

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Heurísticas para Projeto de Estruturas de  
Controle**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**Alencar Heidrich**

**Porto Alegre**

**2004**

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

# **Heurísticas para Projeto de Estruturas de Controle**

Alencar Heidrich

Dissertação de Mestrado apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia

Área de concentração: **Controle de Processos**

**Orientador:**  
**Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler**

**Porto Alegre**

**2004**

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Heurísticas para Projeto de Estruturas de Controle*, elaborada por Alencar Heidrich, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

Comissão Examinadora:

---

Prof. Dr. Argimiro Resende Secchi (DEQUI/UFRGS)

---

Prof. Dr. Luís Gustavo Soares Longhi (REFAP – DEQUI/PUCRS)

---

Prof. Dr. Paulo Ernani Bauer (DEQUI/PUCRS)

*Dedicado à  
razão e paixão de minha vida,  
minha esposa Ana.*

## **Agradecimentos**

Sem dúvida este trabalho não estaria completo sem lembrar e agradecer o apoio de minha família, minha esposa Ana e meus filhos Heiner, Constanza e Alana, os quais suportaram os meus diversos momentos de ausência. Agradeço em especial à minha esposa que, diante dos mais diversos cenários de dificuldades, sempre esteve ao meu lado.

Gostaria também de agradecer ao meu Professor e Orientador Jorge Trierweiler que, além de sempre ter depositado confiança em meu potencial de realização, ofereceu caminhos objetivos e de total liberdade criativa, indispensáveis para a conclusão desta dissertação.

Também agradeço ao meu grande amigo Jair que me influenciou e me apoiou na tomada de decisão para dar início a este trabalho.

## Resumo

Processos químicos integrados apresentam uma maior dificuldade para garantir o controle global da planta em função das fortes interações que se estabelecem entre as variáveis de processo. A área de estudo conhecida como *Plant Wide Control* preocupa-se em propor soluções a este problema de controle. Soluções típicas consistem no projeto de estruturas de controle, a partir de técnicas quantitativas de análise da controlabilidade operacional. Entretanto a dificuldade em obter-se modelos confiáveis na fase de projeto de processos, bem como as incertezas derivadas das não-linearidades de sistemas reais, são alguns exemplos das dificuldades que limitam a aplicabilidade de tais métodos e incentivam o desenvolvimento de heurísticas capazes de auxiliar a seleção de estruturas de controle adequadas.

Nesta dissertação são utilizadas análises estruturais e técnicas quantitativas no estudo de sistemas simplificados e hipotéticos, permitindo a formulação de heurísticas comprometidas com o controle global do balanço material. O resultado destas análises mostra ser possível implementar uma estrutura de base, de configuração *feedforward*, fundamentada na garantia de baixa variabilidade do tempo de residência do sistema reacional, através de controle direto ou flutuação do inventário, e na proporcionalidade entre as correntes de processo, via introdução de razões fixas entre as vazões da planta. A utilização destas duas heurísticas garante a estabilidade do balanço material frente a variações da taxa de produção, mesmo sem a implementação de controladores de composição.

Em um nível supervisorio, são introduzidas malhas de controle *feedback*, em cascata com a estrutura de base, a fim de corrigir *off-sets* e controlar composições sob um horizonte de tempo longo de resposta. As estruturas de controle projetadas a partir desta base heurística apresentam um desempenho satisfatório para a rejeição de distúrbios sobre a taxa de produção, de acordo com os resultados de validação do estudo de caso Tennessee Eastman.

## **Abstract**

The hard interactions of the process variables produce difficulties to reach the plant wide objectives in integrated chemical process. The study area, known as Plant Wide Control, shows solutions for this control problem as the control structure design. It is usual to apply quantitative methods for the operational controllability analysis, however the difficulty to obtain reliable models in the process design step and uncertainties from nonlinearity of the real systems encourages the development of heuristics to select good control structures.

In this work are used structural analysis and quantitative techniques to study hypothetical and simplified systems to build heuristics for material balance control. The results show to be possible to design a basic structure, with feedforward configuration. This basic structure is composed by low variability of the reactor residence time, through direct control or inventory changes, and by constant flowrate ratios. With this heuristic methodology, we can reach the material balance stability under production rate changes, without composition controllers.

In a supervisory level are implemented cascade feedback loops with basic structure to minimize offsets and to control compositions under long term horizon. The control structure design using the heuristic basics shows a good performance to reject production rate disturbances, according to the validation results of the Tennessee Eastman Case Study.

# Sumário

<b>Capítulo 1 - Introdução</b> .....	<b>1</b>
<b>Capítulo 2 - O Reator</b> .....	<b>6</b>
2.1 Modelo do reator .....	6
2.2 Análise de sensibilidade .....	9
2.3 Controlabilidade estrutural .....	11
2.4 Matriz de ganhos relativos - RGA .....	16
2.5 Controlabilidade estrutural <i>versus</i> matriz RGA .....	24
2.6 Extensões da análise de controlabilidade estrutural .....	26
2.7 A planta-reator .....	29
<b>Capítulo 3 - Unidade de Separação</b> .....	<b>32</b>
3.1 Evaporador .....	33
3.2 O controle da pressão .....	37
3.3 O controle do balanço material .....	40
3.4 Coluna de destilação .....	49
<b>Capítulo 4 - Controle Global da Planta</b> .....	<b>59</b>
4.1 O balanço material e o tempo de residência .....	60
4.2 Controle de razões entre correntes .....	64
4.3 Correntes de entrada da planta .....	68
4.4 Exemplos de estruturas de controle .....	70
<b>Capítulo 5 - Estudo de Caso: Problema da Tennessee Eastman</b> .....	<b>81</b>
5.1 Variáveis medidas e condições operacionais .....	83
5.2 Objetivos e restrições .....	84
5.3 Estruturas de controle propostas na literatura .....	86
5.4 Estrutura de controle CS8 .....	90
5.5 Estruturas de controle CS9a e b .....	95
5.6 Estrutura de controle CS10 .....	100
5.7 Estrutura de controle CS11 .....	103
5.8 Comparativo entre estruturas de controle .....	105
<b>Capítulo 6 - Conclusão</b> .....	<b>108</b>
<b>Apêndice A1 - Método para Projeto de Controlador</b> .....	<b>114</b>
<b>Apêndice A2 - Representação Estrutural de Sistemas Lineares em Diagramas de Blocos</b> .....	<b>116</b>
<b>Apêndice A3 - Controladores Empregados no Estudo de Caso Tennessee Eastman</b> .....	<b>120</b>
<b>Referências</b> .....	<b>125</b>



## Lista de figuras

<b>Figura 2.1:</b>	Representação global da planta através de reator CSTR isotérmico.....	6
<b>Figura 2.2:</b>	Diagrama estrutural da planta-exemplo. ....	12
<b>Figura 2.3:</b>	Diagrama estrutural para o reator.....	12
<b>Figura 2.4:</b>	Representação do modelo linearizado do reator em diagrama de blocos 8.....	15
<b>Figura 2.5:</b>	(a) Elementos ( $\lambda$ ) da matriz RGA para as estruturas CS1 ( $\lambda_{CS1}$ ) e CS2 ( $\lambda_{CS2}$ ); (b) Condicionamento mínimo da planta .....	19
<b>Figura 2.6:</b>	Perfil de concentração de A e volume de reação de cada estrutura de controle para um degrau de $+1 \text{ m}^3/\text{h}$ sobre a vazão não controladora do inventário. ....	21
<b>Figura 2.7:</b>	Efeito sobre a concentração de A decorrente do ajuste de $+1 \text{ m}^3$ sobre o inventário do reator. ....	22
<b>Figura 2.8:</b>	Resposta sobre a concentração de A, em malha fechada, para cada estrutura, CS1 e CS2, após incremento de $1 \text{ m}^3$ no inventário .....	23
<b>Figura 2.9:</b>	Comportamento do tempo de residência do reator em malha fechada após incremento de $1 \text{ m}^3$ sobre inventário .....	23
<b>Figura 2.10:</b>	Diagrama de blocos de sistema $2 \times 2$ genérico.....	25
<b>Figura 2.11:</b>	Reator CSTR isotérmico com cinética $A + B \rightarrow C$ . ....	26
<b>Figura 2.12:</b>	Diagrama estrutural representativo do sistema $A + B \rightarrow C$ .....	27
<b>Figura 2.13:</b>	Diagrama estrutural representativo do sistema $A \rightarrow B \rightarrow C$ .....	28
<b>Figura 2.14:</b>	Representação global da planta em correntes de entrada e de saída.....	29
<b>Figura 2.15:</b>	Representação de uma planta composta por reator, unidade de separação e reciclo de reagente.....	30
<b>Figura 3.1:</b>	Representação esquemática do evaporador.....	33
<b>Figura 3.2:</b>	Resposta para a pressão do evaporador em malha fechada após alteração de $1 \text{ atm}$ sobre o <i>set-point</i> .....	40
<b>Figura 3.3:</b>	Diagrama de blocos para o sistema que descreve o processo de evaporação. ....	41
<b>Figura 3.4:</b>	Diagrama de blocos para o sistema que descreve o processo de evaporação com fração de vaporização controlada.....	42
<b>Figura 3.5:</b>	Estruturas de controle para o vaso evaporador com controle direto da composição, CS1 (a), e com controle indireto, CS2 (b). ....	44
<b>Figura 3.6:</b>	Resultados da simulação sobre a composição da unidade de evaporação, sob variação de $10\%$ na carga, para as estruturas de controle CS1 (a) e CS2 (b).....	45
<b>Figura 3.7:</b>	Resultados da simulação da composição na fase líquida do evaporador, sob intensa variação de carga, para as estruturas de controle CS1 (a) e CS2 (b).....	46
<b>Figura 3.8:</b>	Curvas de distribuição normal para os resultados da simulação da unidade sob intensa variação na carga. ....	46
<b>Figura 3.9:</b>	Resultados da simulação da composição na fase líquida do evaporador, sob variação de $10\%$ na composição da alimentação, em CS1 (a) e CS2 (b).. ....	47
<b>Figura 3.10:</b>	Estrutura de controle CS3 para o vaso evaporador. ....	48

<b>Figura 3.11:</b> Resultados da simulação da composição do sistema sob distúrbio de +10% sobre a carga (a) e +10% sobre a composição da alimentação (b), para a estrutura CS3.....	48
<b>Figura 3.12:</b> Coluna de destilação sob pressão constante.....	49
<b>Figura 3.13:</b> Diagrama estrutural para a coluna de destilação.....	52
<b>Figura 3.14:</b> Fluxograma das estruturas de controle CS3 (a) e CS4 (b).....	55
<b>Figura 3.15:</b> Resultados da simulação para as composições de topo (a) e fundo (b) quando a estrutura de controle CS2 é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da coluna .....	55
<b>Figura 3.16:</b> Resultados da simulação para as composições de topo (a) e fundo (b) quando a estrutura de controle CS4 é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da coluna. ....	56
<b>Figura 3.17:</b> Fluxograma das estruturas de controle CS5 (a) e CS6 (b).....	57
<b>Figura 3.18:</b> Resultados da simulação para as composições de topo (a) e fundo (b) quando a estrutura de controle CS5 é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da coluna .....	57
<b>Figura 3.19:</b> Resultados da simulação para as composições de topo (a) e fundo (b) quando a estrutura de controle CS6 é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da coluna .....	58
<b>Figura 4.1:</b> Fluxograma da planta composta por reator, unidade de separação e reciclo	60
<b>Figura 4.2:</b> Diagrama de blocos de sistema genérico com reciclo .....	62
<b>Figura 4.3:</b> Fluxograma da planta simplificada. ....	65
<b>Figura 4.4:</b> Diagrama de blocos da planta simplificada. ....	66
<b>Figura 4.5:</b> Diagrama de blocos modificado a partir do controle da razão $V/F$ .....	67
<b>Figura 4.6:</b> Diagrama estrutural para a planta simplificada.....	69
<b>Figura 4.7:</b> Estruturas de controle (a) CS3, (b) CS4, (c) CS5 e (d) CS6.. ..	72
<b>Figura 4.8:</b> Resposta dinâmica de $z$ ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS3 e CS4.....	73
<b>Figura 4.9:</b> Resposta dinâmica de $x_B$ ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS3 e CS4.....	73
<b>Figura 4.10:</b> Resposta dinâmica de $z$ ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS3 e CS4 .....	74
<b>Figura 4.11:</b> Resposta dinâmica de $x_B$ ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS3 e CS4 .....	74
<b>Figura 4.12:</b> Resposta dinâmica de $z$ ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS4 e CS5.....	75
<b>Figura 4.13:</b> Resposta dinâmica de $x_B$ ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS4 e CS5.....	76
<b>Figura 4.14:</b> Resposta dinâmica de $z$ ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS4 e CS5. ....	76
<b>Figura 4.15:</b> Resposta dinâmica de $x_B$ ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS4 e CS5. ....	77
<b>Figura 4.16:</b> Resposta dinâmica de $z$ ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS5 e CS6.....	78
<b>Figura 4.17:</b> Resposta dinâmica de $x_B$ ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS5 e CS6.....	78

<b>Figura 4.18:</b> Resposta dinâmica de $z$ ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS5 e CS6.....	79
<b>Figura 4.19:</b> Resposta dinâmica de $x_B$ ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS5 e CS6.....	79
<b>Figura 5.1:</b> Fluxograma de processo da planta industrial Tennessee Eastman.....	82
<b>Figura 5.2:</b> Representação da estrutura de controle CS8.....	92
<b>Figura 5.3:</b> Resultados de simulação do controle regulatório de CS8 após incremento de 15 % sobre a taxa de produção via variação do inventário do reator. ....	93
<b>Figura 5.4:</b> Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação do nível do reator em CS8, mantendo <i>set-points</i> de acordo com Tabela 5.2.....	93
<b>Figura 5.5:</b> Resultados de simulação do controle regulatório de CS8 após de 15 % sobre a taxa de produção via variação da temperatura do reator. ....	94
<b>Figura 5.6:</b> Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da temperatura do reator em CS8, mantendo <i>set-points</i> de acordo com Tabela 5.2.....	95
<b>Figura 5.7:</b> Representação da estrutura de controle CS9a.....	96
<b>Figura 5.8:</b> Resultados de simulação do controle regulatório de CS9a após de 15 % sobre a taxa de produção via variação da corrente de reciclo.....	97
<b>Figura 5.9:</b> Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da corrente de reciclo em CS9a, sem controle em torno dos <i>set-points</i> .....	97
<b>Figura 5.10:</b> Representação da estrutura de controle CS9b.....	98
<b>Figura 5.11:</b> Resultados de simulação do controle regulatório de CS9b após incremento de 15 % sobre a taxa de produção via variação da corrente de reciclo.....	99
<b>Figura 5.12:</b> Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da corrente de reciclo em CS9b, mantendo <i>set-points</i> de acordo com Tabela 5.2.....	99
<b>Figura 5.13:</b> Representação da estrutura de controle CS10.....	100
<b>Figura 5.14:</b> Resultados de simulação do controle regulatório de CS10 após incremento de 15 % sobre a taxa de produção via variação da corrente de reagente C .....	101
<b>Figura 5.15:</b> Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da corrente de reagente C em CS10, mantendo <i>set-points</i> de acordo com Tabela 5.2, exceto para o reagente C.....	102
<b>Figura 5.16:</b> Representação da estrutura de controle CS11.....	103
<b>Figura 5.17:</b> Resultados de simulação do controle regulatório de CS11 após incremento de 15 % sobre a taxa de produção via variação da corrente de líquido do vaso de separação .....	104
<b>Figura 5.18:</b> Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da corrente de líquido do vaso de separação em CS11, mantendo <i>set-points</i> de acordo com Tabela 5.2.....	104
<b>Figura A2.1:</b> Diagrama de blocos para a resposta $\Delta y_k(s)$ .....	117
<b>Figura A2.2:</b> Diagrama de blocos do sistema completo.....	118

# Lista de tabelas

<b>Tabela 2.1:</b> Matriz de ordem relativa para as estruturas de controle CS1 e CS2 do reator .....	13
<b>Tabela 2.2:</b> Resultados dos indicadores da análise de controlabilidade estrutural para as estruturas de controle do reator.....	14
<b>Tabela 2.3:</b> Resultados da matriz RGA para as estruturas de controle CS1 e CS2 .....	17
<b>Tabela 2.4:</b> Condições estacionárias do reator.....	19
<b>Tabela 2.5:</b> Parâmetros de projeto dos controladores do reator para as estruturas CS1 e CS2. ....	25
<b>Tabela 3.1:</b> Constantes da equação (3.6) para cada componente da mistura .....	34
<b>Tabela 3.2:</b> Parâmetros operacionais para o evaporador.....	36
<b>Tabela 3.3:</b> Parâmetros dos controladores PI para composição (CS1) e pressão (CS2).. ....	44
<b>Tabela 3.4:</b> Análise de controlabilidade estrutural de duas diferentes estruturas de controle para a coluna de destilação .....	51
<b>Tabela 3.5:</b> Condições estacionárias para a coluna de destilação .....	54
<b>Tabela 4.1:</b> Parâmetros para os modelos lineares da planta simplificada representada pelos diagramas de blocos.....	68
<b>Tabela 4.2:</b> Valores de $\lambda(j\omega)$ e $RPN_{m\acute{a}x}$ para as estruturas de controle CS1 e CS2 .....	68
<b>Tabela 4.3:</b> Condições estacionárias para a planta.....	71
<b>Tabela 4.4:</b> Parâmetros dos controladores PI para composição.....	80
<b>Tabela 5.1:</b> Condições operacionais do caso-base .....	83
<b>Tabela 5.2:</b> Composições do caso-base em % mol/mol.....	84
<b>Tabela 5.3:</b> Condições normais e limitantes para a operação da planta.....	85
<b>Tabela 5.4:</b> Quadro comparativo entre os emparelhamentos das diversas estruturas de controle regulatório apresentadas na literatura.....	87
<b>Tabela 5.5:</b> Quadro resumo de estruturas regulatórias das propostas de controle apresentadas. ....	105
<b>Tabela A3.1:</b> Parâmetros dos controladores <i>feedback</i> implementados na estrutura de controle CS8, apresentada no capítulo 5.....	121
<b>Tabela A3.2:</b> Parâmetros dos controladores <i>feedback</i> implementados na estrutura de controle CS9, apresentada no capítulo 5.....	122
<b>Tabela A3.3:</b> Parâmetros dos controladores <i>feedback</i> implementados na estrutura de controle CS10, apresentada no capítulo 5.....	123
<b>Tabela A3.4:</b> Parâmetros dos controladores <i>feedback</i> implementados na estrutura de controle CS11, apresentada no capítulo 5.....	124

## Notação e Simbologia

$A_1, A_2, A_3$	Constantes da equação de Antoine
$B$	Vazão de fundo de coluna de destilação
$C_A, C_B, \dots$	Concentração molar do componente A, B, ...
$C_{A0}, C_{B0}, \dots$	Concentração molar de alimentação do componente A, B, ...
$C_P$	Calor específico
$d$	Variável de distúrbio
$F$	Vazão de alimentação
$F_i$	Vazão de processo referente à corrente $i$
$f(x), g(x), h(x)$	Funções genéricas dependentes da variável $x$
$G(s)$	Matriz de transferência no domínio de $s$
$G(j\omega)$	Matriz de transferência no domínio da frequência
$G_i$	Função de transferência do bloco $i$ do diagrama de blocos
$G_{ij}$	Função de transferência do elemento $ij$ do sistema multivariável
$g_{ij}(j\omega)$	Elemento $ij$ da matriz de transferência no domínio da frequência
$\Delta H_v$	Entalpia de vaporização
$J_u$	Função objetivo do processo
$K_1, K_2, \dots, K_j$	Constantes de modelo linearizado
$k$	Constante de velocidade de reação
$K_C$	Constante do controlador proporcional (P)
$K_d$	Controlador desejado
$K_h$	Constante hidráulica de escoamento de líquido entre pratos da coluna de destilação

$K_{TM}$	Coeficiente de transferência de massa por vaporização
$K_v$	Constante de equilíbrio líquido-vapor
$L$	Vazão de líquido
$L_1, L_2, \dots, L_j$	Vazões de líquido entre estágios da coluna de destilação
$L_u, L_C$	Função perda do objetivo do processo
$M_p$	Parâmetro de desempenho ( <i>overshoot</i> ) para projeto de controlador
$M_r$	Matriz de ordem relativa
$N_1, N_2, \dots, N_j$	Inventário de líquido dos pratos da coluna de destilação
$N_B$	Inventário de líquido do fundo da coluna de destilação
$N_D$	Inventário de líquido do tambor de refluxo da coluna de destilação
$N_L$	Inventário de líquido
$N_v$	Inventário de vapor
$n_F$	Número do estágio de alimentação da coluna de destilação
$n_k$	Número de estágios da coluna de destilação
$P$	Pressão
$P_C$	Pressão crítica
$P_i^S$	Pressão de vapor do componente $i$
$p_1, p_2, \dots, p_i$	Pólos do plano complexo
$Q$	Taxa de calor de suprimento de vapor para a unidade de separação
$R$	Constante universal dos gases ideais
$RC$	Razão de controle <i>feedforward</i>

$RGA$	Matriz de ganhos relativos
$RPN$	Número de performance robusta
$RR$	Razão de reciclo
$r$	Taxa de reação
$r_{ij}$	Elemento $ij$ da matriz de ordem relativa $M_r$
$S_{yu}$	Sensibilidade da variável $y$ em relação à variável $u$
$s$	Variável do domínio complexo
$T$	Temperatura
$T_0$	Temperatura da corrente de alimentação da unidade de separação
$T_d$	Função de desempenho alcançável para projeto de controlador
$T(j\omega)$	Função de desempenho no domínio da frequência
$t$	Tempo
$t_r$	Tempo de resposta do sistema a um degrau
$u$	Variável manipulada
$V$	Vazão de vapor
$V_G$	Inventário de gás do reator
$V_R$	Inventário de líquido do reator
$v$	Volume molar de gás
$W_v$	Taxa de vaporização
$X_A$	Conversão do reagente A
$x$	Estado do sistema Composição do líquido
$x_1, x_2, \dots, x_i$	Composições do líquido de estágios da coluna de destilação

$x_B$	Composição do líquido de fundo da coluna de destilação
$x_D$	Composição do líquido do destilado da coluna de destilação
$y$	Variável medida ou controlada Composição do vapor
$y_1, y_2, \dots, y_i$	Composições do vapor de estágios da coluna de destilação
$y_A, y_B, \dots$	Composição do componente A, B, ... na fase gás
$z_F$	Composição da corrente de alimentação do reator
$z$	Composição do reator e alimentação da unidade de separação
$\alpha$	Volatilidade relativa
$\gamma^*$	Condicionamento mínimo
$\lambda$	Elemento da matriz RGA de um sistema 2 x 2
$\Lambda(G)$	Representação para a matriz RGA da matriz de transferência $G$
$\tau$	Constante de tempo
$\tau_I$	Constante de tempo integral do controlador proporcional-integral (PI)
$\tau_R$	Tempo de residência do reator
$\omega$	Frequência
$\omega_B$	Frequência de banda
$\omega_n$	Parâmetro de desempenho para projeto do controlador
$\psi$	Fração de vaporização
$\zeta$	Parâmetro de desempenho para projeto do controlador

$\Delta$	Desvio de uma variável em relação ao seu estado estacionário
$s$	Condição de estado estacionário
$ \cdot $	Valor absoluto
$\ \cdot\ _1$	Máximo somatório dos módulos dos elementos de uma coluna de uma matriz
$\ \cdot\ _\infty$	Máximo somatório dos módulos dos elementos de uma linha de uma matriz

# Capítulo 1

## Introdução

A produção industrial encontra-se em meio a um cenário de elevada competitividade que exige o atendimento a diversos indicadores de eficiência. Aspectos como a qualidade de produtos, flexibilidade operacional, produtividade, confiabilidade e o atendimento às condições e restrições de órgãos ambientais são elementos que norteiam as tecnologias implementadas nos projetos de processos. A busca pelo atendimento a metas de incremento de produtividade tem gerado espaço à implementação de ações focadas na redução de perdas, materiais e energéticas, conduzindo a processos mais integrados. As exigências ambientais, que passam pela minimização do impacto gerado por emissões atmosféricas, efluentes líquidos e produção de resíduos sólidos, também são contemplados com esta maior integração massiva e energética, elementos fundamentais na implementação de tecnologias limpas economicamente viáveis. Associado a este cenário de restrições, as exigências de mercado por produtos de maior uniformidade e a necessidade de uma maior flexibilidade para permitir transições entre produtos de características diferenciadas tornam necessário a redução sobre variabilidades de processos. Esta realidade faz com que as dificuldades operacionais, já inseridas através de processos integrados, sejam intensificadas. Desta a forma vê-se que a necessidade em garantir o controle global da planta mostra-se ser uma tarefa não trivial.

A integração de processos implica em utilizar correntes de reciclo material, aumentando a conversão global, e introduzir trocas térmicas entre correntes quentes e frias de diferentes pontos da planta, permitindo o aumento da eficiência energética. LUYBEN et al. (1998) mostraram que os reciclos e a troca térmica entre diferentes correntes do processo introduzem o *feedback positivo* na estrutura do sistema representativo da planta. Esta característica gera dificuldades de controle, tais como o aumento da constante de tempo da função de transferência do sistema, podendo levar, em alguns casos, a sua instabilização. A instabilidade foi particularmente demonstrada ser possível quando implementados sistemas chamados FEHE, *feed-effluent heat exchange*, nos quais correntes efluentes de reatores são empregadas para o aquecimento da alimentação. O efeito *snowball* discutido por LUYBEN et al. (1998), e também comentado nos trabalhos de WU et al. (2002) e RUSSEL et al. (2002), é responsável pela produção de grandes alterações sobre as correntes de reciclo mesmo quando

modificada moderadamente a taxa de produção da unidade. Estas conexões introduzidas no processo mostram que a planta comporta-se como um sistema multivariável, podendo exibir problemas a sua controlabilidade tais como elevadas interações, alta direcionalidade e elementos de fase não mínima.

A tarefa de propor alternativas que permitam o controle global da planta é intitulada na literatura como *Plant Wide Control*. O procedimento hierárquico para estabelecer o controle global da planta tem sido apresentado em diversos trabalhos, podendo citar alguns autores como SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996), TRIERWEILER (1997), LUYBEN et al. (1998) e STEPHANOPOULOS & NG (2000). Basicamente essa estratégia consiste em:

- definir claramente os objetivos do processo;
- identificar as restrições operacionais;
- selecionar variáveis controladas e manipuladas;
- estabelecer a *I/O-structure* ou emparelhamento entre variáveis controladas e manipuladas;
- escolher a configuração mais apropriada de controle (*feedback*, *feedforward*, MPC, etc.).

O projeto da estrutura de controle objetiva a seleção das variáveis controladas e manipuladas para então propor o emparelhamento entre estas variáveis, capaz de garantir a controlabilidade operacional do sistema.

As variáveis controladas, aquelas que precisam que seus valores sejam mantidos em torno de seus *set-points*, são normalmente diretamente associadas aos objetivos do controle, como por exemplo concentrações de impurezas de produtos, ou indiretamente relacionadas a estes objetivos. SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996) descreveram uma sistemática para garantir o controle parcial, ou seja, uma forma de sistematizar a relação entre variáveis controladas,  $y$ , às variáveis objetivo,  $z$ , através de modelos lineares da planta. Também foram apresentadas neste trabalho técnicas para seleção de variáveis controladas que utilizam a matriz RGA (*Relative Gain Array*) de plantas não quadradas, envolvendo todas as variáveis candidatas a serem manipuladas e controladas, e a decomposição do sistema em valores singulares. Estes métodos apresentados aplicam-se a sistemas lineares e são dependentes do escalonamento. Posteriormente, nos dois trabalhos publicados por SKOGESTAD (2000) e GOVATSMARK & SKOGESTAD (2002) foram introduzidas metodologias para seleção de variáveis controladas através da minimização de *uma função-custo*.

As variáveis manipuladas são aquelas que se ajustam de acordo com o sinal emitido pelo controlador, permitindo, através de sua manipulação, que as variáveis controladas mantenham-se em torno de seus *set-points*. A escolha destas variáveis é dependente dos graus

---

de liberdade da planta, ou seja, das correntes de processo independentes que podem ser livremente manipuladas. Diversos estudos têm empenhado significativa atenção à solução do problema de emparelhamento entre variáveis controladas e manipuladas, emparelhamento este que consiste em estabelecer qual variável manipulada controla uma determinada variável controlada. Esta é uma tarefa essencial para o projeto da estrutura de um controlador descentralizado, no qual, para cada par de variáveis, existe um controlador SISO (*Single Input – Single Output*). Em artigo de WAL & JAGER (2001), é apresentada uma revisão de métodos empregados na definição da *I/O-structure*.

A matriz RGA, utilizada por SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996), consiste em uma ferramenta que tem sido largamente empregada para a definição de pares de controle, permitindo visualizar as estruturas de controle capazes de produzir uma menor interação entre variáveis. A matriz RGA também é aplicável no domínio da frequência, permitindo visualizar estruturas mais apropriadas ao controle descentralizado próximo à frequência de corte. Uma grande vantagem da utilização desta ferramenta consiste no fato de ser independente do escalonamento.

Sistemas multivariáveis apresentam direcionalidade, isto é, dependendo da direção de distúrbios aplicados sobre a planta, o sistema pode apresentar repostas com ganhos diversos. Tanto maior é a direcionalidade, quanto maior for a razão entre o ganho máximo e o ganho mínimo. A decomposição do modelo linear da planta em valores singulares permite calcular o máximo e o mínimo valor singular. A relação entre estes valores singulares, para um sistema otimamente escalonado, gera o número de condicionamento mínimo, índice que infere o grau de direcionalidade de uma planta, sendo tanto mais difícil de controlar a planta quanto maior for o seu condicionamento mínimo. Elementos de fase não-mínima podem se apresentar em sistemas multivariáveis, dificultando também a sua controlabilidade. Exemplo destes é o surgimento de zeros localizados no semi-plano complexo direito, os zeros de transmissão que degradam o desempenho do sistema de controle e que podem muitas vezes serem evitados em função da escolha mais adequada da estrutura de controle. TRIERWEILER & ENGELL (1997) apresentaram o índice RPN (*Robust Performance Number*) que reúne, em um mesmo indicador, o desempenho desejado, elementos de fase não-mínima e condicionamento mínimo, sendo que quanto menor for o valor do RPN mais fácil será para um determinado sistema atingir o desempenho robusto.

A aplicação das técnicas quantitativas sucintamente comentadas acima permite definir os pares entre variáveis controladas e manipuladas capazes de compor uma estrutura de controle que ofereça um desempenho adequado, isto é, quantificar a controlabilidade operacional de uma determinada estrutura de controle. Sistemas que compreendem plantas quadradas de fácil controlabilidade são bons candidatos à composição de uma estrutura de controle descentralizado que apresenta as vantagens de ser de fácil compreensão, operação e confiabilidade do sistema.

A maior dificuldade em empregar técnicas quantitativas para auxiliar o projeto de estruturas de controle reside no fato de que é indispensável existir um modelo para a planta. Normalmente, quando em fase de projeto de processos, não são disponíveis modelos identificados, podendo incorporar incertezas significativas à análise. Mesmo em tratando-se

de otimização de estruturas de controle de plantas em operação, a identificação de modelos não é uma tarefa de simples resolução, exigindo testes em planta além da qualidade do modelo obtido depender em muito da interferência de ruídos de medição. Adicionalmente as técnicas quantitativas para análise dos pares viáveis de controle baseiam-se em modelos lineares que, por si só, já incorporam incertezas de modelo em função das não-linearidades de processos reais. Por esta razão crescentes estudos têm buscado soluções para os problemas de *Plant Wide Control* baseadas em procedimentos heurísticos, apresentando regras úteis, não infalíveis, porém capazes de prever alternativas adequadas à proposição de estruturas de controle, sem a necessidade de um conhecimento completo e rigoroso a cerca do modelo da planta.

NG & STEPHANOPOULOS (1996) apresentaram uma proposição metodológica na qual a hierarquia utilizada para escolher as estratégias de controle obedecem a decomposição do processo proposta por DOUGLAS (1988) para projeto de processos. Também são sugeridas etapas para implementação onde, sinteticamente, (1) identificam-se os objetivos e restrições do processo, (2) analisa-se a instabilidade do sistema em malha aberta, propondo-se alternativas de controle, (3) seleciona-se a estrutura associada ao longo horizonte de tempo, ou seja, a estrutura associada às correntes de entrada e saída da planta e aos objetivos que podem ser visualizados neste estágio, (4) prossegue-se com esta análise para representações da planta em horizontes de tempo menores, isto é, dividindo-a em sistemas de menores dimensões, permitindo o surgimento de correntes internas do processo a serem empregadas como variáveis manipuladas.

LUYBEN et al. (1998) apresentaram um procedimento hierárquico compreendido por 9 etapas, dentre elas (1) a definição dos objetivos de controle, (2) a identificação dos graus de liberdade, ou seja, correntes disponíveis para manipulação, (3) a proposição do sistema de gerenciamento térmico, (4) a estratégia de manipulação da taxa de produção, (5) os emparelhamentos para controle de qualidade de produtos, (6) a fixação da corrente de reciclo em cada *loop* do processo e controle de inventários, (7) o ajuste de pares para garantia de controle do balanço para todos os componentes, inclusive inertes, (8) o controle de operações unitárias individuais e (9) estratégias de controle para otimização econômica e de dinâmica de controle.

Estes trabalhos tem se fundamentado em regras ou experiências que se comprovam através de simulações de processo. Poucos autores têm apresentado uma fundamentação, para as heurísticas propostas, baseada nas análises quantitativas classicamente empregadas para a definição de emparelhamentos. WU et al. (2002) demonstraram, utilizando análises quantitativas em paralelo, que o emprego de razões entre correntes e o *off-set* para o inventário do meio reacional são estratégias associadas a um desempenho satisfatório para o controle do balanço material da planta. O presente trabalho, de maneira similar aos resultados obtidos por WU et al. (2002), propõe-se a fundamentar, avaliar e validar diretrizes heurísticas genéricas a serem empregadas, total ou parcialmente, na proposição de estruturas de controle capazes de garantir o controle global do balanço material, utilizando-se de uma análise estrutural, ferramentas quantitativas e simulação de processos.

No capítulo 2 analisa-se o efeito das correntes de entrada e saída de um reator sobre o seu balanço material. Utiliza-se um modelo cinético de primeira ordem e um único reator isotérmico de mistura, permitindo avaliar analiticamente o comportamento dinâmico dos possíveis emparelhamentos entre variáveis controladas e manipuladas. Este estudo evidencia que a utilização de vazões de alimentação para o controle de composições está associado à garantia de um tempo de residência mais estável, ou seja, menor perturbação sobre o balanço material. Posteriormente estas conclusões são generalizadas ao controle global da planta.

O capítulo 3 dá prosseguimento ao estudo de estratégias de controle do balanço material, estendendo-o à unidade de separação. Neste capítulo introduz-se a utilização de razões entre correntes de fluxo do processo com a finalidade de conservar o controle de composições implementado no reator. Formas de análise de controlabilidade estrutural e de modelos são utilizadas na fundamentação de heurísticas.

No capítulo 4 trata-se da junção das conclusões obtidas nos capítulos 2 e 3, através da proposição de estruturas de controle em uma planta completa hipotética, composta por um reator isotérmico, uma unidade de separação e uma corrente de reciclo. Os exemplos utilizados permitem estruturar as considerações heurísticas, mostrando a efetividade alcançada quando implementam-se estruturas de controle de base, mantendo o tempo de residência do reator constante. Mostra-se ser possível alcançar o objetivo de controle global sobre o balanço material da unidade através do controle de composição em cascata com a estrutura de base, compreendendo um segundo nível hierárquico na implementação da estrutura de controle.

Finalmente, no capítulo 5, as heurísticas propostas são validadas através da utilização destes critérios no projeto de estruturas de controle para o caso industrial Tennessee Eastman. O estudo de caso permite considerar as limitações impostas por uma planta real na implementação das heurísticas e avaliar a efetividade destas sobre o controle do balanço material da unidade.

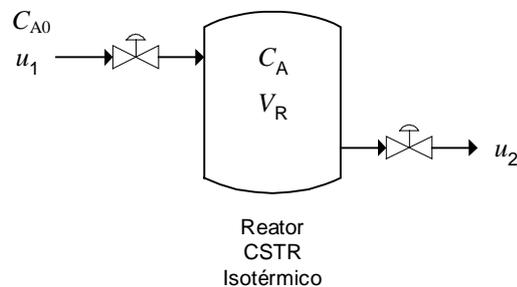
## Capítulo 2

### O Reator

Neste capítulo estuda-se o controle do balanço material de um reator, avaliando-se como o emprego das correntes de entrada e saída (variáveis manipuladas) interfere sobre o desempenho deste controle. O objetivo deste estudo consiste em selecionar a corrente que é capaz de oferecer um melhor desempenho para o controle descentralizado da composição do sistema reacional, utilizando técnicas analíticas, estruturais e quantitativas. Ao final do capítulo propõe-se um exercício de generalização das conclusões obtidas ao controle do reator. A finalidade desta generalização é a de fundamentar as primeiras regras que irão compor o conjunto de heurísticas para desenvolvimento de estruturas de controle aplicáveis ao controle global do balanço material de uma planta.

#### 2.1 Modelo do reator

O modelo adotado para iniciar os estudos é o de um reator de mistura (CSTR), isotérmico, que converte A em B de acordo com a cinética de primeira ordem  $A \rightarrow B$ . A Figura 2.1 apresenta esquematicamente o modelo proposto para a análise.



**Figura 2.1:** Representação global da planta através de reator CSTR isotérmico.

O desenho esquemático da Figura 2.1 apresenta duas variáveis manipuladas, a vazão volumétrica de alimentação  $u_1$  e a vazão volumétrica de descarga do reator  $u_2$ . Os objetivos de controle deste reator são o controle de impurezas contidas na mistura efluente (composição

residual de A), a estabilidade do inventário e a manipulação da taxa de produção. Para isso, dispõe-se das variáveis controladas dadas pela concentração de reagente  $C_A$  e pelo inventário do sistema ou volume de reação  $V_R$ .

Para este sistema 2 X 2 tem-se duas estruturas de controle possíveis, uma controlando-se a concentração de reagentes através da vazão de alimentação e a outra controlando os reagentes através do efluente do reator. O controle do inventário se faz com o grau de liberdade, ou vazão, remanescente. Independente da estrutura de controle selecionada tem-se o problema da manipulação da taxa de produção do reator a resolver. Desde que as vazões de alimentação e descarga controlam uma das variáveis controladas, estas não estão disponíveis para a manipulação da taxa de produção do reator.

O inventário do reator precisa ser controlado pois é o que confere estabilidade ao sistema contra o seu efeito integrador. LUYBEN et al. (1998) empregaram a *regra de Downs* ao método hierárquico proposto para seleção de estruturas de controle, a qual refere-se à necessidade em controlar as composições dos componentes, direta ou indiretamente, para a garantia da estabilidade do balanço material. Também é relevante observar que, se a concentração de reagentes não fosse controlada, ao se provocar uma modificação na carga do reator, seria violada a especificação de impurezas na vazão de descarga. Os argumentos apresentados acima evidenciam a importância das variáveis selecionadas para o controle do balanço material do reator.

O modelo dinâmico para o reator considerado é apresentado através das equações (2.1) e (2.2).

$$\frac{dV_R}{dt} = u_1 - u_2 \quad (2.1)$$

$$\frac{d(V_R C_A)}{dt} = u_1 C_{A0} - u_2 C_A - k V_R C_A \quad (2.2)$$

Nas expressões (2.1) e (2.2) acima, as variáveis  $V_R$ ,  $C_A$ ,  $u_1$  e  $u_2$  já foram previamente definidas. Definimos ainda  $C_{A0}$  como sendo a concentração de alimentação do reagente A e  $k$  como a constante de velocidade para a reação de primeira ordem. Podemos combinar as equações (2.1) e (2.2), rescrevendo a equação (2.2) em termos de  $dC_A/dt$ , de acordo com o resultado dado por (2.3).

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{u_1}{V_R} (C_{A0} - C_A) - k C_A \quad (2.3)$$

Para este modelo dinâmico, podemos definir o tempo médio de residência do reator ou, por simplicidade, chamado aqui de tempo de residência,  $\tau_R$ , de acordo com (2.4).

$$\tau_R = \frac{V_R}{u_2} \quad (2.4)$$

Em estado estacionário, a expressão (2.4) pode ser generalizada conforme apresentado na equação (2.5).

$$\tau_R = \frac{V_R}{u_2} = \frac{V_R}{u_1} = \frac{V_R}{u_f} \quad (2.5)$$

Em (2.5),  $u_f$  é a descrição genérica para as vazões tanto de entrada como de saída do reator no estado estacionário.

A linearização das equações (2.1) e (2.3), escrita através das variáveis de desvio representadas por  $\Delta$ , é dada pelas expressões (2.6) e (2.7).

$$\frac{d\Delta V_R}{dt} = \Delta u_1 - \Delta u_2 \quad (2.6)$$

$$\frac{d\Delta C_A}{dt} = -\left(\frac{u_{1,S}}{V_{R,S}} + k\right)\Delta C_A - \frac{u_{1,S}(C_{A0} - C_{A,S})}{V_{R,S}^2}\Delta V_R + \frac{C_{A0} - C_{A,S}}{V_{R,S}}\Delta u_1 \quad (2.7)$$

Nas expressões (2.6) e (2.7) o índice  $S$  é utilizado para denotar o valor constante da variável no estado estacionário, sobre o qual o modelo foi linearizado. De acordo com o apêndice A2, podemos escrever as funções de transferência (2.8) e (2.9).

$$\frac{\Delta C_A}{\Delta u_1} = \frac{K_1 s - K_2}{s(s + p_1)} \quad (2.8)$$

$$\frac{\Delta C_A}{\Delta u_2} = \frac{K_2}{s(s + p_1)} \quad (2.9)$$

Nas expressões (2.8) e (2.9), os valores para as constantes  $K_1$ ,  $K_2$  e  $p_1$  podem ser calculadas de (2.6) e (2.7), sendo apresentadas em (2.10) a (2.12).

$$K_1 = \frac{C_{A0} - C_{A,S}}{V_{R,S}} \quad (2.10)$$

$$K_2 = \frac{u_1(C_{A0} - C_{A,S})}{V_{R,S}^2} \quad (2.11)$$

$$p_1 = \frac{u_{1,S}}{V_{R,S}} + k \quad (2.12)$$

Os valores destas constantes serão utilizadas posteriormente, seção 2.2, na representação através de álgebra de blocos.

A equação (2.3), em estado estacionário e combinada à (2.5), reduz-se à expressão (2.13).

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \frac{1}{k \tau_R + 1} \quad (2.13)$$

Para que a concentração de reagentes não se modifique, a equação (2.13) demonstra que o tempo de residência deve ser invariável. Como o tempo de residência é expresso através da relação entre o volume do reator e a vazão volumétrica do processo,  $\tau_R = V_R / u$ , a única forma de modificar-se a vazão do processo, para atender às alterações de taxa de produção da planta, é fazendo variar o inventário, isto é, o volume de reação. O inventário precisa ser estável, mas não necessariamente constante, logo, se a taxa de produção for alterada, o inventário (volume de reação) também terá de ser modificado, de forma a manter-se o tempo de residência constante, o qual, por sua vez, mantém as concentrações de reagentes também constantes.

Sendo o tempo de residência fundamental para o controle de composição e apresentando elevada susceptibilidade a variações durante elevações e reduções de carga na planta, a estrutura de controle selecionada deve contemplar um desempenho adequado para garantia da estabilidade de  $\tau_R$ . Para uma melhor análise desta estabilidade de  $\tau_R$ , podemos considerar duas contribuições:

1. **Controle de  $V_R$**  – O sistema de controle deve rejeitar o efeito dos distúrbios sobre o inventário o mais rápido possível a fim de manter o volume do reator constante, isto é, a malha de controle do inventário deve ser de resposta rápida.
2. **Manipulação de  $u$**  – As variações sobre as vazões para garantir o controle das variáveis devem ser as menores possíveis, ou seja, os emparelhamentos devem apresentar ganhos elevados.

Na seqüência são introduzidas diversas análises de controlabilidade com a finalidade de verificar o emparelhamento que melhor satisfaz as duas considerações apresentadas acima.

## 2.2 Análise de sensibilidade

A análise de sensibilidade permite extrair conclusões úteis em relação à relação entre variáveis manipuladas e controladas. Quando a planta pode ser representada por um modelo simples a verificação da sensibilidade entre as variáveis permite adotar um enfoque analítico

ao método. RUSSEL et al. (2002) apresentaram alguns exemplos de seleção de estruturas de controle através da análise de modelos onde, para os vetores de variáveis controladas  $y$  e variáveis manipuladas  $u$ , são selecionados os pares  $y_i - u_j$ , associados a valores elevados de  $dy_i/du_j$ .

Sensibilidade elevada é desejável na medida em que pequenas variações em  $u_j$  produzem altas variações em  $y_i$ . Entretanto deve-se considerar o efeito das interações quando uma mesma variável manipulada está associada à alta sensibilidade de mais de um estado ou variável controlada. As interações introduzem dificuldades de controle que justificam uma heurística importante: as variáveis controladas devem ser emparelhadas a variáveis manipuladas capazes de produzir uma sensibilidade alta e exclusiva, isto é, o ganho de um par  $y_i - u_j$  deve ser alto para estas variáveis e baixo para os demais pares  $y_N - u_j$ , onde o índice  $N$  refere-se a qualquer número, exceto  $i$ .

A fim de aplicar esta análise ao modelo de reator de estudo, vamos considerar o balanço material para o componente A em estado pseudo-estacionário, isto é, um modelo quase estacionário, no qual mantém-se a representação dinâmica somente para o volume de reação, porém mantendo todos os seus graus de liberdade (variáveis manipuladas). Assim, igualando a equação (2.2) a zero, resulta em (2.14).

$$u_1 C_{A0} = u_2 C_A + k C_A V_R \quad (2.14)$$

Nota-se em (2.14) que, como o estado é pseudo-estacionário,  $u_1$  é diferente de  $u_2$ . Vamos calcular a sensibilidade de  $C_A$  em relação às duas variáveis manipuladas disponíveis,  $u_1$  e  $u_2$ . Rearranjando a equação (2.14) e expressando-a em função de  $C_A$ , obtemos as sensibilidades,  $S_{A_i}$ , conforme apresentado através equações (2.15) e (2.16).

$$S_{A1} = \left| \frac{\partial C_A}{\partial u_1} \right| = \frac{C_{A0}}{u_2 + kV_R} \quad (2.15)$$

$$S_{A2} = \left| \frac{\partial C_A}{\partial u_2} \right| = \frac{u_1 C_{A0}}{(u_2 + kV_R)^2} \quad (2.16)$$

Para expressar os resultados acima foram utilizados os módulos a fim de evitar a diferença entre sinais, irrelevante para esta análise. Tomando-se a razão  $S_{A1}/S_{A2}$  e fazendo  $u_1=u_2$  no estado estacionário, obtemos o resultado dado pela equação (2.17).

$$\frac{S_{A1}}{S_{A2}} = 1 + \frac{kV_R}{u_1} \quad (2.17)$$

Este resultado nos mostra que a sensibilidade de  $C_A$  em relação a  $u_1$ , ou seja,  $S_{A1}$ , é sempre maior que  $S_{A2}$ . Para o inventário líquido, a sensibilidade de  $V_R$  em relação a  $u_1$  ou  $u_2$  é

idêntica, logo a seleção do par  $C_A - u_j$ , não intensifica as interações do sistema, sendo a melhor opção, para a controlabilidade operacional, o emparelhamento onde a composição é controlada através da vazão de alimentação,  $u_1$ , devido a sua maior sensibilidade na composição.

## 2.3 Controlabilidade estrutural

Diversos autores tem se preocupado em representar uma planta graficamente em um diagrama similar ao diagrama de blocos, capaz de mostrar a direção de fluxo do sinal percorrido por uma variável manipulada, bem como as interações do sistema. Tais diagramas permitem visualizar imediatamente se a planta é observável, o efeito direto, indireto ou nulo das variáveis manipuladas sobre os estados e variáveis controladas, bem como as interações que surgem a partir da seleção de pares para controle da planta.

Aplicações da análise de controlabilidade estrutural para reatores, colunas de destilação e colunas integradas foram propostas por LEE et al. (2001) introduzindo indicadores quantitativos a fim de melhor avaliar os resultados da representação gráfica do processo.

A fim de exemplificar esta metodologia, vamos considerar um modelo hipotético de planta representado por um sistema tal como mostrado nas equações (2.18) e (2.19).

$$\dot{x} = f(x) + g(x)u \quad (2.18)$$

$$y = h(x) \quad (2.19)$$

Onde  $y$ ,  $x$  e  $u$  são as variáveis controladas, os estados e as variáveis manipuladas, respectivamente e  $f$ ,  $g$  e  $h$  são funções que podem ser lineares ou não-lineares. Também como exemplo, consideremos as equações de (2.20) a (2.24).

$$\dot{x}_1 = f_1(x_1, x_2) + g_1(x)u_1 \quad (2.20)$$

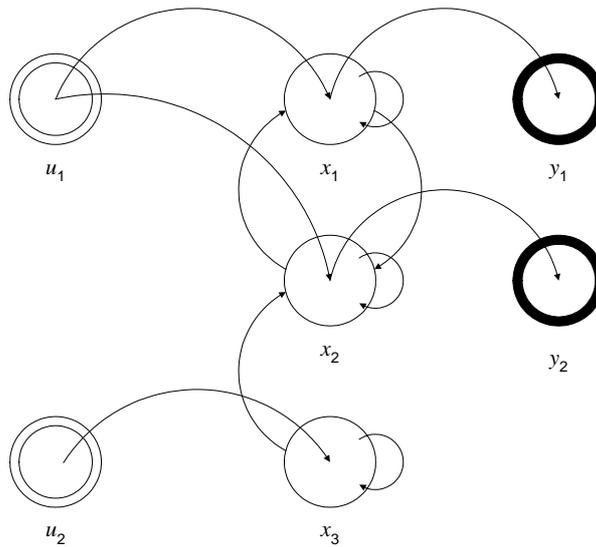
$$\dot{x}_2 = f_2(x_1, x_2, x_3) + g_2(x)u_1 \quad (2.21)$$

$$\dot{x}_3 = f_3(x_3) + g_3(x)u_2 \quad (2.22)$$

$$y_1 = h_1(x_1) \quad (2.23)$$

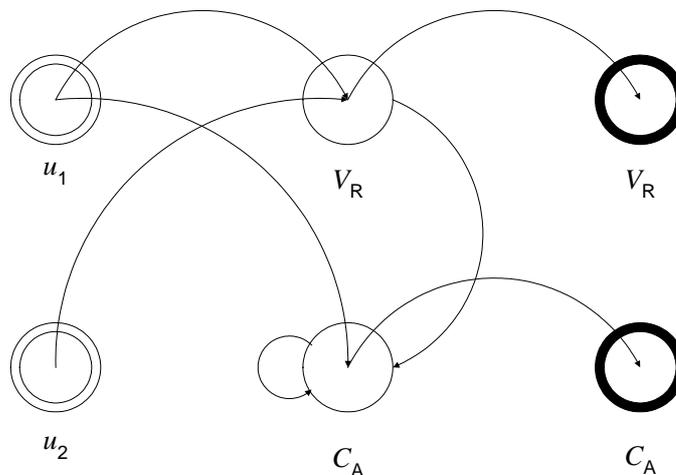
$$y_2 = h_2(x_2) \quad (2.24)$$

O diagrama estrutural deste modelo é apresentado na Figura 2.2. Neste diagrama mostra-se que as variáveis de controle  $y_1$  e  $y_2$  recebem uma atuação direta de  $u_1$  e indireta de  $u_2$ . Entretanto a atuação de  $u_2$  sobre  $y_1$  precisa ser propagada através de 2 estados enquanto  $y_2$  recebe uma ação de controle propagada através de apenas 1 estado. Assim é intuitivo estabelecer os pares  $y_1 - u_1$  e  $y_2 - u_2$  para controlar esta planta.



**Figura 2.2:** Diagrama estrutural da planta-exemplo.

Considerando o modelo do reator descrito através das equações (2.1) e (2.3) e comparando com as equações (2.18) e (2.19) do exemplo, podemos construir o diagrama estrutural que está apresentado na Figura 2.3.



**Figura 2.3:** Diagrama estrutural para o reator.

O diagrama da Figura 2.3 mostra que  $u_1$  apresenta uma ação de controle direta sobre  $C_A$  e  $u_2$  precisa atravessar o estado  $V_R$  até atingir  $C_A$ . Enquanto isso tanto  $u_1$  quanto  $u_2$  exercem o mesmo efeito sobre  $V_R$ . A análise qualitativa desta estrutura sugere que a estrutura de controle para o reator seja construída através dos pares  $C_A - u_1$  e  $V_R - u_2$ .

Para introduzir uma análise quantitativa das conexões decorrentes deste diagrama, é interessante que se escreva a matriz de ordem relativa,  $M_r$ , proposta por LEE et al. (2001), cujos elementos,  $r_{ij}$ , expressam a ordem da ação de controle do par  $y_i - u_j$ . Os valores de  $r_{ij}$  são decorrentes do fluxo de sinal  $u_j \rightarrow y_i$  e assumem os valores 1 para ação direta, 2 quando o sinal atravessa 1 estado, 3 quando o sinal atravessa 2 estados, ...,  $\infty$  quando a ação é nula. Consideraremos as duas possíveis estruturas de controle para o reator, chamando de CS1 quando a composição é controlada via vazão de alimentação e CS2 quando a composição utiliza o efluente do reator para controle. A Tabela 2.1 mostra como a diagonal da estrutura CS1 apresenta uma ordem menor do que a estrutura CS2.

**Tabela 2.1:** Matriz de ordem relativa para as estruturas de controle CS1 e CS2 do reator.

Estrutura de Controle	$M_r$
CS1	$\begin{bmatrix} 1 & 1 \\ 2 & 1 \end{bmatrix}$
CS2	$\begin{bmatrix} 1 & 1 \\ 1 & 2 \end{bmatrix}$

De acordo com LEE et al. (2001), dois são os indicadores capazes de quantificar as informações obtidas a partir da análise estrutural, o somatório dos elementos da diagonal e o índice de desacoplamento,  $DI$ , dados pela equação (2.25).

$$DI = \sum_i \sum_{j \neq i} \frac{r_{ii}}{r_{ij}} \quad (2.25)$$

O indicador  $DI$  traz uma informação mais precisa a respeito das interações do sistema uma vez que considera a ordem relativa dos elementos não pertencentes à diagonal da matriz. Quanto menor for o somatório dos elementos da diagonal, bem como o índice de desacoplamento, mais fácil será o controle da planta através dos pares representados pelos elementos da diagonal da matriz. A Tabela 2.2 apresenta os resultados desta análise.

**Tabela 2.2:** Resultados dos indicadores da análise de controlabilidade estrutural para as estruturas de controle do reator.

<i>Estrutura de Controle</i>	$\sum_i r_{ii}$	<i>DI</i>
CS1	2	1,5
CS2	3	3

Os resultados desta análise estrutural, apresentados na Tabela 2.2, confirmam a estrutura de controle CS1 como a melhor opção para o reator. Pode-se verificar que o indicador *DI* penaliza o efeito das interações no sistema, sendo este o principal discriminante para seleção da estrutura de controle.

A análise puramente estrutural entretanto não considera o efeito dos ganhos entre as variáveis manipuladas e controladas do sistema, podendo gerar resultados conservativos, principalmente quando as diferenças estruturais entre os canais for pequena. HANGOS & TUZA (2001) derivaram da análise estrutural um índice de acoplamento ponderado, o qual tem a função de empregar os ganhos do sistema com a finalidade de ponderar as conexões entre as variáveis manipuladas e controladas. Este índice de acoplamento,  $m_C^w$ , pode ser escrito de acordo com a equação (2.26).

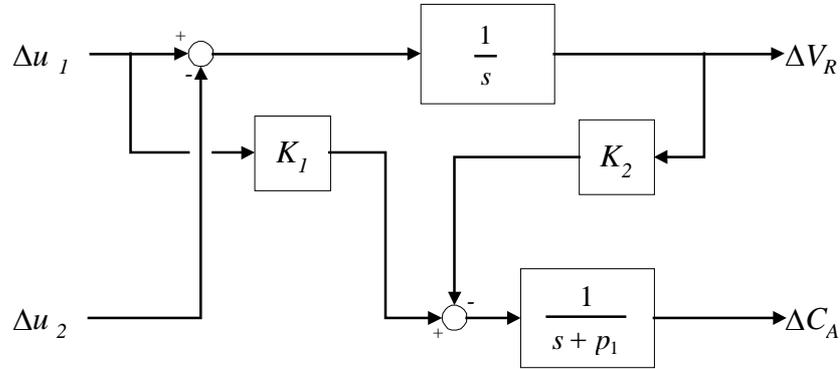
$$m_C^w = \sum_{i=1}^{n_y} \sum_{\substack{j=1 \\ i \neq j}}^{n_u-1} |g_{ij}(j\omega)| \quad (2.26)$$

Onde  $u$  e  $y$  são as variáveis manipuladas e controladas respectivamente,  $n_u$  e  $n_y$  correspondem, respectivamente, ao número de variáveis manipuladas e controladas e  $|g_{ij}(j\omega)|$  é o ganho dinâmico de cada elemento da matriz de transferência associado ao par  $u_j - y_i$ . Nota-se que o somatório da equação (2.26) exclui os pares  $i = j$ , pois a metodologia apresentada consiste em escolher a estrutura de controle capaz de minimizar o índice de acoplamento, ou seja, os ganhos associados aos pares não controlados por uma determinada variável manipulada devem ser baixos.

A fim de aplicar (2.26) ao reator, vamos inicialmente considerar uma planta genérica  $G(s)$  a qual, no domínio da frequência,  $\omega$ , pode ser expressa por (2.27).

$$G(j\omega) = \begin{bmatrix} g_{11}(j\omega) & g_{12}(j\omega) \\ g_{21}(j\omega) & g_{22}(j\omega) \end{bmatrix} \quad (2.27)$$

A partir dos resultados obtidos por (2.10) a (2.12) e aplicando o método de construção de diagrama de blocos dado no apêndice A2, o modelo do reator pode ser expresso no domínio de  $s$  e representado através da Figura 2.4.



**Figura 2.4:** Representação do modelo linearizado do reator em diagrama de blocos.

Utilizando a notação do diagrama de blocos, para cada uma das estruturas de controle CS1 e CS2, podemos escrever, respectivamente, duas plantas,  $G_1(s)$  e  $G_2(s)$ , conforme (2.28) e (2.29).

$$G_1(s) = \begin{bmatrix} -\frac{1}{s} & \frac{1}{s} \\ \frac{K_2}{s(s+p_1)} & \frac{K_1s - K_2}{s(s+p_1)} \end{bmatrix} \quad (2.28)$$

$$G_2(s) = \begin{bmatrix} \frac{1}{s} & -\frac{1}{s} \\ \frac{K_1s - K_2}{s(s+p_1)} & \frac{K_2}{s(s+p_1)} \end{bmatrix} \quad (2.29)$$

Empregando as equações (2.26) e (2.27) podemos calcular, respectivamente para CS1 e CS2, os índices de acoplamento  $m_{C,1}^w$  e  $m_{C,2}^w$  de acordo com (2.30) e (2.31).

$$m_{C,1}^w = \left| \frac{1}{s} \right| + \left| \frac{K_2}{s(s+p_1)} \right| \quad (2.30)$$

$$m_{C,2}^w = \left| -\frac{1}{s} \right| + \left| \frac{K_1s - K_2}{s(s+p_1)} \right| \quad (2.31)$$

Fazendo a razão  $m_{C,1}^w/m_{C,2}^w$ , onde  $s = j\omega$ , obtemos

$$1 > \frac{m_{C,1}^w}{m_{C,2}^w} > \frac{1}{|K_1| + 1}, \forall \omega > 0 \quad (2.32)$$

A expressão (2.32) mostra que o índice de acoplamento gerado pela estrutura de controle CS1 é sempre menor do que o índice de acoplamento de CS2, ou seja, o emparelhamento de composições com vazões de alimentação é sempre uma melhor alternativa de controle.

## 2.4 Matriz de ganhos relativos – RGA

A matriz de ganhos relativos ou RGA (*Relative Gain Array*) é definida através da expressão (2.33).

$$RGA(G) = \Lambda(G) = G \times \left(G^{-1}\right)^T \quad (2.33)$$

Onde  $G$  é a matriz de transferência da planta e o símbolo  $\times$  se refere à multiplicação elemento a elemento entre as matrizes. A matriz RGA possui uma estreita relação com o condicionamento mínimo do sistema, isto é, se os módulos dos elementos da matriz RGA possuem valores elevados, o sistema apresenta elevado condicionamento mínimo. SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996) aplicaram as propriedades da matriz RGA para a definição de regras de seleção de estruturas de controle. Estas regras se baseiam no cálculo da matriz RGA próximo à frequência de corte,  $\omega_c$ , e utilizando este resultado em conjunto com os seguintes critérios:

1. **Dominância diagonal** – A matriz RGA calculada deve se aproximar da matriz identidade, isto é, os elementos da diagonal devem se aproximar de 1. Isto significa que os pares  $u - y$  da diagonal do sistema exercem baixa interação sobre os demais canais, possibilitando o controle descentralizado da planta. Caso esta condição não seja atendida, os emparelhamentos da planta devem ser modificados de forma a obter uma estrutura mais diagonal possível.
2. **Incertezas e interações** – Quando a matriz RGA apresenta valores elevados em módulo, o sistema apresenta muita interação entre os canais. Na medida do possível deve ser evitada uma estrutura de controle associada a estes resultados ou, ao menos, não promover emparelhamentos (elementos da diagonal da matriz RGA) com ganho relativo elevado. Elementos da matriz RGA com valores elevados também estão associados a uma alta sensibilidade a incertezas nas entradas, portanto consiste em mais uma razão para evitar a presença de uma matriz RGA com valores elevados nos elementos de sua diagonal. Valores baixos

para os elementos da matriz RGA, da ordem de 0,5, também representam interações elevadas no sistema.

3. **Ganhos negativos** – Os elementos da matriz RGA que apresentarem valores negativos devem ser rejeitados para emparelhamentos, pois podem instabilizar a operação da planta, uma vez que a estabilidade da malha de controle é dependente das outras malhas, dificultando a sintonia e aumentando o potencial de falhas.

A soma dos elementos de cada linha ou coluna da matriz RGA é igual à unidade, logo, para uma sistema  $2 \times 2$ , que é o caso do reator em análise, podemos escrever

$$\Lambda(G) = \begin{bmatrix} \lambda & 1 - \lambda \\ 1 - \lambda & \lambda \end{bmatrix} \quad (2.34)$$

De acordo com a expressão (2.34) podemos simplesmente calcular o elemento  $\lambda$  para cada estrutura de controle possível para o reator a fim de avaliar os critérios de emparelhamento através da matriz RGA. Para cada estrutura CS1 e CS2 podemos calcular os termos  $\lambda_{CS1}$  e  $\lambda_{CS2}$ , correspondentes aos elementos das respectivas matrizes RGA de cada estrutura. Empregando a matriz dada por (2.28) para representar a estrutura de controle CS1 do reator, e (2.29) para a estrutura CS2, da mesma forma que foram utilizadas na seção 2.3 e ainda substituindo os valores de  $K_1$ ,  $K_2$  e  $p_1$  por seus respectivos resultados derivados das expressões (2.10), (2.11) e (2.12), calculamos os valores de  $\lambda_{CS1}$  e  $\lambda_{CS2}$  a partir de (2.33), conforme apresentado na Tabela 2.3.

**Tabela 2.3:** Resultados da matriz RGA para as estruturas de controle CS1 e CS2.

<i>Estrutura de Controle</i>	<i>RGA (<math>\lambda</math>)</i>
$\lambda_{CS1}$	$1 - \frac{1}{\tau_R} \frac{1}{s}$
$\lambda_{CS2}$	$\frac{1}{\tau_R} \frac{1}{s}$

Para chegar aos resultados obtidos e apresentados na Tabela 2.3, é importante considerar a expressão (2.35), decorrente da combinação entre as expressões (2.5), (2.10) e (2.11).

$$\frac{K_1}{K_2} = \tau_R \quad (2.35)$$

De acordo com as considerações do início deste capítulo o controle do inventário deve desenvolver uma resposta rápida para minimizar as variações sobre o tempo de residência, ou

seja, a frequência do controlador deve ser alta. Altas frequências reduzem a magnitude do termo  $(1/\tau_R)(1/s)$ , fazendo  $\lambda_{CS1}$  se aproximar de 1. Além disso, frequências muito baixas podem tornar tanto  $\lambda_{CS1}$  quanto  $\lambda_{CS2}$  elevados em módulo, aumentando as interações sobre o sistema. Outro aspecto importante a considerar é o fato de que, se a estrutura de controle não for hábil o suficiente de forma a manter  $\tau_R$  constante, resultarão incertezas sobre o modelo da planta. Estas incertezas afetam os valores de  $\lambda$  da matriz RGA, conforme pode ser visto na Tabela 2.3.

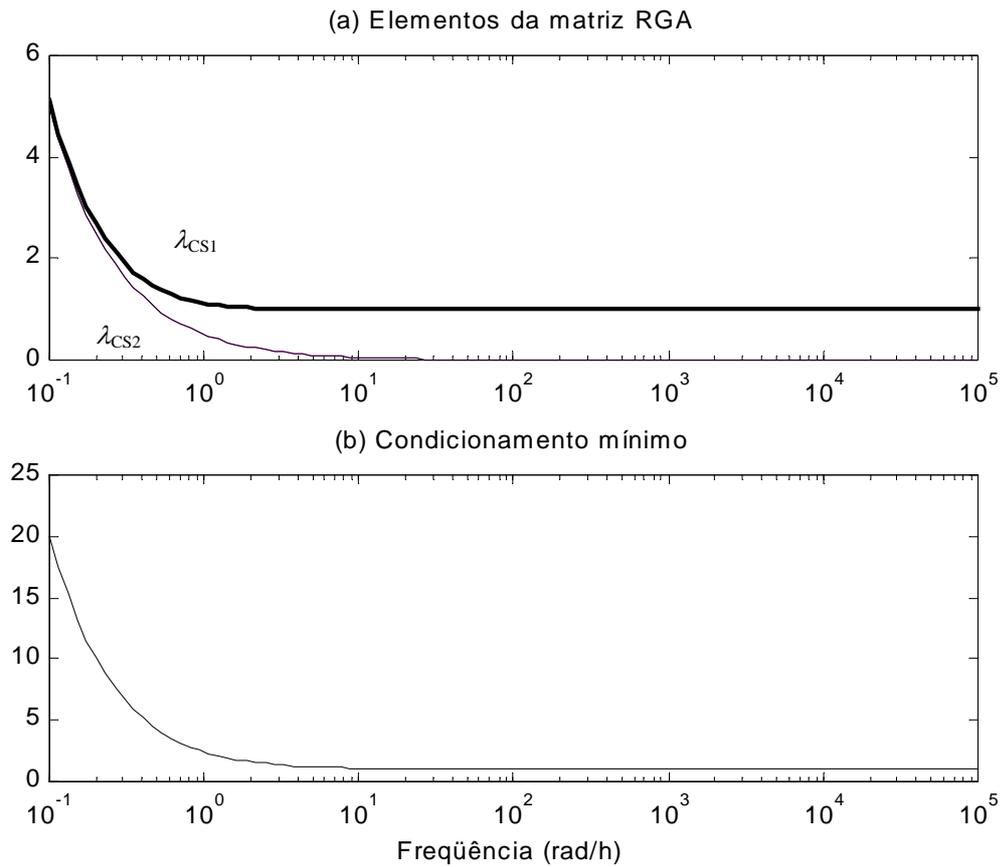
Existe uma estreita relação entre o condicionamento mínimo do sistema e a ordem de grandeza dos termos da matriz RGA. O condicionamento mínimo é a razão entre o máximo e o mínimo valor singular de um sistema multivariável, otimamente escalonado. Para um sistema  $2 \times 2$ , como o do reator, a equação (2.36), utilizada por TRIERWEILER (1997), expressa a relação entre o condicionamento mínimo da planta,  $\gamma^*$ , e a norma da matriz RGA.

$$\gamma^*(G) = \|\Lambda(G)\|_1 + \sqrt{\|\Lambda(G)\|_1^2 - 1} = \|\Lambda(G)\|_\infty + \sqrt{\|\Lambda(G)\|_\infty^2 - 1} \quad (2.36)$$

Para definição das normas  $\|\cdot\|_n$ , ver Notação e Simbologia. Se os elementos da matriz RGA apresentarem valores de grandeza elevada, a expressão (2.36) pode ser simplificada de acordo com (2.37).

$$\gamma^*(G) \approx 2\|\Lambda(G)\|_1 = 2\|\Lambda(G)\|_\infty \quad (2.37)$$

Verifica-se em (2.36) ou (2.37) que o condicionamento mínimo da planta exibe um comportamento crescente com a norma da matriz RGA, significando que a planta pode apresentar uma maior dificuldade de controle. A Figura 2.5 apresenta as curvas representativas dos elementos da matriz RGA e do condicionamento mínimo em função da frequência. Estes resultados foram obtidos para o reator, utilizando os dados da Tabela 2.3. Observa-se que a estrutura de controle CS1 está associada a uma matriz RGA com dominância diagonal para qualquer frequência superior a 1 rad/h, enquanto, para CS2, esta característica se manifesta em um estreito intervalo de frequências abaixo de 1 rad/h. Também visualiza-se o aumento acentuado do condicionamento mínimo da planta para baixas frequências.



**Figura 2.5:** (a) Elementos ( $\lambda$ ) da matriz RGA para as estruturas CS1 ( $\lambda_{CS1}$ ) e CS2 ( $\lambda_{CS2}$ ); (b) Condicionamento mínimo da planta.

Para apresentação dos resultados da simulação do reator sob as diferentes alternativas de estruturas de controle, são considerados os dados dimensionais e de processo do reator, listados na Tabela 2.4.

**Tabela 2.4:** Condições estacionárias do reator.

Condições Estacionárias do Reator (*)			
Volume do reator	$V_R$	$m^3$	10,0
Concentração de A na alimentação	$C_{A0}$	$kgmol/m^3$	10,00
Concentração de A no reator	$C_A$	$kgmol/m^3$	0,48
Vazão volumétrica	$u$	$m^3/h$	5,0
Conversão de reagente	$X_A$	%	95,24
Tempo de residência	$\tau_R$	h	2,0
Constante de velocidade específica	$k$	$h^{-1}$	10,0

(\*) Os dados desta tabela compõe o exemplo hipotético, especificamente criado para esta dissertação.

Aqui vamos estabelecer critérios de projeto para o controlador de inventário do reator de forma a garantir o desacoplamento entre as variáveis  $C_A$  e  $V_R$ . Estes critérios serão aplicados tanto em CS1 como em CS2, a fim de comparar qual destas alternativas é capaz de produzir os melhores resultados sob uma estrutura desacoplada.

O inventário do reator é estabilizado através de um controlador proporcional  $K_C$ . O projeto deste controlador possui o compromisso de atender a dois critérios aqui considerados. Um destes critérios refere-se ao seu desempenho, adotando-se a relação dada pela expressão (2.38), de acordo com . SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996).

$$|T(j\omega_B)| = \frac{1}{\sqrt{2}} \quad (2.38)$$

Este critério de desempenho será utilizado para o projeto do controlador de inventário do reator. Em (2.38)  $\omega_B$  é a frequência de banda e  $T$  é a função de desempenho de projeto do controlador, complemento da função de sensibilidade  $S$ . Expressando  $T$  em função do controlador  $K_C$ , podemos rescrever a equação (2.38), resultando em (2.39).

$$\left| \frac{K_C}{j\omega_B + K_C} \right| = \frac{1}{\sqrt{2}} \quad (2.39)$$

Calculando o módulo do primeiro termo da equação (2.39), obtemos o resultado dado em (2.40).

$$\frac{K_C}{\sqrt{\omega_B^2 + K_C^2}} = \frac{1}{\sqrt{2}} \quad (2.40)$$

Resolvendo a equação (2.40) para  $K_C$ , resulta em (2.41).

$$K_C = \omega_B \quad (2.41)$$

Da expressão (2.41) podemos dizer que a frequência de banda e a constante do controlador proporcional do inventário,  $K_C$ , devem ser iguais para satisfazer (2.38) e (2.40).

Agora que sabemos que  $K_C = \omega_B$ , temos que determinar qual deverá ser a largura de banda para o sistema. Para tanto, vamos definir o segundo critério a ser considerado, isto é, a largura de banda,  $\omega_B$ , deve permitir que o sistema seja desacoplado, isto é, deve garantir a condição de  $\lambda \rightarrow 1$ . Calculando a matriz RGA para a estrutura de controle CS1 na frequência de banda, o resultado apresentado na Tabela 2.3, no domínio da frequência, pode ser substituído em (2.34). Considerando ainda a igualdade dada em (2.41), A matriz RGA para a estrutura de controle CS1 pode ser escrita de acordo com (2.42).

$$|\Lambda[G(j\omega_B)]| = \begin{bmatrix} 1 - \frac{1}{\tau_R K_C} & \frac{1}{\tau_R K_C} \\ \frac{1}{\tau_R K_C} & 1 - \frac{1}{\tau_R K_C} \end{bmatrix} \quad (2.42)$$

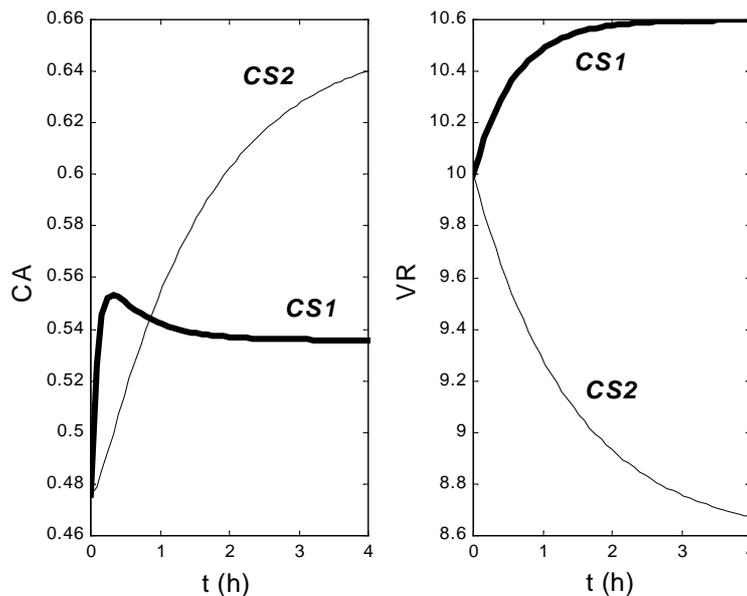
A matriz RGA para a estrutura de controle CS1, apresentada em (2.42), sugere que o controlador  $K_C$  seja convenientemente projetado de forma que a estrutura de controle seja desacoplada. Assim, para permitir este desacoplamento, ou  $\lambda \rightarrow 1$ , consideraremos a condição  $\lambda > 0,7$ , produzindo as expressões (2.43) e (2.44).

$$K_C \geq \frac{3,33}{\tau_R} \quad (2.43)$$

$$\lambda_{CS1} \geq 0,7 \quad (2.44)$$

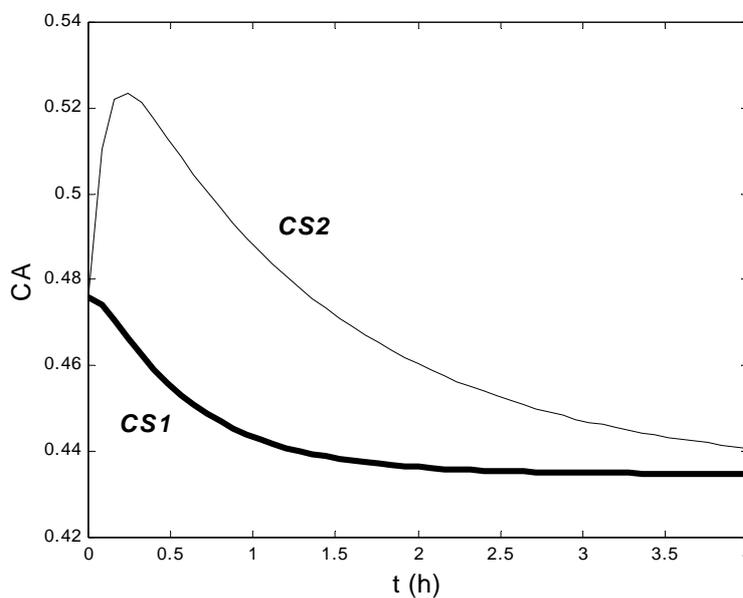
Observando a Tabela 2.4, para um tempo de residência de 2 h, o controlador do inventário é calculado em  $1,67 \text{ h}^{-1}$ . Procedimento análogo é empregado para calcular o valor de  $K_C$  para a estrutura de controle CS2. Estes dados foram empregados para obter os resultados das simulações apresentadas nas Figuras 2.6 a 2.9, obtidos a partir da implementação do modelo não linear, descrito nas equações (2.1) e (2.3), em MATLAB v. 5.3, utilizando *simulink*.

A Figura 2.6 mostra o efeito sobre a concentração de reagente A e volume reacional quando é aplicado um degrau de  $1 \text{ m}^3/\text{h}$  sobre a vazão em cada estrutura de controle.



**Figura 2.6:** Perfil de concentração de A e volume de reação de cada estrutura de controle para um degrau de  $+1 \text{ m}^3/\text{h}$  sobre a vazão não controladora do inventário.

Observa-se que em CS1 o tempo de subida da curva de resposta de concentração é bastante inferior do que o mesmo em CS2, caracterizando uma rápida resposta dinâmica para esta variável manipulada. Este comportamento evidencia um melhor desempenho de controle da concentração quando utiliza-se a vazão de alimentação. Aplicando-se um degrau sobre o *set-point* do inventário, aumentando-o em  $1 \text{ m}^3$ , decorre uma variação simultânea sobre a concentração do reagente como resposta a este distúrbio. Os resultados desta simulação, apresentados na Figura 2.7, mostram que o efeito sobre a concentração de reagente é de magnitude bastante inferior quando o inventário é controlado através do descarte do reator. Desta forma a análise da matriz RGA, baseada no critério da dominância diagonal, ratificada através de simulação do reator, evidencia que a estrutura CS1 permite um melhor desempenho sobre o controle da planta.

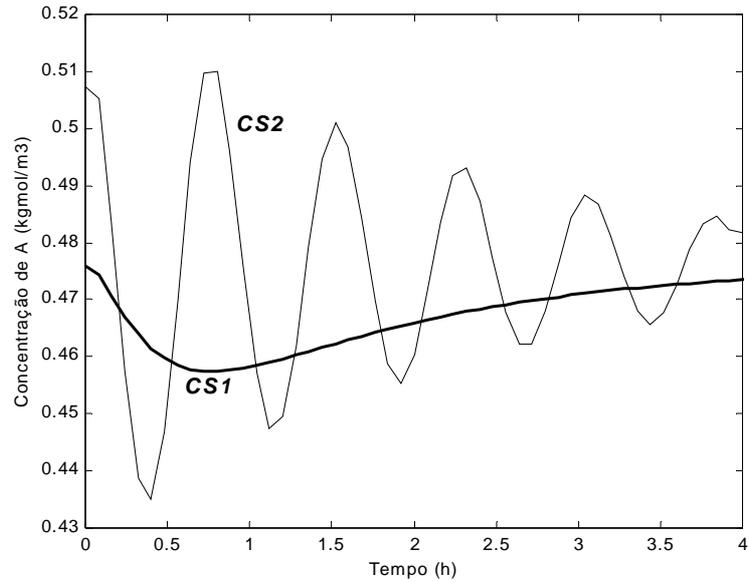
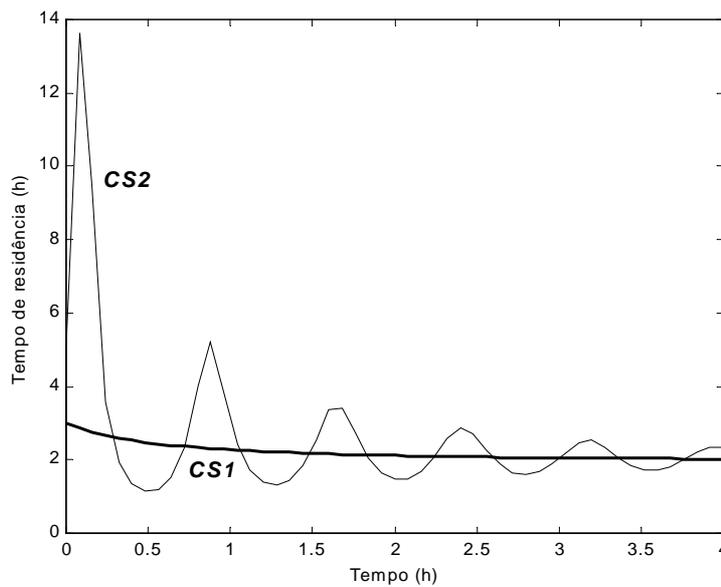


**Figura 2.7:** Efeito sobre a concentração de A decorrente do ajuste de  $+1 \text{ m}^3$  sobre o inventário do reator.

Os resultados apresentados nas Figuras 2.6 e 2.7 correspondem a simulações com inventário controlado e composição em malha aberta. A análise do desempenho do controle do sistema em malha fechada é realizada projetando-se controladores apropriados para o inventário e composição. A Tabela 2.5 apresenta uma síntese dos parâmetros projetados para cada controlador em cada uma das estruturas de controle, CS1 e CS2. Os valores de  $K_C$  foram projetados de acordo com o critério estabelecido pela equação (2.44), para cada estrutura de controle. Os parâmetros dos controladores PI, para a concentração de reagente A, foram calculados de acordo com a metodologia apresentada no apêndice A1 e são utilizados para a simulação do reator em malha fechada, correspondente aos resultados apresentados nas Figuras 2.8 e 2.9. O projeto dos controladores PI, cujo modelo empregado em toda a dissertação é dado por  $K_C (1+1/\tau_I s)$ , foi baseado em uma função de desempenho de resposta com *overshoot* de 10% e tempo de subida de 0,5 h para ambas as estruturas CS1 e CS2, permitindo uma mesma base comparativa.

**Tabela 2.5:** Parâmetros de projeto dos controladores do reator para as estruturas CS1 e CS2.

	Controle de $V_R$		Controle de $C_A$	
	CS1	CS2	CS1	CS2
$K_C$	-1,67	0,71	-0,01425	63,59
$\tau_i$	-	-	$8,392 \cdot 10^{-4}$	$9,987 \cdot 10^{-2}$

**Figura 2.8:** Resposta sobre a concentração de A, em malha fechada, para cada estrutura, CS1 e CS2, após incremento de  $1 \text{ m}^3$  no inventário.**Figura 2.9:** Comportamento do tempo de residência do reator em malha fechada após incremento de  $1 \text{ m}^3$  sobre inventário.

O incremento de  $1 \text{ m}^3$  sobre o inventário, recurso utilizado no reator para ajuste de carga, provoca um distúrbio sobre a concentração e tempo de residência do processo. A rejeição a este distúrbio se manifesta através de uma resposta mais estável e de menor impacto sobre o balanço material da planta quando utiliza-se a estrutura CS1 para controle do processo. O tempo de residência, definido por  $\tau_R = V_R/u_2$ , também sofre um efeito mais severo quando a estrutura de controle é a CS2.

Reportando-se às considerações do início deste capítulo, a estrutura CS1 é capaz de inibir variações excessivas sobre o tempo de residência, conferindo um controle mais adequado ao balanço material, expresso pela concentração do reagente A. Esta estrutura oferece este desempenho por garantir o compromisso entre uma rápida regulação do inventário – alta frequência – e variações mínimas sobre a vazão do processo. Esta baixa variação sobre as vazões é alcançada devido ao acoplamento mínimo entre os canais, proporcionado por esta estrutura de controle, já verificado via análise estrutural ou matriz RGA.

## 2.5 Controlabilidade estrutural *versus* matriz RGA

Nesta seção mostra-se, através de uma generalização do modelo do reator, como a análise estrutural de controlabilidade reduz-se à análise da matriz RGA, evidenciando as condições que permitem este paralelo.

Seja  $K_i$  um ganho genérico e  $G_i$  uma função de transferência dada pela expressão (2.45).

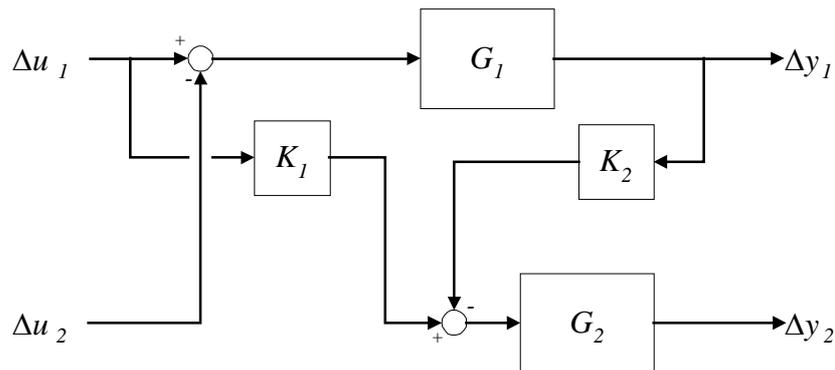
$$G_i = \frac{1}{s + p_i} \quad (2.45)$$

Na equação (2.45)  $p_i$  é o pólo da função de transferência. Um sistema de estrutura similar ao do reator, relacionando os vetores  $u$  e  $y$ , pode ser construído através do diagrama de blocos da Figura 2.10. A matriz RGA deste sistema é convenientemente representada pelo termo  $\lambda$ , como em (2.34), escrevendo-se  $\lambda_{CS1}$  e  $\lambda_{CS2}$  para cada possível estrutura de controle. Aqui CS1 e CS2 referem-se, respectivamente, aos emparelhamentos  $(y_1 - u_2, y_2 - u_1)$  e  $(y_1 - u_1, y_2 - u_2)$ , respectivamente, a exemplo das configurações adotadas para o reator. As equações (2.46) e (2.47) apresentam os elementos da RGA para cada estrutura.

$$\lambda_{CS1} = 1 - \frac{K_2}{K_1} G_1 \quad (2.46)$$

$$\lambda_{CS2} = \frac{K_2}{K_1} G_1 \quad (2.47)$$

Sendo  $s = j\omega$  e  $\omega \rightarrow \infty$ ,  $G_1 \rightarrow 0$ . Neste caso  $\lambda_{CS1} \rightarrow 1$  e  $\lambda_{CS2} \rightarrow 0$ . Este resultado já foi discutido na seção 2.3, entretanto a análise paralela ao diagrama de blocos demonstra que, ao fazer o sinal de  $u_2$  atravessar a função  $G_1$ , tem-se uma redução sobre a magnitude de seu efeito sobre  $y_2$ , quando comparado ao sinal de  $u_1$ . Esta interpretação justifica o emparelhamento entre a variável controlada e a variável manipulada de efeito mais direto possível, evitando-se a propagação por muitos estados.



**Figura 2.10:** Diagrama de blocos de sistema 2 x 2 genérico.

O resultado desta interpretação é idêntico ao produzido através da análise de controlabilidade estrutural, de onde conclui-se que a análise unicamente estrutural é capaz de reproduzir os mesmos resultados da matriz RGA, desde que o sistema encontre-se sob alta frequência, sendo esta a condição necessária para que se torne possível traçar um paralelo entre estes dois métodos.

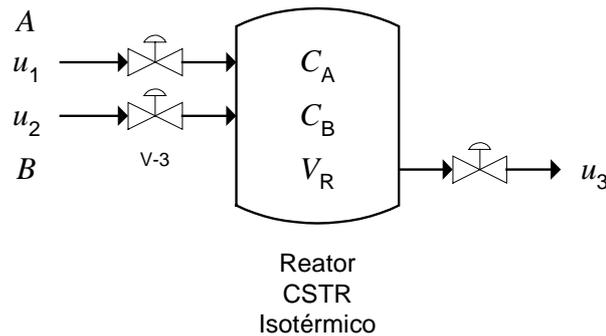
Outra conclusão que se obtém deste exercício é a de que o diagrama de blocos permite interpretação análoga ao diagrama estrutural. A construção do simples diagrama estrutural, técnica empregada na seção 2.3, permite formar o *esqueleto* do diagrama de blocos. A utilização do diagrama de blocos, por sua vez, oferece informações mais completas quanto ao comportamento do sistema na medida em que permite visualizar os seus efeitos aditivos, identificando características como a adição e subtração entre sinais e a natureza do *feedback*, negativo ou positivo. O emprego do diagrama de blocos na análise estrutural será melhor abordado nos capítulos 3 e 4.

A utilização de diagramas estruturais, como os da Figura 2.3, na análise de controlabilidade operacional, pode ser identificada como uma forma simplificada de visualização das interações entre as variáveis de um sistema, respondendo de forma bastante satisfatória e sem a necessidade da realização de cálculos quando faz parte da dinâmica do controle que os estados encontrem-se sob frequência elevada. Por esta razão o diagrama estrutural de controlabilidade responde bem aos questionamentos quanto ao comportamento dinâmico do reator analisado neste capítulo, podendo ser utilizado para estender a análise a

sistemas de cinética mais complexa. Estas extensões serão consideradas a seguir, na seção 2.6.

## 2.6 Extensões da análise de controlabilidade estrutural

Aqui a análise estrutural é empregada para estender as conclusões, até agora obtidas, a sistemas cinéticos mais complexos. Seja o sistema reacional  $A + B \rightarrow C$  processando-se em um reator conforme apresentado na Figura 2.11.



**Figura 2.11:** Reator CSTR isotérmico com cinética  $A + B \rightarrow C$ .

A modelagem dinâmica para este sistema é apresentada nas equações (2.48) a (2.50), considerando cinética de primeira ordem em relação a cada reagente e reator de mistura isotérmico.

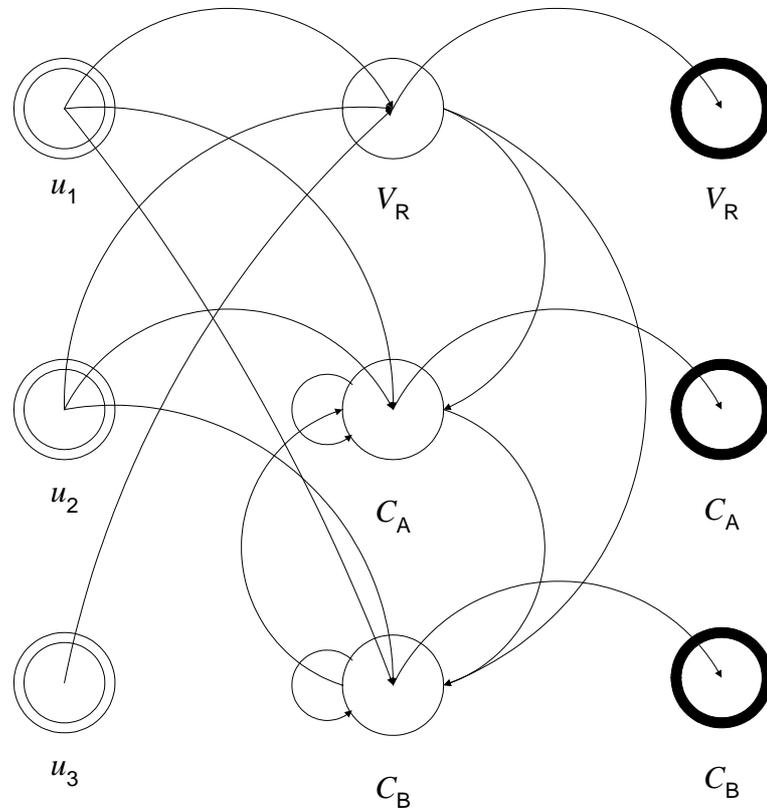
$$\frac{dV_R}{dt} = u_1 + u_2 - u_3 \quad (2.48)$$

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{u_1}{V_R} C_{A0} - \frac{(u_1 + u_2)}{V_R} C_A - k C_A C_B \quad (2.49)$$

$$\frac{dC_B}{dt} = \frac{u_2}{V_R} C_{B0} - \frac{(u_1 + u_2)}{V_R} C_B - k C_A C_B \quad (2.50)$$

As variáveis apresentadas nas equações (2.48) a (2.50) obedecem às mesmas descrições já apresentadas nas seções anteriores. Adicionalmente  $C_B$  e  $C_{B0}$  representam as concentrações molares de reagente B no meio reacional e na alimentação respectivamente. As correntes  $u_1$  e  $u_2$  expressam as vazões de líquido ricas nos componentes A e B, respectivamente, enquanto  $u_3$  é a vazão de descarga da mistura do reator, contendo os componentes A, B e C.

O diagrama estrutural correspondente a este modelo é apresentado na Figura 2.12, onde observa-se que a corrente efluente do reator não atua diretamente sobre nenhuma das concentrações de A ou B.



**Figura 2.12:** Diagrama estrutural representativo do sistema  $A + B \rightarrow C$ .

Obviamente que, segundo a interpretação da análise de controlabilidade estrutural, a planta cujo emparelhamento é dado pelos vetores  $u = [u_3 \ u_1 \ u_2]^T$  e  $y = [V_R \ C_A \ C_B]^T$  confere a melhor opção para o controle. Esta conclusão é ratificada pela matriz de ordem relativa, para este sistema, dada na expressão (2.51).

$$M_r = \begin{bmatrix} 1 & 1 & 1 \\ 2 & 1 & 1 \\ 2 & 1 & 1 \end{bmatrix} \quad (2.51)$$

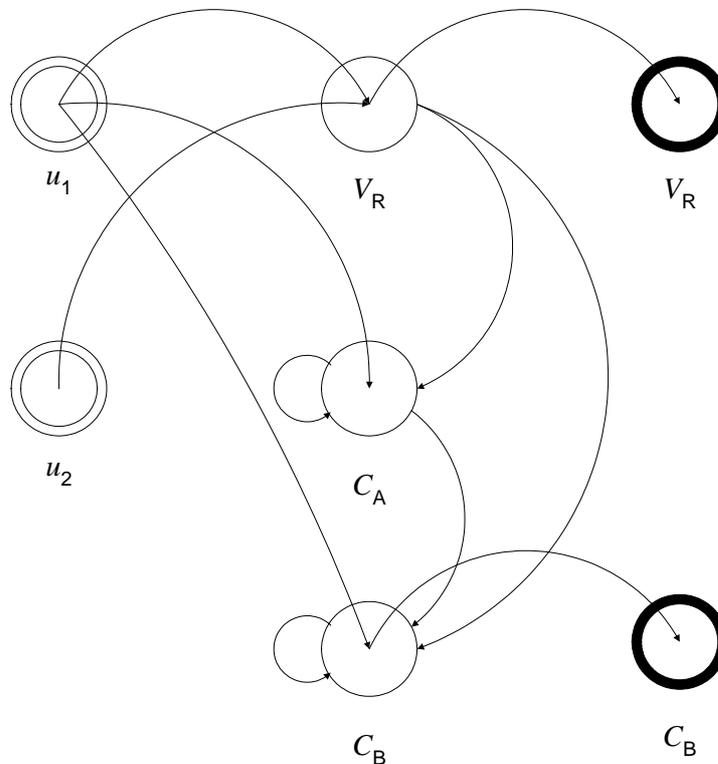
Outro sistema reacional de interesse a esta abordagem compreende reações consecutivas do tipo  $A \rightarrow B \rightarrow C$ . O esquema do reator é o mesmo apresentado na Figura 2.1 e a modelagem está expressa nas equações de (2.52) a (2.54).

$$\frac{dV_R}{dt} = u_1 - u_2 \quad (2.52)$$

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{u_1}{V_R} (C_{A0} - C_A) - k_1 C_A \quad (2.53)$$

$$\frac{dC_B}{dt} = -\frac{u_1}{V_R} C_B + k_1 C_A - k_2 C_B \quad (2.54)$$

Os parâmetros  $k_1$  e  $k_2$  referem-se às constantes cinéticas de velocidade específica correspondentes à primeira e segunda reações consecutivas respectivamente. O diagrama estrutural da Figura 2.13 também determina o controle do inventário via corrente de descarga do reator, mesmo quando o sistema de variáveis controladas é dado por  $y = [V_R \ C_B]^T$ , onde o componente B não está presente na corrente de alimentação. A matriz de ordem relativa deste sistema assim controlado é idêntica à estrutura CS1 apresentada na Tabela 2.1.



**Figura 2.13:** Diagrama estrutural representativo do sistema  $A \rightarrow B \rightarrow C$ .

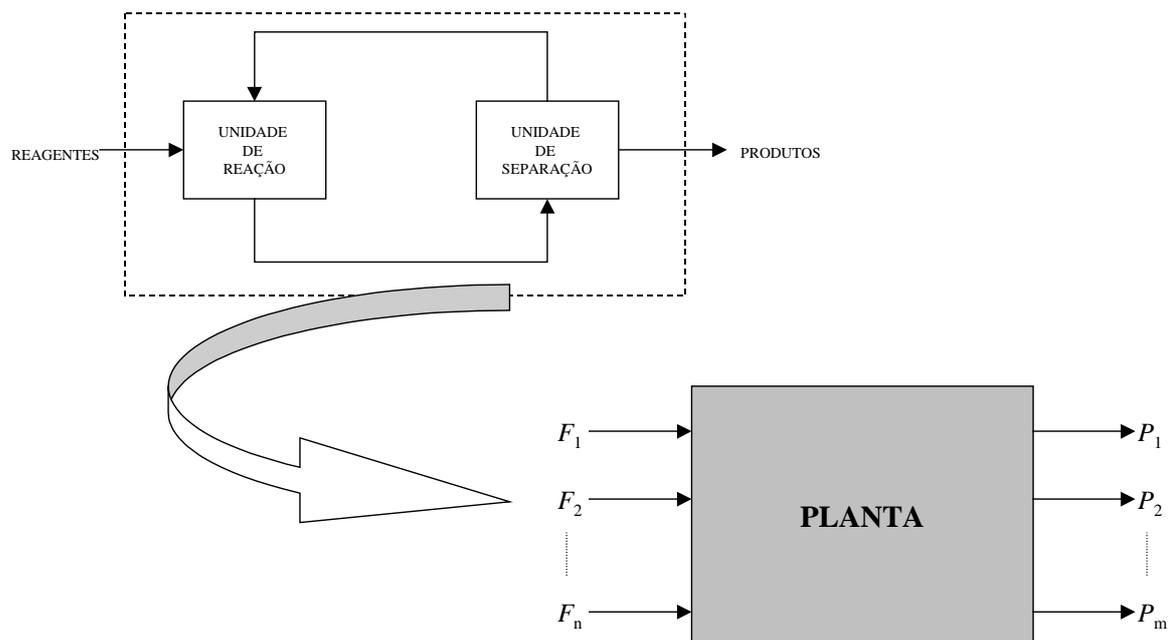
Estes dois últimos casos analisados confirmam que o controle do balanço material dos componentes da planta se faz com um menor grau de interações, e portanto com um melhor desempenho, quando as correntes de alimentação são empregadas como variáveis manipuladas. Os exemplos aqui tratados consideram o controle direto da concentração de componente, entretanto pode-se esperar comportamento similar mesmo quando estas concentrações são inferidas através de outras variáveis controladas, pois as vazões de

alimentação continuam apresentando o mesmo efeito controlador sobre o balanço material de componentes.

## 2.7 A planta-reator

A decomposição hierárquica do processo em diversos níveis de complexidade, proposta por DOUGLAS (1988), tem sido empregada por autores como STEPHANOPOULOS & NG (1996) e (2000) na construção de uma metodologia para projeto do controle global de uma planta. Segundo este enfoque o fluxograma de processo é inicialmente analisado como um grande bloco, compreendendo as correntes de entrada e saída de material do sistema, tal como em um único grande reator.

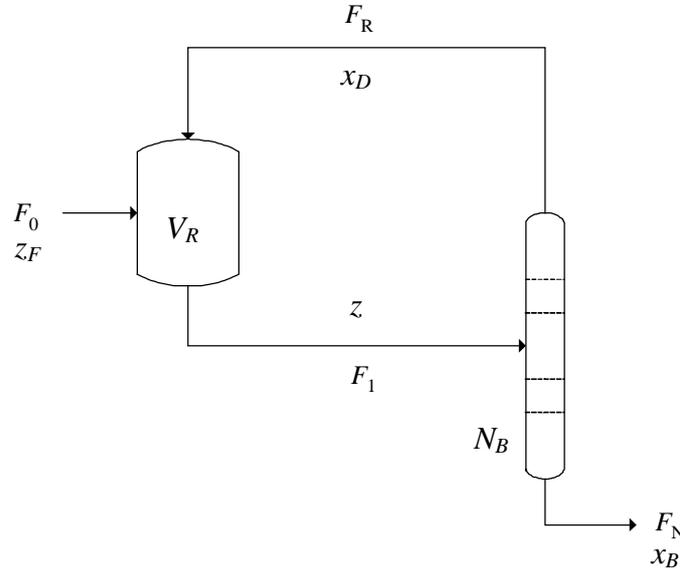
A representação em diferentes níveis de detalhamento associa a análise da dinâmica da planta também a diferentes horizontes de tempo, isto é, quanto mais global for a representação, esta análise estará mais relacionada a uma dinâmica mais lenta ou a horizontes de tempo mais longos. A Figura 2.14 apresenta o cenário inicial no qual apenas as correntes de entrada e saída de material são representados. Neste nível de decisão os objetivos de controle visíveis são apenas a estabilização do balanço material e a manipulação da taxa de produção.



**Figura 2.14:** Representação global da planta em correntes de entrada e de saída.

Na Figura 2.14 as correntes  $F_1, F_2, \dots, F_n$  são diversas correntes de alimentação e  $P_1, P_2, \dots, P_m$  as múltiplas correntes de produto ou purgas da planta. A análise de controlabilidade da planta sob esta representação associa o controle do balanço material a um largo horizonte de tempo, de forma que o modelo proposto para o reator, com alto tempo de residência, corresponde adequadamente a esta interpretação.

Uma configuração clássica da planta inteira, compreendendo unidades de reação e de separação, é apresentada na Figura 2.15. Por simplicidade assume-se cinética de primeira ordem.



**Figura 2.15:** Representação de uma planta composta por reator, unidade de separação e reciclo de reagente.

As variáveis  $F_0$ ,  $F_1$ ,  $F_R$  e  $F_N$  são vazões molares e  $V_R$  e  $N_B$  os inventários molares do reator e do separador respectivamente. As frações molares  $z_F$ ,  $z$ ,  $x_D$  e  $x_B$  correspondem às composições de alimentação, do reator, do reagente recuperado na corrente de reciclo e da impureza presente no produto, respectivamente. KUMAR & DAOUTIDIS (2002) apresentaram uma representação para sistemas com reciclo como este, escalonada em relação à corrente de alimentação, fazendo  $u_j = F_j/F_j^S$ ,  $\kappa = F_j^S/F_R^S$  e  $\alpha = F_R^S/F_0^S$ , onde o sobrescrito  $S$  refere-se ao estado estacionário. Representando os estados por um vetor  $x$ , onde  $x = [V_R, N_B, z, x_D, x_B]^T$ , foi proposta uma representação, em espaço de estados de acordo com a expressão (2.55), onde as funções  $f(x)$  e  $g_j(x)$  são funções dos estados representados por  $x$ .

$$\frac{dx}{dt} = f(x) + g_0(x)u_0 + g_N(x)u_N + \alpha [\kappa g_1(x)u_1 + g_R(x)u_R] \quad (2.55)$$

KUMAR & DAOUTIDIS (2002) propuseram uma transformação na equação (2.55), fazendo a substituição  $\alpha = 1/\varepsilon$  e analisando o caso limite em que  $\varepsilon \rightarrow 0$ , ou seja, quando  $F_R^S \gg F_0^S$ . Assim a expressão (2.55) é rescrita, fornecendo (2.56).

$$\frac{dx}{dt} = f(x) + g_0(x)u_0 + g_N(x)u_N + \lim_{\varepsilon \rightarrow 0} \frac{1}{\varepsilon} [\kappa g_1(x)u_1 + g_R(x)u_R] \quad (2.56)$$

Calculando o limite, em (2.56), esta expressão reduz-se à forma apresentada em (2.57).

$$\frac{dx}{d\tau_S} = \kappa g_1(x)u_1 + g_R(x)u_R \quad (2.57)$$

Em (2.57)  $\tau_S = t/\varepsilon$  é um tempo escalonado, da mesma ordem de grandeza do tempo de residência da planta, associado à dinâmica rápida do sistema.

Esta manipulação matemática divide o sistema em dois níveis hierárquicos, de acordo com a velocidade da dinâmica de resposta a um distúrbio. De (2.57) verifica-se que o nível hierárquico de dinâmica rápida associa os estados a correntes internas do processo, isto é, sugere-se que objetivos do controle tais como inventários e taxa de produção utilizem as correntes internas como variáveis manipuladas. Enquanto isso, o segundo nível hierárquico, de dinâmica lenta, associado aos objetivos de longo horizonte de tempo tal como o controle do balanço material, emprega as correntes restantes como variáveis manipuladas, isto é, as correntes externas.

A argumentação analítica acima concorda com as idéias heurísticas desenvolvidas para o controle do reator. Desde que, para um reator de uma determinada planta hipotética, as correntes de alimentação constituem-se em correntes externas do processo, estas são mais apropriadas para o controle de composições, isto é, variáveis de dinâmica associada a um horizonte de tempo longo. Derivado também desta análise, para o controle do inventário do reator ou para o controle da vazão de produção, sugere-se o emprego de correntes internas do processo, ou seja, a corrente efluente do reator. Desta forma, verifica-se que é possível estender as conclusões, aqui obtidas no modelo simplificado de um reator, ao caso de reatores inseridos em uma planta completa, como se o exemplo considerado neste capítulo pudesse ser *visualizado* como uma *planta-reator*.

Assim, as idéias heurísticas derivadas da análise deste capítulo podem ser sintetizadas de acordo com os seguintes itens:

- O emprego de correntes de entrada do processo, como variáveis manipuladas no controle de composições, oferecem um melhor desempenho ao controle do balanço material.
- A estratégia de manter o tempo de residência do reator constante permite manter as composições também constantes.

## Capítulo 3

### Unidade de Separação

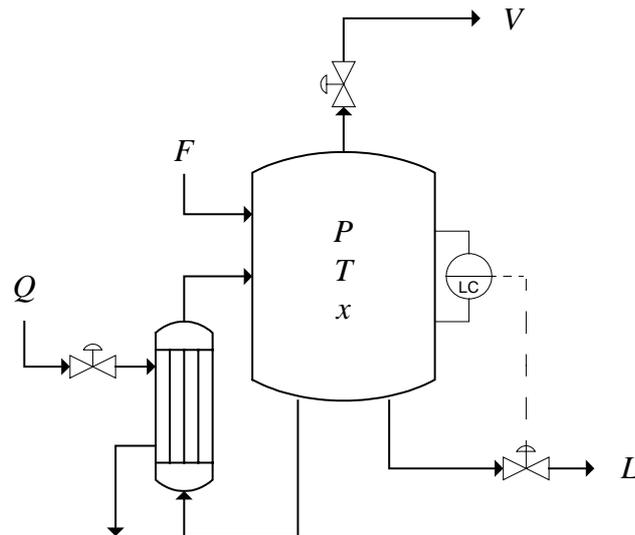
No capítulo 2 o estudo de controlabilidade do reator e posterior extensão à planta inteira foi útil para a análise do efeito dinâmico das correntes de entrada e saída sobre o balanço material. A decomposição deste modelo em uma estrutura de processo mais realística nos leva a introduzir um reator (ou uma série de reatores) integrado a uma unidade de separação para aumentar a conversão global da planta. Esta integração conecta o balanço material da unidade de separação ao balanço material do reator, tornando-os interdependentes. LUYBEN et al. (1998) analisaram estas situações típicas em que ocorre um conflito entre as alternativas econômicas de projeto e a controlabilidade global da planta. Deste modo o controle do balanço material da planta deve envolver todas as unidades que estiverem conectadas, produzindo uma interação significativa.

O exemplo do reator nos sugere a utilização das correntes de entrada do processo como variáveis manipuladas a serem empregadas no controle do balanço material, entretanto este nível de análise não aborda a escolha da melhor localização para o controle da composição na planta. A composição pode ser controlada em várias unidades ou, de acordo com WU et al. (2002), é possível alcançar estabilidade e desempenho sobre o balanço material global controlando-se a composição em apenas um ponto do processo. Não necessariamente a composição precisa ser controlada diretamente na unidade de separação. Certos casos, onde a composição apresenta alta correlação com as propriedades do produto, pode ser mais conveniente o controle da composição no meio reacional. Todavia parece apropriado que a estrutura de controle da unidade de separação seja capaz de rejeitar os principais distúrbios da planta sobre a composição, mesmo que indiretamente, via controle parcial.

Este capítulo propõe uma análise das estruturas de controle capazes de oferecer uma maior estabilidade do balanço material sob a ação de distúrbios comuns, tais como a variação na carga e na composição. Inicialmente será investigado o comportamento destes aspectos para um evaporador de um único estágio, prosseguindo-se com a análise aplicada a uma coluna de destilação de uma mistura binária.

### 3.1 Evaporador

O evaporador considerado na análise a seguir consiste de um vaso e um refeedor responsável pelo aquecimento da mistura líquida do fundo do vaso. A alimentação é composta de uma mistura binária de volatilidade relativa suficientemente alta para proporcionar uma separação razoável em estágio único. A representação esquemática deste evaporador é apresentada na Figura 3.1.



**Figura 3.1:** Representação esquemática do evaporador.

Na Figura 3.1  $F$  é a carga do evaporador,  $V$  é a vazão de vapor de topo,  $L$  é a corrente de líquido separado da fase vapor e  $Q$  representa a carga térmica fornecida através do suprimento de vapor. As variáveis  $P$ ,  $T$  e  $x$  são a pressão do sistema, a temperatura do equilíbrio líquido-vapor e a composição do componente leve na fase líquida, respectivamente. A vazão de carga desta unidade de separação não é considerada um grau de liberdade, pois, de acordo com a discussão apresentada no capítulo 2, normalmente é a corrente controladora do inventário do reator ou da taxa de produção da planta. Assume-se que o nível do vaso evaporador é perfeitamente controlado pela corrente de líquido efluente.

O modelo dinâmico para esta unidade de separação é representado através das equações (3.1) a (3.4).

$$\frac{dN_L}{dt} = F - W_v - L \quad (3.1)$$

$$\frac{d}{dt}(N_L x) = Fz - W_v y - Lx \quad (3.2)$$

$$C_p \frac{d}{dt}(N_L T) = FC_p T_0 - W_v (C_p T + \Delta H_v) - LC_p T + Q \quad (3.3)$$

$$\frac{dN_v}{dt} = W_v - V \quad (3.4)$$

As variáveis  $N_L$  e  $N_v$  correspondem aos inventários molares de líquido e vapor, respectivamente,  $z$  é a fração molar do componente leve na corrente de alimentação e  $y$  a composição do mesmo na fase vapor. Todas as vazões e composições estão expressos em base molar. Nestas equações temos ainda o calor específico molar,  $C_p$ , a temperatura da corrente de alimentação,  $T_0$ , e o calor latente molar de vaporização,  $\Delta H_v$ .

Em todas as equações de (3.1) a (3.4)  $W_v$  é a taxa de vaporização, definida através da equação (3.5).

$$W_v = K_{TM} \left( \sum_i x_i P_i^S - P \right) \quad (3.5)$$

Na equação (3.5)  $P_i^S$  é a pressão de vapor do componente  $i$ , expressa por (3.6).

$$\ln \left( \frac{P_i^S}{P_C} \right) = A_1 - \frac{A_2}{T + A_3} \quad (3.6)$$

Em (3.6)  $P_C$  é a pressão crítica e  $T$  é dada em °F. As constantes  $A_j$  de cada componente e o valor de  $P_C$  são dadas na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1:** Constantes da equação (3.6) para cada componente da mistura.

Componente	$P_C$ (atm)	$A_1$	$A_2$	$A_3$
Leve	39,7	5,583	3943	404,7
Pesado	17,5	6,561	6739	292,6

Os dados desta tabela compõe o exemplo hipotético, especificamente criado para esta dissertação.

A variável  $x_i$  da equação (3.5) é a composição na fase líquida do componente  $i$ . Esta expressão foi apresentada por LUYBEN (1990) para casos de dinâmica não negligenciável entre a taxa de vaporização e a vazão de vapor que deixa o topo do vaso. Tipicamente este comportamento ocorre quando líquido e vapor não encontram-se em equilíbrio e o termo  $K_{TM}$  corresponde a um pseudo coeficiente de transferência de massa. A introdução de  $W_v$  na modelagem do evaporador torna possível escrever a equação (3.4) que expressa a dinâmica para o inventário de vapor no vaso.

Por simplicidade o somatório da equação (3.5) será representado simplesmente por  $P^S$ , permitindo rescrever a equação (3.5) de acordo com (3.7).

$$W_v = K_{TM} (P^S - P) \quad (3.7)$$

Valores para  $K_{TM}$  podem ser convenientemente escolhidos de forma a garantir uma pequena diferença entre  $P^S$  e  $P$ , como, por exemplo, 0,1 ou 0,05 bar.

A composição da fase vapor e o inventário de vapor seguem as relações de equilíbrio e dos gases ideais apresentadas nas equações (3.8) e (3.9).

$$y = K_v x \quad (3.8)$$

$$N_v = \frac{Pv}{RT} \quad (3.9)$$

Onde  $K_v$  refere-se ao coeficiente de equilíbrio líquido-vapor do componente leve, dado por (3.10).

$$K_v = \frac{P_{CL}^S}{P} \quad (3.10)$$

Onde  $P_{CL}^S$ , em (3.10) refere-se à pressão de vapor do componente leve.

O parâmetro  $v$ , em (3.9), é o volume da fase gasosa e  $R$  é a constante universal dos gases. Observa-se que  $T$  em (3.9) corresponde à temperatura em escala absoluta.

Sabendo-se que o volume total do vaso é constante e que o mesmo corresponde à soma entre os volumes de líquido e de gás, e considerando ainda o peso molecular e densidade da fase líquida constantes, bem como o controle perfeito do inventário líquido, as equações de (3.1) a (3.4) são rearranjadas e combinadas para fornecer as equações (3.11), (3.12) e (3.13).

$$\frac{dP}{dt} = K_{TM} (P^S - P) \left( \frac{RT}{v} - \frac{P \Delta H_v}{N_L C_p T} \right) - \frac{RT}{v} V + \frac{FP}{N_L T} (T_0 - T) + \frac{PQ}{N_L C_p T} \quad (3.11)$$

$$\frac{dx}{dt} = \frac{F}{N_L} (z - x) - \frac{K_{TM}}{N_L} (P^S - P) (K_v - 1) x \quad (3.12)$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F}{N_L} (T_0 - T) - \frac{K_{TM} \Delta H_v}{N_L C_P} (P^S - P) + \frac{Q}{N_L C_P} \quad (3.13)$$

A Tabela 3.2 apresenta a solução estacionária para o modelo descrito pelas equações (3.11) a (3.13). Estes parâmetros serão utilizados nos exemplos posteriores.

**Tabela 3.2:** Parâmetros operacionais para o evaporador.

<i>Variável</i>	<i>Símbolo</i>	<i>Unidade</i>	<i>Parâmetro Operacional</i>
Pressão	$P$	atm	2,0
Temperatura	$T$	°C	150,0
Composição do líquido	$x$	mol/mol	0,047
Coefficiente para transferência de vapor	$K_{TM}$	kgmol/h atm	$5,3909 \cdot 10^3$
Calor específico	$C_P$	kcal/kgmol °C	60,0
Calor latente de vaporização	$\Delta H_v$	kcal/kgmol	50000
Inventário líquido	$N_L$	kgmol	26,0
Inventário gasoso	$v$	m <sup>3</sup>	6,0
Vazão de vapor	$V$	kgmol/h	101,6
Vazão de alimentação	$F$	kgmol/h	200,0
Temperatura de alimentação	$T_0$	°C	70,0
Taxa de calor	$Q$	kcal/h	$6,0389 \cdot 10^6$
Composição da alimentação	$z$	mol/mol	0,50

Os dados desta tabela compõe o exemplo hipotético, especificamente criado para esta dissertação.

O modelo linearizado para as condições dadas na Tabela 3.2 é apresentado nas equações (3.14) e (3.15) via representação em espaço de estados.

$$\frac{d}{dt} \begin{bmatrix} \Delta x \\ \Delta T \\ \Delta P \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -7443 & -5,879 & 186,8 \\ -6,878 \cdot 10^6 & -5452 & 1,728 \cdot 10^5 \\ 3,003 \cdot 10^7 & 2,377 \cdot 10^4 & -7,544 \cdot 10^5 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta x \\ \Delta T \\ \Delta P \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 6,410 \cdot 10^{-4} & 0 \\ 3,031 \cdot 10^{-6} & -140,1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta Q \\ \Delta V \end{bmatrix} \quad (3.14)$$

$$\begin{bmatrix} \Delta x \\ \Delta T \\ \Delta P \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta x \\ \Delta T \\ \Delta P \end{bmatrix} \quad (3.15)$$

As variáveis acompanhadas do símbolo  $\Delta$  representam as variáveis de desvio.

O modelo dinâmico não linear será utilizado na simulação do evaporador quando submetido a diferentes condições de distúrbio a fim de avaliar o desempenho das estruturas de controle propostas. O modelo linearizado será empregado no projeto de controladores para possibilitar também a simulação de resultados. Os modelos aqui desenvolvidos também serão úteis para as análises estacionária e dinâmica empregadas para a definição das variáveis controladas e seus emparelhamentos às variáveis manipuladas.

## 3.2 O controle da pressão

É importante que a pressão de uma unidade de separação seja estabilizada devido a sua forte influência sobre a volatilidade dos componentes. A pressão total do sistema iguale-se à soma das pressões parciais dos componentes da mistura, logo a variação, ou a não estabilização, da pressão interfere diretamente sobre as composições de cada fase e sobre a fração de vaporização da corrente de alimentação. A relação entre a constante de equilíbrio e a pressão total é apresentada na equação (3.10). Além disso o controle da pressão está associado também à estabilização de inventário de gás do vaso de pressão, compromisso importante com o atendimento às restrições de segurança do equipamento.

Normalmente o controle da pressão do vaso evaporador é garantido através da manipulação da vazão de alívio de vapor, ou vazão de topo. Para o caso considerado neste capítulo, no qual o inventário líquido da unidade é controlado através da corrente líquida de fundo do vaso, o único grau de liberdade restante para controle da composição é o fluxo de calor. Esta escolha será demonstrada através de uma análise de sensibilidade similar à utilizada no capítulo 2 para o exemplo do reator.

As sensibilidades denotadas pelas variáveis  $S_{P,V}$ ,  $S_{P,Q}$ ,  $S_{x,V}$  e  $S_{x,Q}$  são definidas através das equações (3.16) a (3.19).

$$S_{P,V} = \left( \frac{\partial P}{\partial V} \right)_Q \quad (3.16)$$

$$S_{P,Q} = \left( \frac{\partial P}{\partial Q} \right)_V \quad (3.17)$$

$$S_{x,V} = \left( \frac{\partial x}{\partial V} \right)_Q \quad (3.18)$$

$$S_{x,Q} = \left( \frac{\partial x}{\partial Q} \right)_V \quad (3.19)$$

O modelo descrito pelas equações (3.7) e (3.11) a (3.13) pode ser simplificado para o estado estacionário e convenientemente escrito de acordo com as expressões (3.20) a (3.22).

$$P = P^S - \frac{V}{K_{TM}} \quad (3.20)$$

$$T = T_0 + \frac{Q - \Delta H_v V}{FC_p} \quad (3.21)$$

$$x = \frac{Fz}{VK_v + L} \quad (3.22)$$

Substituindo as equações (3.16) a (3.19) em (3.20) a (3.22), obtém-se um sistema de equações cujas variáveis a determinar são as sensibilidades, definidas anteriormente. As equações (3.23) a (3.26) descrevem este sistema.

$$S_{P,V} = -\frac{1}{K_{TM}} + \frac{\partial P^S}{\partial T} \frac{\partial T}{\partial V} + \frac{\partial P^S}{\partial x} S_{x,V} \quad (3.23)$$

$$S_{P,Q} = \frac{\partial P^S}{\partial T} \frac{\partial T}{\partial Q} + \frac{\partial P^S}{\partial x} S_{x,Q} \quad (3.24)$$

$$S_{x,V} = \kappa \left[ K_v + V \left( \frac{\partial K_v}{\partial T} \frac{\partial T}{\partial V} + \frac{\partial K_v}{\partial P} S_{P,V} \right) \right] \quad (3.25)$$

$$S_{x,Q} = \kappa V \left( \frac{\partial K_v}{\partial T} \frac{\partial T}{\partial Q} + \frac{\partial K_v}{\partial P} S_{P,Q} \right) \quad (3.26)$$

Onde

$$\kappa = -\frac{Fz}{(L + K_v V)^2} \quad (3.27)$$

Da Tabela 3.2, considerando que  $K_{TM} \gg 1$ , ou  $1/K_{TM} \rightarrow 0$ , e aplicando sobre a equação (3.23), resulta a expressão (3.28).

$$S_{P,V} = \frac{\partial P^S}{\partial T} \frac{\partial T}{\partial V} + \frac{\partial P^S}{\partial x} S_{x,V} \quad (3.28)$$

Resolvendo o sistema de equações (3.24) a (3.26) e (3.28) para as variáveis  $S_{P,V}$  e  $S_{P,Q}$  em conjunto com as expressões (3.10) e (3.20) a (3.22), obtém-se o resultado dado pela expressão (3.29).

$$\left| \frac{S_{P,V}}{S_{P,Q}} \right| = \Delta H_v \quad (3.29)$$

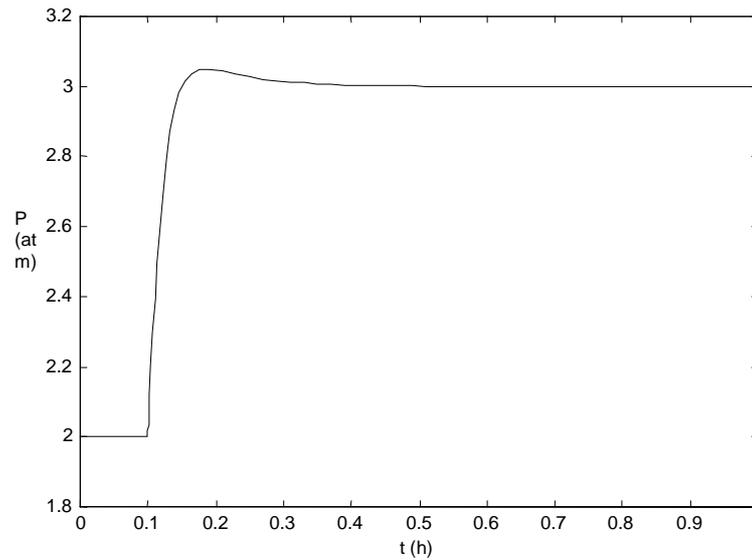
Este resultado significa que  $|S_{P,V}| > |S_{P,Q}|$ , visto que o valor para o calor latente de vaporização é bastante elevado. Assim o controle da pressão via vazão de gases de topo mostra-se efetivo.

A partir do modelo linear dado por (3.14) e (3.15) obtém-se a função de transferência apresentada na equação (3.30).

$$G_{P,V} = \frac{\Delta P}{\Delta V} = \frac{-140,1s^2 - 1,806 \cdot 10^6 s - 2,019 \cdot 10^7}{s^3 + 7,673 \cdot 10^5 s^2 + 1,262 \cdot 10^7 s + 5,186010 \cdot 10^7} \quad (3.30)$$

Na equação (3.29)  $G_{P,V}$  expressa a dinâmica da variável  $P$  quando manipula-se  $V$ . De acordo com o método apresentado no apêndice A1 o controlador PI é projetado para controle da pressão do evaporador utilizando *overshoot* de 10% e um tempo de subida da resposta de 1,2 min ou, nas unidades empregadas, 0,02 h. O curto tempo assumido para resposta do controle é devido à necessidade de uma rápida estabilização da pressão, mantendo-a aproximadamente constante durante o processo de separação. Os parâmetros para este controlador são  $K_C = -19,88$  (ganho do controlador) e  $\tau_I = 0,0929$  (constante integral).

A Figura 3.2 mostra o desempenho deste controlador após a variação de 1 atm sobre a referência (*set-point*) da pressão do evaporador.



**Figura 3.2:** Resposta para a pressão do evaporador em malha fechada após alteração de 1 atm sobre o *set-point*.

### 3.3 Controle do balanço material

Considerando o processo de separação sob pressão constante, podemos escrever o balanço material em estado estacionário de acordo com as equações (3.31) e (3.32).

$$F = V + L \quad (3.31)$$

$$Fz = VK_v x + Lx \quad (3.32)$$

As equações (3.31) e (3.32) podem ser combinadas para obter a expressão (3.33) onde  $\psi$  representa a fração de vaporização dada por  $V/F$ .

$$x = \frac{z}{1 + \psi(K_v - 1)} \quad (3.33)$$

A constante de equilíbrio,  $K_v$ , dada pela equação (3.10), juntamente com a relação  $P = xP_1^S + (1-x)P_2^S$ , para uma mistura binária, pode ser expressa em função da volatilidade relativa,  $\alpha = P_1^S/P_2^S$ , conforme a equação (3.34).

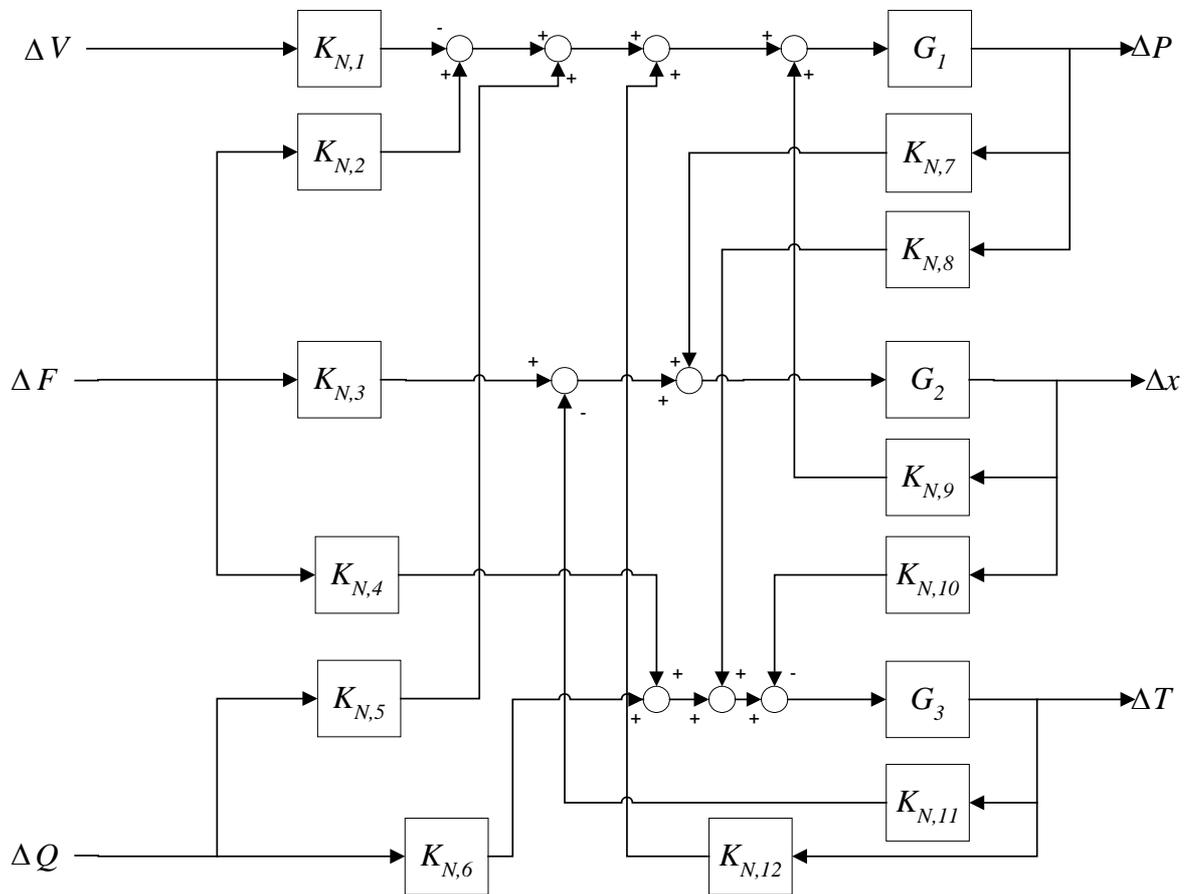
$$K_v = \frac{\alpha}{1 + x(\alpha - 1)} \quad (3.34)$$

Combinando (3.33) e (3.34), obtemos a expressão quadrática em  $x$  dada pela equação (3.35).

$$(\alpha - 1)(1 - \psi)x^2 + [1 + (\alpha - 1)(\psi - z)]x - z = 0 \quad (3.35)$$

Como a volatilidade relativa é um número aproximadamente constante, de acordo com (3.35) verifica-se que, para manter-se a composição constante sob distúrbios na carga da unidade, deve-se controlar a fração de vaporização, mantendo-a constante. Esta análise demonstra ser possível regular o balanço material sem a necessidade de controlar-se diretamente a composição, mantendo-se constante a relação entre vazões de vapor e alimentação.

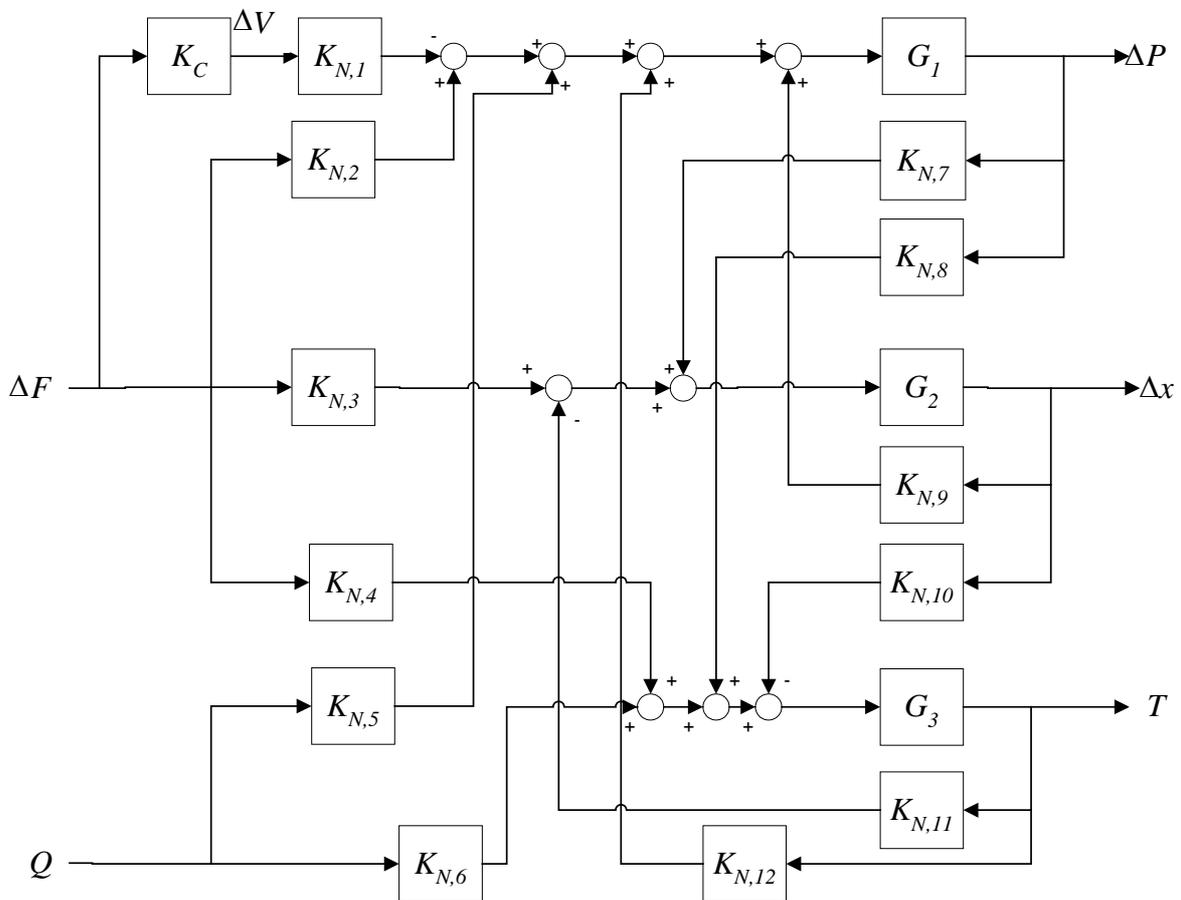
O modelo dinâmico expresso através das equações (3.11) a (3.13) é representado em diagrama de blocos na Figura 3.3. O método de representação utilizado está descrito no apêndice A2. Neste diagrama os blocos  $K_{N,j}$  são constantes enquanto os  $G_k$  correspondem a funções de transferência de primeira ordem.



**Figura 3.3:** Diagrama de blocos para o sistema que descreve o processo de evaporação.

Quando a vazão de carga da unidade,  $F$ , é aumentada, decorre um incremento na composição do líquido,  $x$ . O diagrama apresentado na Figura 3.3 mostra que este efeito pode ser explicado através do sentido positivo das linhas de fluxo  $F \rightarrow P \rightarrow x$  e  $F \rightarrow x$ . Apesar do fluxo  $F \rightarrow T \rightarrow x$  ser negativo, os dois anteriores prevalecem sobre este, conforme pode ser comprovado pelo comportamento operacional do evaporador. O controle da fração de

vaporização pode ser implementado neste sistema através da função  $V = \psi F$  onde o controlador proporcional,  $K_C = \psi$ , garante a relação  $V/F$  constante ao longo do processo. Este é



um controle *feedforward* cuja representação esquemática é dada na Figura 3.4.

**Figura 3.4:** Diagrama de blocos para o sistema que descreve o processo de evaporação com fração de vaporização controlada

Quando a carga da unidade é aumentada, é gerado um sinal proporcional através de  $K_C$ , produzindo um fluxo negativo via  $F \rightarrow K_C$  o qual se opõe às linhas de fluxo positivas descritas acima. Desta forma o efeito positivo gerado por um incremento em  $F$  é minimizado através da compensação de  $K_C$ , criando um efeito regulatório sobre  $x$ . Este efeito demonstra como o controle da fração de vaporização exerce uma função de controle sobre a composição.

O controle da composição via fração de vaporização atua de forma indireta sobre a composição. SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996) discutiram o tema controle indireto e parcial através da análise de um sistema linear multivariável representado pelas equações (3.36) e (3.37).

$$\Delta y_1 = G_{11} \Delta u_1 + G_{12} \Delta u_2 + G_{d1} \Delta d \quad (3.36)$$

$$\Delta y_2 = G_{21} \Delta u_1 + G_{22} \Delta u_2 + G_{d2} \Delta d \quad (3.37)$$

Onde  $y_1$  refere-se à variável a ser controlada indiretamente e  $y_2$  é a variável sob controle. As variáveis  $u_1$  e  $u_2$  correspondem às variáveis manipuladas disponíveis e  $d$  ao distúrbio da planta. Os termos  $G_{ij}$  são funções de transferência do sistema. As equações (3.36) e (3.37) podem ser escritas em termos das variáveis  $x$  e  $V/F$  para a unidade de separação, sendo  $y_1 = x$  e  $y_2 = V/F$ . As variáveis manipuladas em questão são  $u_1 = V$  e  $u_2 = Q$ , enquanto o distúrbio considerado para a planta é  $d = F$ . Este sistema é descrito por (3.38) e (3.39).

$$\Delta x = G_{11} \Delta V + G_{12} \Delta Q + G_{F1} \Delta F \quad (3.38)$$

$$\Delta(V / F) = K_{21} \Delta V + G_{22} \Delta Q + K_{F2} \Delta F \quad (3.39)$$

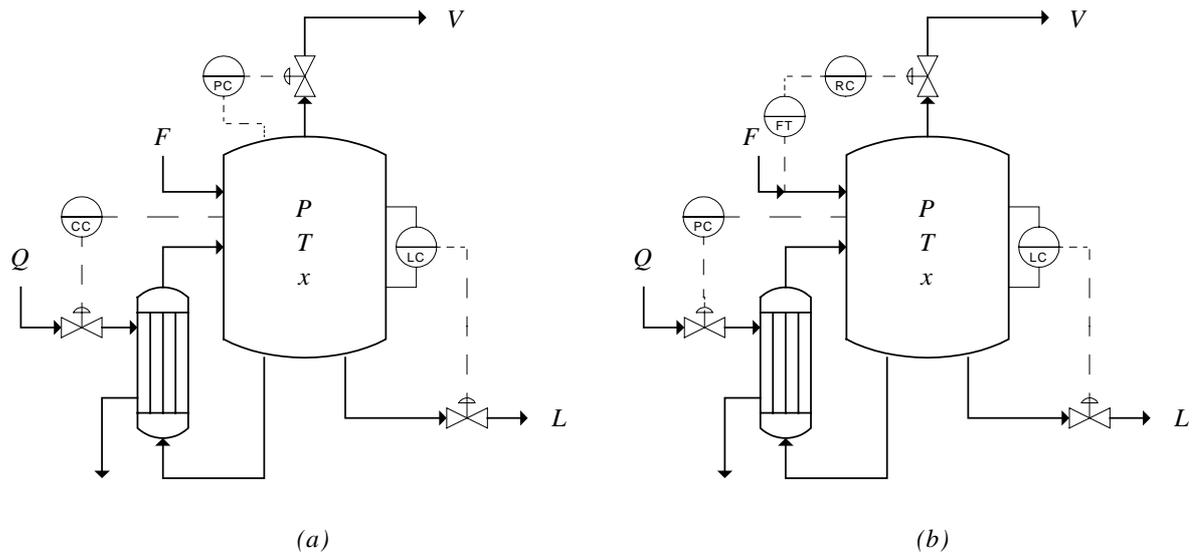
Em (3.38) e (3.39)  $K_{21}$ ,  $K_{F2}$  são constantes. Fazendo  $V/F = K_C F$ , como já descrito anteriormente, e eliminando  $V$  nas equações (3.38) e (3.39), obtém-se (3.40).

$$\Delta x = (G_{12} - G_{22}) \Delta Q + \left[ G_{F1} + \frac{G_{11}}{K_{21}} (K_C - K_{F2}) \right] \Delta F \quad (3.40)$$

Na equação (3.40)  $G_{11} < 0$  e  $K_{21} > 0$ , logo  $K_C$  pode ser convenientemente dimensionado a fim de tornar o efeito de  $F$  desprezível sobre  $x$ .

Duas estruturas de controle para o vaso evaporador são propostas para análise de desempenho através de simulação. A Figura 3.5a apresenta a estrutura CS1 na qual a estabilidade do balanço material é alcançada via controle direto da composição. A estrutura CS1 consiste na alternativa mais tradicional para rejeição de distúrbios sobre o balanço material da unidade. Em confronto a esta alternativa a estrutura CS2, apresentada na Figura 3.5b, propõe o controle da fração de vaporização.

O controle de pressão, conforme discutido na seção 3.2, é suficientemente rápido para compreender um primeiro nível hierárquico de resposta aproximadamente instantânea. Assim o controlador de pressão, em CS1, é inicialmente ajustado para em seguida projetar-se o controlador de composição. A decomposição do sistema em diferentes níveis de velocidade de resposta proposta por SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996) é utilizada, considerando-se um sistema similar ao definido pelas equações (3.36) e (3.37), onde  $y_1 = x$ ,  $y_2 = P$ ,  $u_1 = V$ ,  $u_2 = Q$  e  $d = 0$ . Para decompor o sistema em dois níveis distintos assume-se que o controlador de pressão,  $K_P$ , definido por  $V = K_P(P - P_r)$ , produza uma resposta instantânea, ou seja,  $K_P \rightarrow \infty$ . O termo  $P_r$  é a pressão de referência ou *set-point* de pressão, sendo  $P_r = 0$  para o sistema sob pressão estável. Destas considerações obtém-se a equação (3.41) que expressa o modelo a ser empregado no projeto do controlador de composição.



**Figura 3.5:** Estruturas de controle para o vaso evaporador com controle direto da composição, CS1 (a), e com controle indireto, CS2 (b).

$$\Delta x = \left( G_{12} - \frac{G_{11} G_{22}}{G_{21}} \right) \Delta Q \quad (3.41)$$

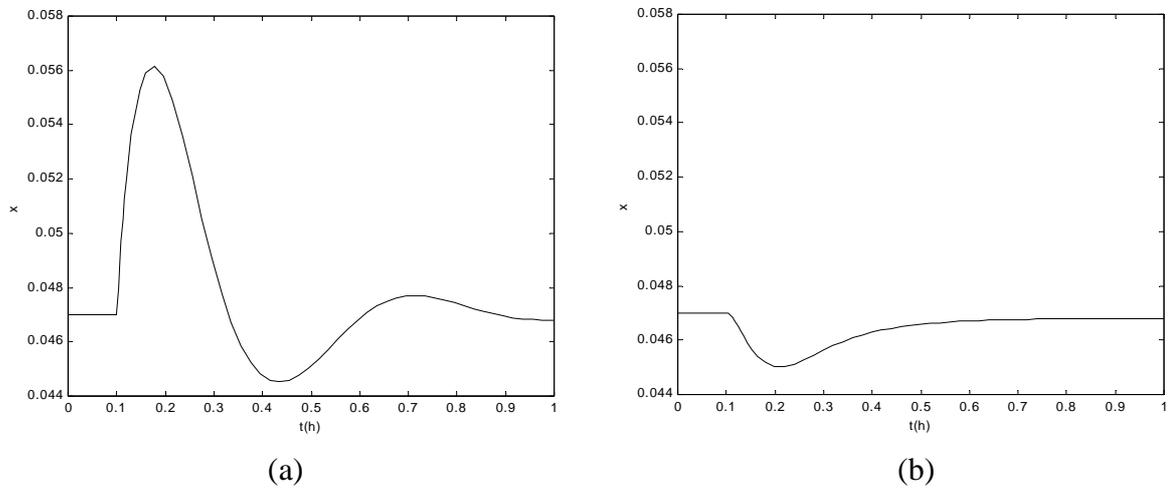
Na estrutura CS2 assume-se para RC (ver Figura 3.5b) o valor em estado estacionário da fração de vaporização, isto é,  $RC = 0,508$ . O controle *feedforward* da vazão de vapor impede que esta seja utilizada no controle de pressão, sendo necessário estabilizar a pressão do vaso através da carga térmica da unidade. Os parâmetros para os controladores de composição, em CS1, e pressão, em CS2, são apresentados na Tabela 3.3. O projeto dos controladores PI é descrito no apêndice A1, utilizando-se um tempo de subida de 0,1 h para a composição, 0,02 h para a pressão e 10% de *overshoot* para ambos.

**Tabela 3.3:** Parâmetros dos controladores PI para composição (CS1) e pressão (CS2).

	$K_C$	$\tau_I$
Composição (CS1)	$-1,244 \cdot 10^7$	0,0195
Pressão (CS2)	$2,075 \cdot 10^6$	0,1178

O modelo descrito pelas equações (3.11), (3.10) e (3.13) foi implementado em *simulink*, MATLAB v.5.3, em conjunto com o modelo dos controladores a fim de simular o efeito das variações de carga da unidade sobre a composição. Para uma variação em degrau de 10% sobre a carga foram obtidos os resultados apresentados na Figura 3.6. Observa-se que o controle direto sobre a composição desenvolve uma resposta oscilatória, rejeitando completamente o distúrbio na carga somente após um tempo próximo a 1 h de operação. O

controle indireto, através da razão de evaporação, mostra-se mais efetivo para a rejeição de distúrbios na carga.

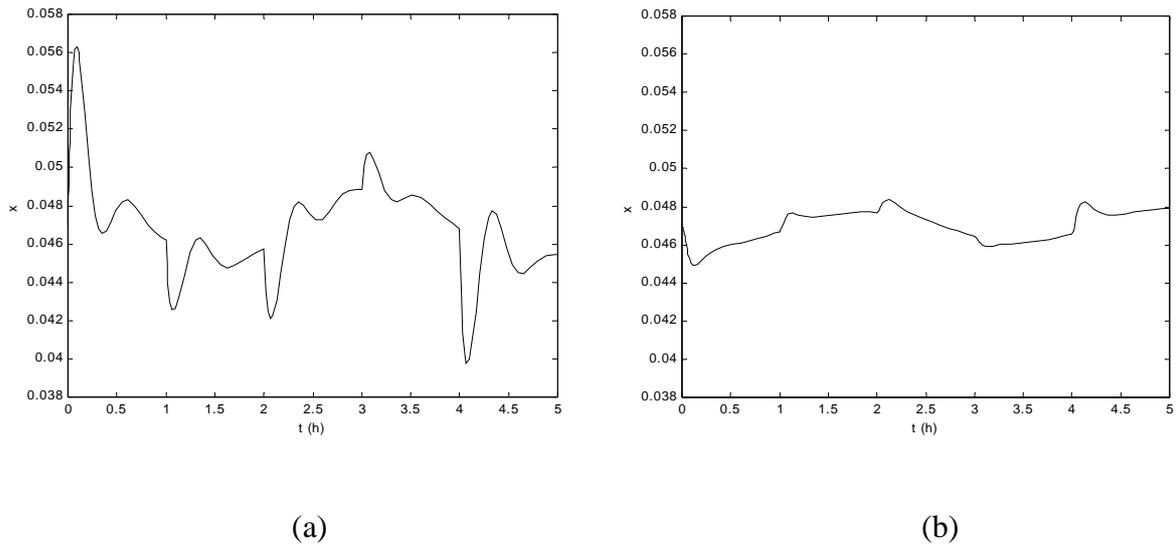


**Figura 3.6:** Resultados da simulação sobre a composição da unidade de evaporação, sob variação de 10% na carga, para as estruturas de controle CS1 (a) e CS2 (b).

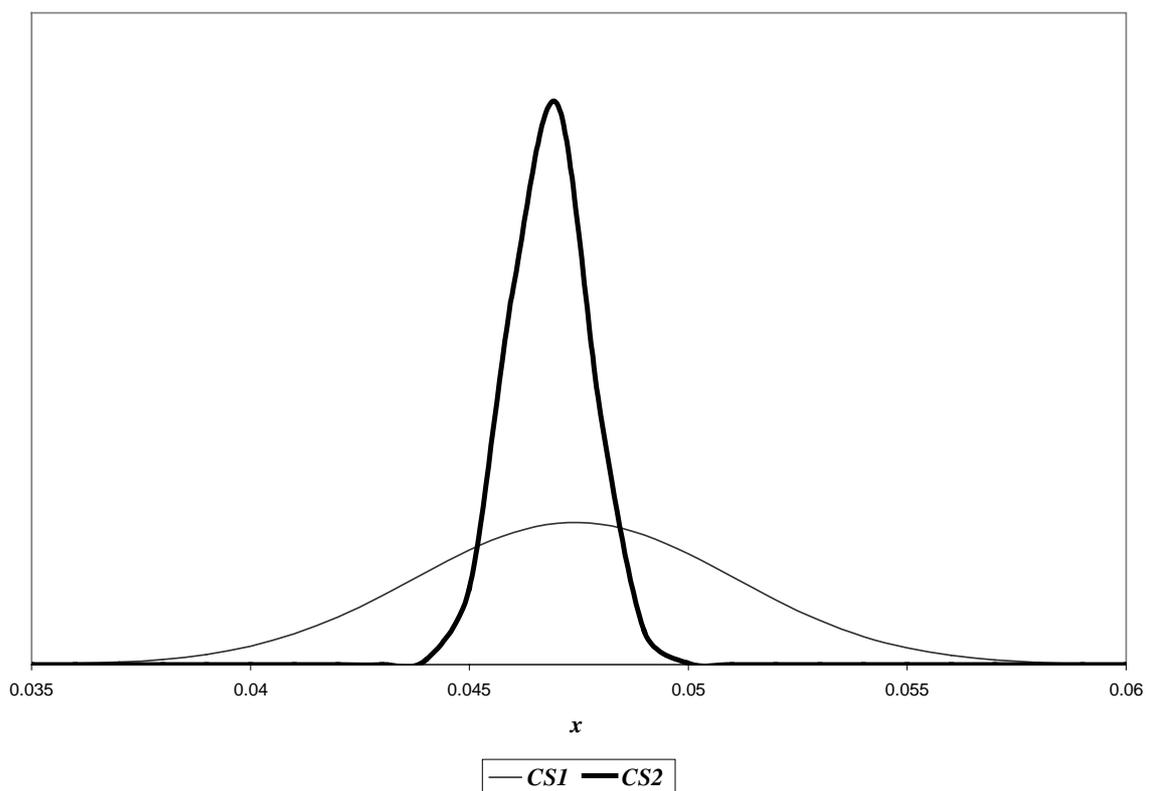
A estrutura de controle CS2 gera um pequeno *off-set* sobre a resposta estacionária, como era esperado, desde que não existe um controlador para a composição. Entretanto este aparente problema de centralização da resposta em torno do *set-point* tem uma pequena importância na avaliação do desempenho do controle da unidade.

A figura 3.7 apresenta os resultados da simulação da composição na fase líquida do vaso evaporador quando este é submetido a intensa variação de carga ao longo de 5 h de operação. Esta pode ser uma situação típica de processo, principalmente se existem correntes de várias operações da planta alinhadas à unidade de separação. Observa-se claramente uma menor variabilidade de controle na estrutura CS2.

Uma análise estatística, através da distribuição normal dos dados referentes às simulações apresentadas na Figura 3.7, demonstra a maior variabilidade provocada pela estrutura CS1. Esta conclusão é possível através da análise gráfica, mostrada na Figura 3.8, onde observa-se uma curva de distribuição mais estreita atribuída à estrutura CS2. Além disso, existe uma diferença insignificante na centralização da composição média em torno do *set-point* de 0,047, ratificando a baixa influência do *off-set*, comentado acima, sobre o desempenho do controle.

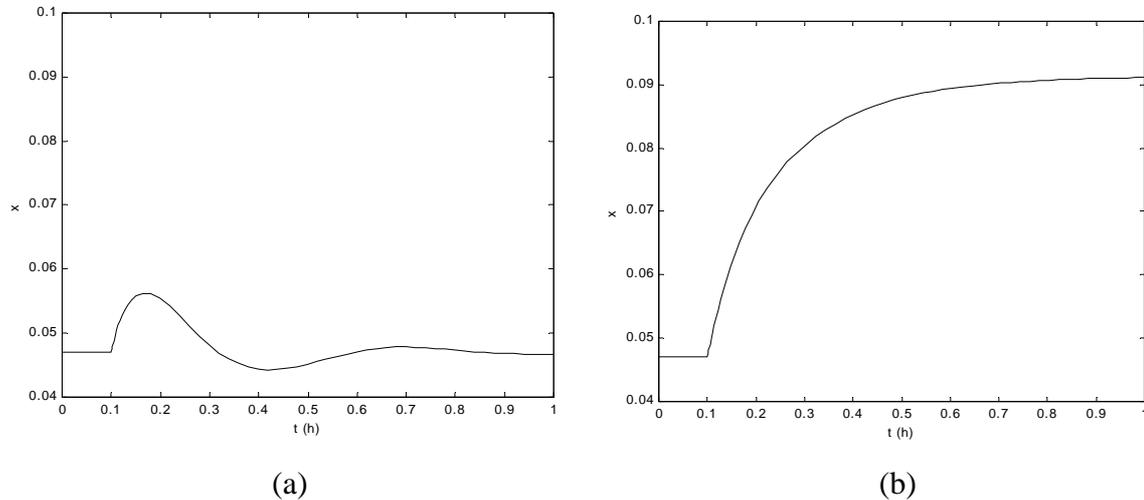


**Figura 3.7:** Resultados da simulação da composição na fase líquida do evaporador, sob intensa variação de carga, para as estruturas de controle CS1 (a) e CS2 (b).



**Figura 3.8:** Curvas de distribuição normal para os resultados da simulação da unidade sob intensa variação na carga.

A estrutura de controle CS2 não apresenta a mesma capacidade de controle quando o distúrbio é localizado na composição da alimentação. A Figura 3.9 mostra a simulação da unidade quando a mesma sofre uma variação em degrau de 10% sobre a composição da carga.

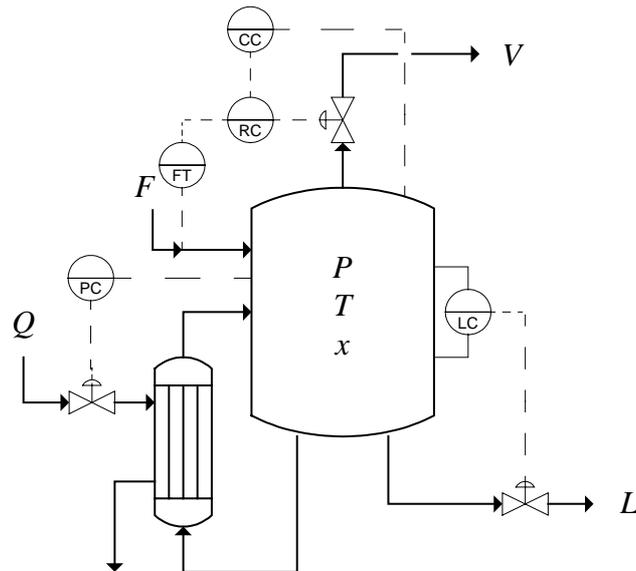


**Figura 3.9:** Resultados da simulação da composição na fase líquida do evaporador, sob variação de 10% na composição da alimentação, em CS1 (a) e CS2 (b).

A estrutura de controle CS3 é uma alternativa com a finalidade de desenvolver uma resposta satisfatória quando o processo é submetido tanto a variações de carga como de composição. A estrutura CS3, apresentada na Figura 3.10, mostra uma combinação entre CS2 e CS1 através de uma configuração em cascata. CS2 é implementada para obter a resposta rápida às variações de carga, porém seu *set-point* é ajustado continuamente por uma malha *feedback*, via controle de composição, similar à estrutura CS1. Desta forma, se o sistema for submetido a variações na composição da carga, o controle de composição da fase líquida cumpre a função de rejeitar este distúrbio.

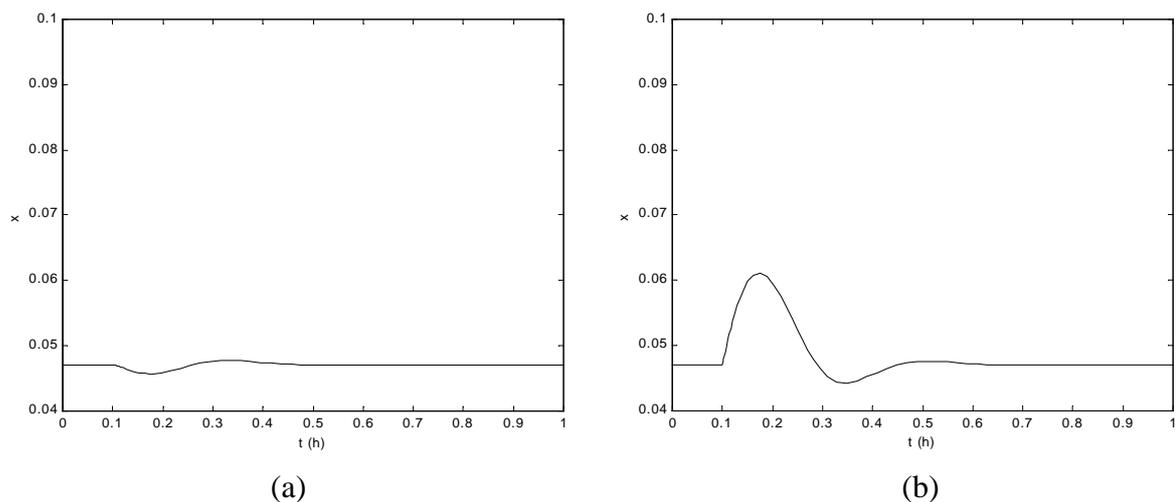
A simulação dos efeitos sobre a composição da mistura, resultante de variações na vazão e composição da corrente de alimentação, demonstra os benefícios obtidos com a configuração em cascata da estrutura CS3. Os resultados obtidos de variações em degrau são apresentados na Figura 3.11, utilizando-se a mesma escala empregada na Figura 3.9 para efeito de comparação.

Além de reunir as características de desempenho das estruturas CS1 e CS2, a estrutura de controle CS3 mostra-se robusta frente a incertezas, muitas vezes inerentes a analisadores, bem como face à possibilidade de falha na malha de controle de composição. Nestes casos a estrutura de controle converte-se em CS2 que apresenta bom desempenho sob variações de carga da unidade como em CS2.



**Figura 3.10:** Estrutura de controle CS3 para o vaso evaporador.

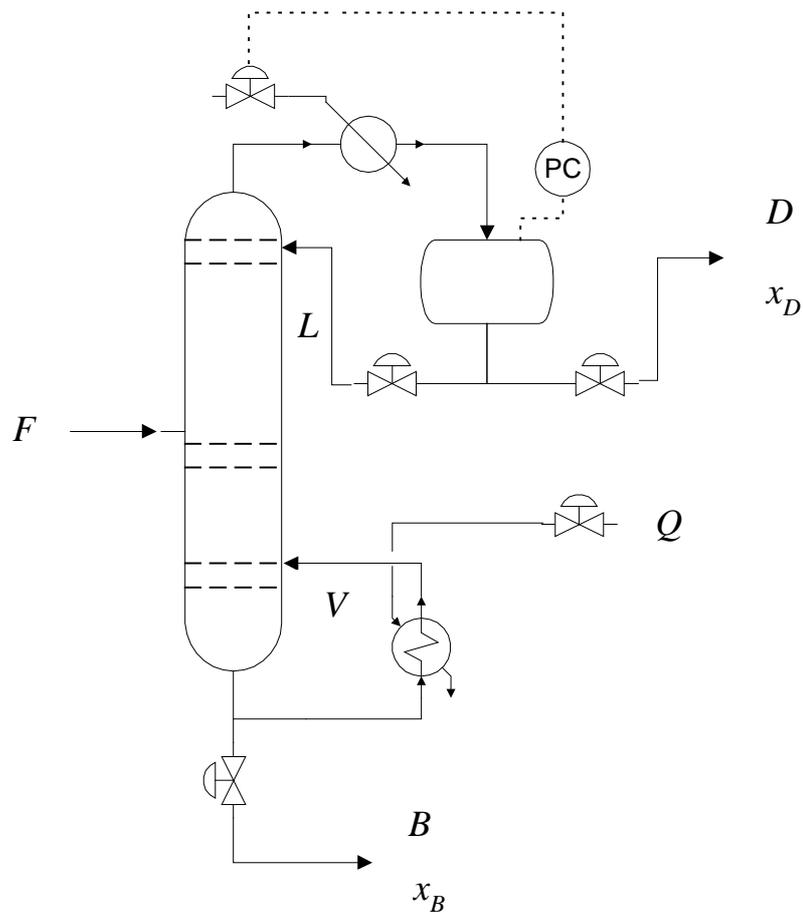
Observa-se que, ao fixar a relação  $V/F$ , a estrutura de controle agrega uma série de benefícios para a rejeição de distúrbios da planta, mantendo o controle satisfatório do balanço material. Já foi apresentado nas seções anteriores a relação entre a fração de vaporização e a composição, entretanto é possível fazer uma consideração intuitiva útil ao desenvolvimento de heurísticas para o projeto de estruturas de controle. Sendo a corrente  $V$  rica no componente volátil, e desde que não ocorra uma variação significativa de composição na alimentação, a relação  $V/F$  compreende uma boa aproximação para a concentração dos leves. Portanto, ao manter a relação de vaporização constante, obtém-se o controle indireto da composição.



**Figura 3.11:** Resultados da simulação da composição do sistema sob distúrbio de +10% sobre a carga (a) e +10% sobre a composição da alimentação (b), para a estrutura CS3.

### 3.4 Coluna de destilação

Considerando o processo de separação sob pressão constante, podemos utilizar o modelo proposto por LUYBEN (1990) para representar a destilação de uma mistura binária com volatilidade relativa constante, no qual  $V$  é considerado constante ao longo da coluna. A Figura 3.12 apresenta uma coluna de destilação de cinco estágios, numerados de baixo para cima, onde a carga  $F$ , alimentada no prato de número 3, é separada em duas correntes,  $D$  e  $B$ . As composições  $z$ ,  $x_D$  e  $x_B$  referem-se ao componente volátil presente nas correntes de alimentação, destilado e fundo, respectivamente. Para esta coluna, a alimentação é composta de um líquido saturado,  $L$  é a vazão de refluxo e  $V$  é a vazão de vapor produzida pelo refeedor.



**Figura 3.12:** Coluna de destilação sob pressão constante.

O balanço em torno do condensador é dado pelas equações (3.42) e (3.43), onde  $N_D$  é o inventário molar do tambor de refluxo e  $y_5$  é a composição do vapor em equilíbrio com o estágio de número 5.

$$\frac{dN_D}{dt} = V - L - D \quad (3.42)$$

$$\frac{dx_D}{dt} = \frac{V}{N_D} (y_5 - x_D) \quad (3.43)$$

As equações (3.44) e (3.45) descrevem o balanço material para o estágio 5, recebendo a corrente de refluxo no topo da coluna. Nestas equações  $N_5$  é o inventário molar do prato de número cinco,  $L_5$  é a corrente de líquido que deixa este estágio,  $x_5$  é a composição da fase líquida e  $y_4$  é a composição do vapor em equilíbrio com o líquido do quarto estágio.

$$\frac{dN_5}{dt} = L - L_5 \quad (3.44)$$

$$\frac{dx_5}{dt} = \frac{L}{N_5} (x_D - x_5) + \frac{V}{N_5} (y_4 - y_5) \quad (3.45)$$

Para um estágio  $j$  as equações de balanço são dadas por (3.46) e (3.47).

$$\frac{dN_j}{dt} = L_{j+1} - L_j \quad (3.46)$$

$$\frac{dx_j}{dt} = \frac{L_{j+1}}{N_j} (x_{j+1} - x_j) + \frac{V}{N_j} (y_{j-1} - y_j) \quad (3.47)$$

Na equação (3.47) para o estágio 1,  $y_{j-1} = y_B$ , isto é, a composição do vapor ascendente está em equilíbrio com o líquido de fundo que deixa a coluna. O balanço em torno da corrente de fundo, incluindo o refeedor, é dado pelas equações (3.48) e (3.49).

$$\frac{dN_B}{dt} = L_1 - V - B \quad (3.48)$$

$$\frac{dx_B}{dt} = \frac{L_1}{N_B} (x_1 - x_B) - \frac{V}{N_B} (y_B - x_B) \quad (3.49)$$

Juntamente às equações de balanço, podemos considerar a equação de equilíbrio (3.50) e hidrodinâmica (3.51), onde  $\alpha$  é a volatilidade relativa, considerada constante, e  $K_h$  é uma constante característica do escoamento.

$$y_j = \frac{\alpha x_j}{1 + (\alpha - 1)x_j} \quad (3.50)$$

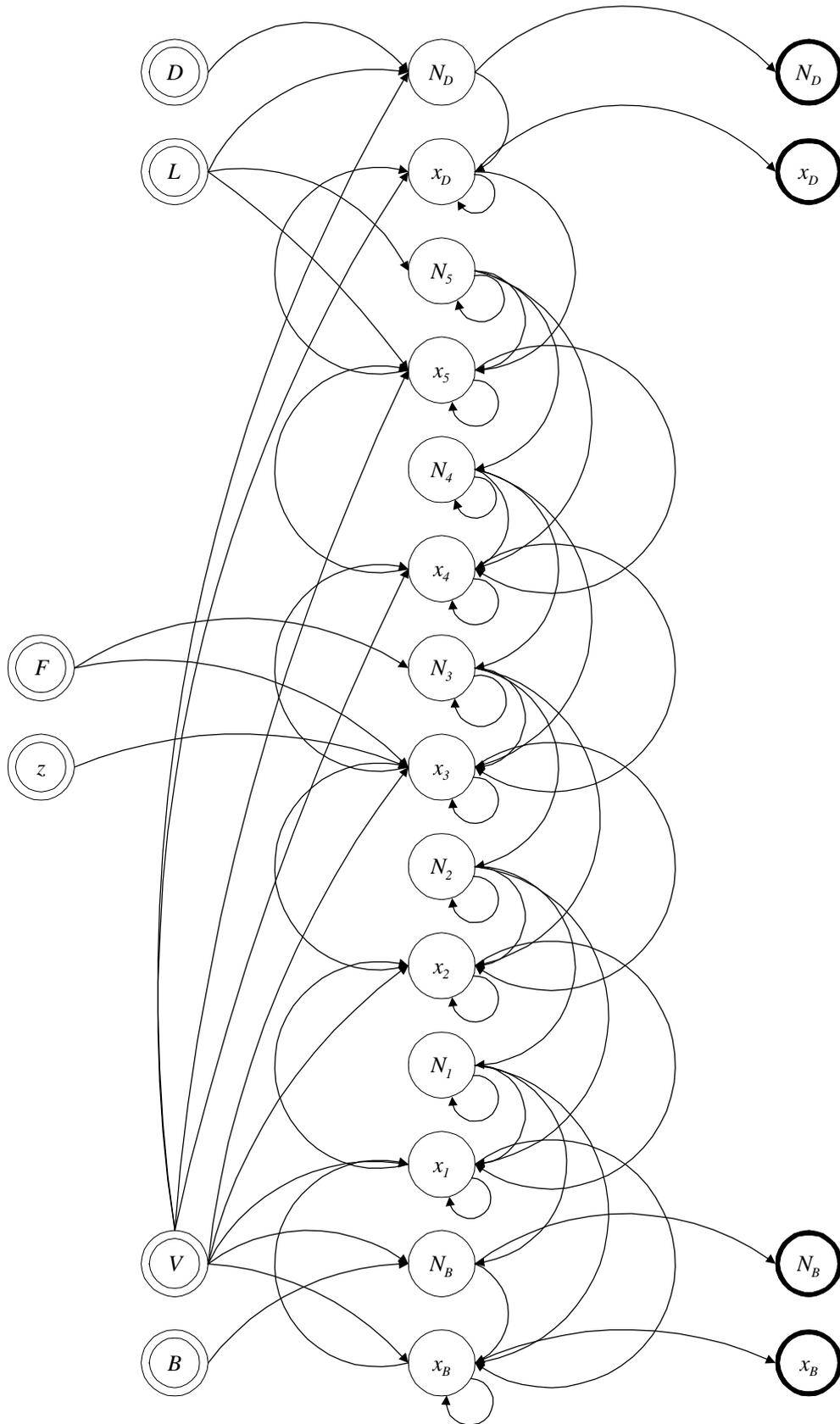
$$L_j = K_h N_j^{1,5} \quad (3.51)$$

O diagrama estrutural, utilizado por LEE et al. (2001) e empregado para a análise do reator no capítulo 2, é construído a partir do modelo apresentado acima e sua representação é mostrada na Figura 3.13. Uma simples análise visual do diagrama estrutural mostra a ação direta que a vazão de vapor  $V$  exerce sobre a composição de fundo  $x_B$ . Utilizando esta alternativa como emparelhamento para controle da composição de fundo, restam as correntes  $L$  e  $D$  para controle de  $x_D$ . Uma abordagem quantitativa destas conexões se faz calculando a matriz  $M_r$ , empregada no capítulo 2.

A Tabela 3.4 apresenta duas possibilidades para estrutura de controle desta coluna, considerando as variáveis controladas e manipuladas dadas por  $[N_D, x_D, N_B, x_B] \times [D, R, V, B]$ .

**Tabela 3.4:** Análise de controlabilidade estrutural de duas diferentes estruturas de controle para a coluna de destilação.

Estrutura de Controle	$M_r$	ID
<b>CS1 (L-B)</b> $N_D-D, x_D-L, N_B-V, x_B-B$	$\begin{bmatrix} 1 & 1 & 1 & \infty \\ 2 & 2 & 1 & 8 \\ \infty & 6 & 1 & 1 \\ 8 & 8 & 1 & 2 \end{bmatrix}$	9,92
<b>CS2 (L-V)</b> $N_D-D, x_D-L, N_B-B, x_B-V$	$\begin{bmatrix} 1 & 1 & \infty & 1 \\ 2 & 2 & 8 & 1 \\ \infty & 6 & 1 & 1 \\ 8 & 8 & 2 & 1 \end{bmatrix}$	7,17



**Figura 3.13:** Diagrama estrutural para a coluna de destilação.

A análise de controlabilidade estrutural mostra ser uma escolha razoável utilizar  $V$  para o controle de  $x_B$ , ao invés de  $B$ , em função da ação direta que a vazão de vapor exerce sobre esta composição. Esta alternativa (CS2 ou  $L$ - $V$ ) proporciona um menor grau de interação na planta, verificado através do valor de DI. Ainda assim uma coluna de destilação com controle duplo de composição é um sistema de elevada interação. Pode-se verificar no diagrama estrutural da Figura 3.13 que a vazão de vapor  $V$  também exerce um efeito direto sobre todas as composições e sobre os inventários  $N_D$  e  $N_B$ , enquanto as vazões  $L$  e  $D$  produzem um efeito apenas secundário sobre  $x_D$ . Este comportamento é demonstrado através da coluna de  $M_r$  correspondente à variável  $V$ , onde todos os elementos possuem o valor 1.

SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996) utilizaram o modelo apresentado por (3.52) para reproduzir as características de uma coluna de destilação sob controle de composição de topo e fundo. Neste modelo, o vetor de variáveis manipuladas é  $[\Delta L \ \Delta V]^T$  e o correspondente vetor de respostas é o  $[\Delta x_D \ \Delta x_B]^T$ .

$$G(s) = \frac{1}{75s + 1} \begin{bmatrix} 87,8 & -86,4 \\ 108,2 & -109,6 \end{bmatrix} \quad (3.52)$$

A decomposição deste modelo em valores singulares resulta em (3.53) para a frequência  $s = 0$ . Esta decomposição permite demonstrar o elevado condicionamento existente neste processo, visível através da grande diferença na ordem de grandeza dos seus valores singulares. Mostra-se que, quando as direções sobre as variáveis  $\Delta L$  e  $\Delta V$  são opostas ( $\Delta L = -\Delta V$ ), o ganho de 197,2 é elevado. Ao inverter a direção de  $\Delta L$ , o ganho do sistema reduz-se sensivelmente para 1,39, exigindo uma grande variação sobre  $\Delta V$  para corrigir este efeito. Percebe-se um grande acoplamento nesta configuração, tornando o controle duplo de composições uma tarefa bastante difícil para manter um bom desempenho.

$$G(0) = \begin{bmatrix} 0,625 & -0,781 \\ 0,781 & 0,625 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 197,2 & 0 \\ 0 & 1,39 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 0,707 & -0,708 \\ -0,708 & -0,707 \end{bmatrix}^H \quad (3.53)$$

Face ao elevado condicionamento existente nestes sistemas, ganha espaço a seleção de um conjunto de variáveis controladas diferente do controle direto de composições. Um critério baseado na capacidade do processo controlado em garantir uma condição próxima ao ótimo operacional tem sido aplicado por SKOGESTAD (2000). Este critério é descrito através das equações (3.54) e (3.55), onde  $J_u$  é uma função objetivo, normalmente uma função de custo do processo,  $u$  é o vetor de variáveis manipuladas,  $u_{opt}$  é o vetor de variáveis manipuladas de uma condição operacional otimizada,  $d$  é o vetor de distúrbios e  $L_u$  é a função perda.

$$\min_u J_u(u, d) = J_u[u_{opt}(d), d] = J_{opt}(d) \quad (3.54)$$

$$L_C = L_u(u, d) = J_u(u, d) - J_{opt}(d) \quad (3.55)$$

Quando um sistema é controlado por um conjunto de variáveis selecionadas e o mesmo está sob efeito de  $d$ , a função  $J_u(u,d)$  afasta-se das condições otimizadas para o processo. A medida deste afastamento é dada por  $L_C$  e o conjunto de variáveis controladas que produz o menor valor para  $L_C$  é o mais apropriado para compor a estrutura de controle. Por SKOGESTAD (2000) foram avaliados, dentre outros, os seguintes grupos de variáveis controladas: Grupo-1 ( $x_D, x_B$ ), Grupo-2 ( $x_D, L/F$ ) e Grupo-3 ( $x_D, V/F$ ). Os grupos 2 e 3 apresentaram resultados para  $L_C$  bastante satisfatórios, sendo que estas alternativas apresentam a vantagem de eliminarem a necessidade do duplo controle de composições.

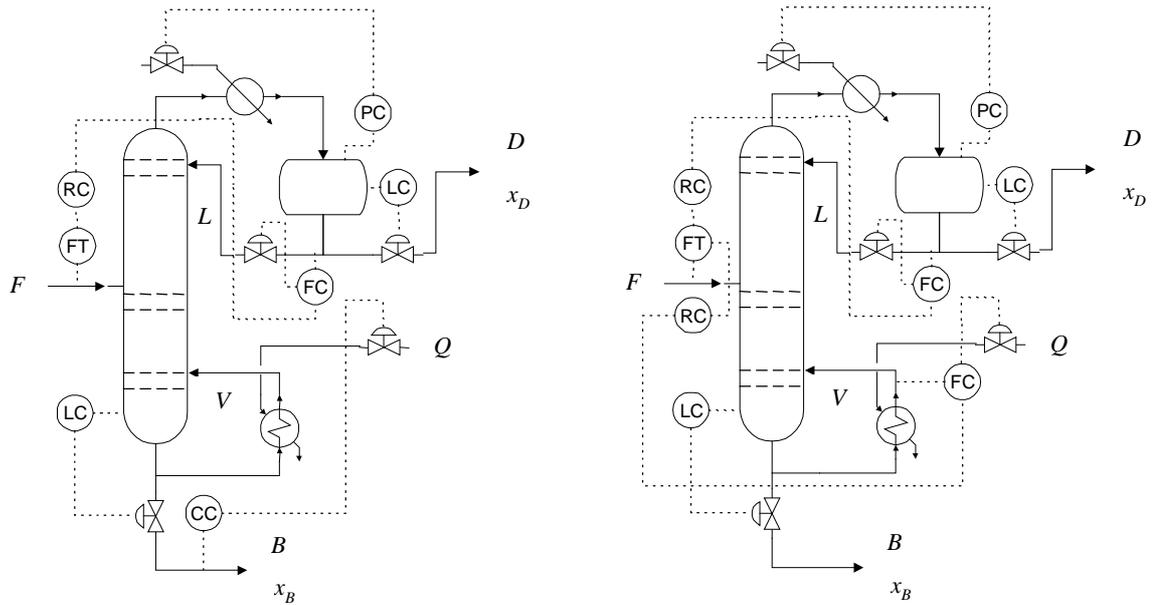
Para exemplificar as conclusões acima consideremos uma coluna de destilação representada pelo esquema da Figura 3.12 e o modelo descrito pelas equações de (3.42) a (3.51). A Tabela 3.5 apresenta as condições estacionárias empregadas nos exemplos que se seguem.

**Tabela 3.5:** Condições estacionárias para a coluna de destilação.

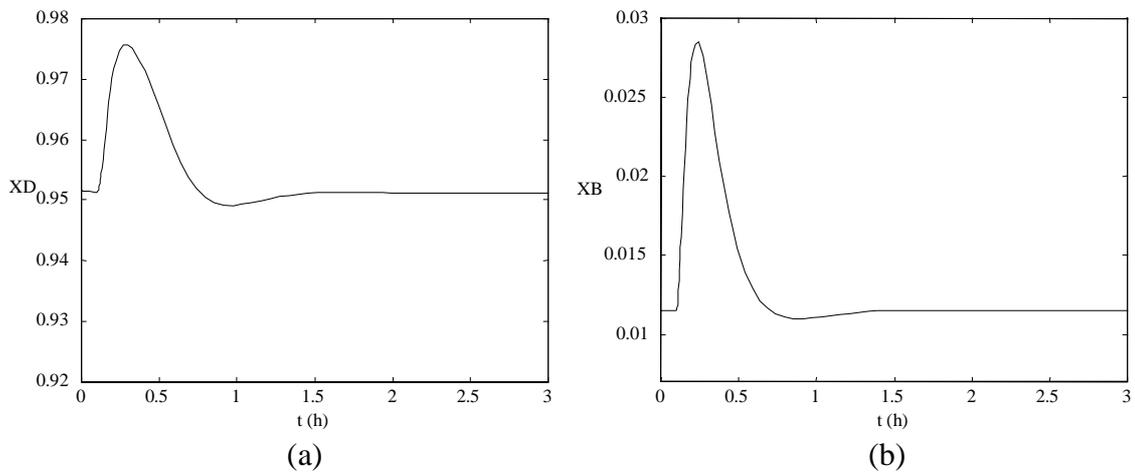
<i>Variável</i>	<i>Símbolo</i>	<i>Unidade</i>	<i>Parâmetro Operacional</i>
Volatilidade relativa	$\alpha$		5,0
Constante hidrostática	$K_h$	$\text{kgmol}^{-1/2}\text{h}^{-1}$	125,9
Vazão de alimentação	$F$	$\text{kgmol/h}$	200,0
Vazão de topo	$D$	$\text{kgmol/h}$	104,0
Vazão de fundo	$B$	$\text{kgmol/h}$	96,0
Vazão de refluxo	$L$	$\text{kgmol/h}$	156,0
Vazão de vaporização	$V$	$\text{kgmol/h}$	260,0
Composição de alimentação	$z$	$\text{mol/mol}$	0,50
Composição de topo	$x_D$	$\text{mol/mol}$	0,9516
Composição de fundo	$x_B$	$\text{mol/mol}$	0,0115
Estágio de alimentação	$n_F$		3°
Número de estágios	$n_k$		5

Os dados desta tabela compõe o exemplo hipotético, especificamente criado para esta dissertação.

A estrutura de controle CS3, mostrada na Figura 3.14 (a), compreende o controle direto da composição  $x_B$  combinado com uma configuração *feedforward* que mantém a relação  $L/F$  fixa. Os resultados da simulação desta alternativa são apresentados na Figura 3.15. O perfil de concentrações para  $x_D$  e  $x_B$  é decorrente de um degrau de +10% sobre a carga da coluna. O controle da composição de fundo é obtido por um controlador PI, utilizando os parâmetros  $K_C = -3,283$  e  $\tau_I = 0,1082$ . Este controlador é dimensionado a partir do método apresentado no apêndice A1.

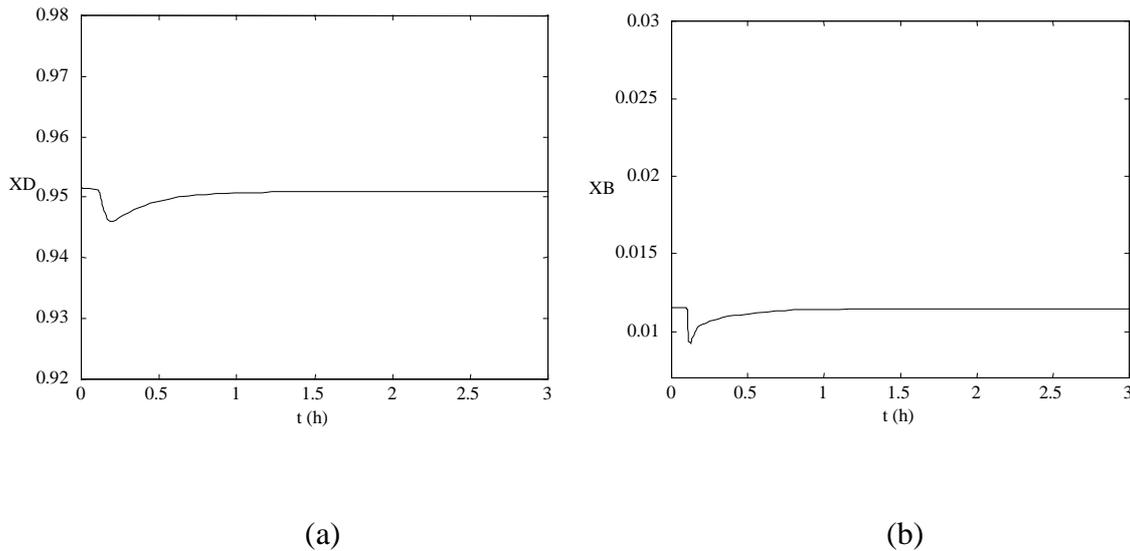


**Figura 3.14:** Fluxograma das estruturas de controle CS3 (a) e CS4 (b).



**Figura 3.15:** Resultados da simulação para as composições de topo (a) e fundo (b) quando a estrutura de controle CS2 é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da coluna.

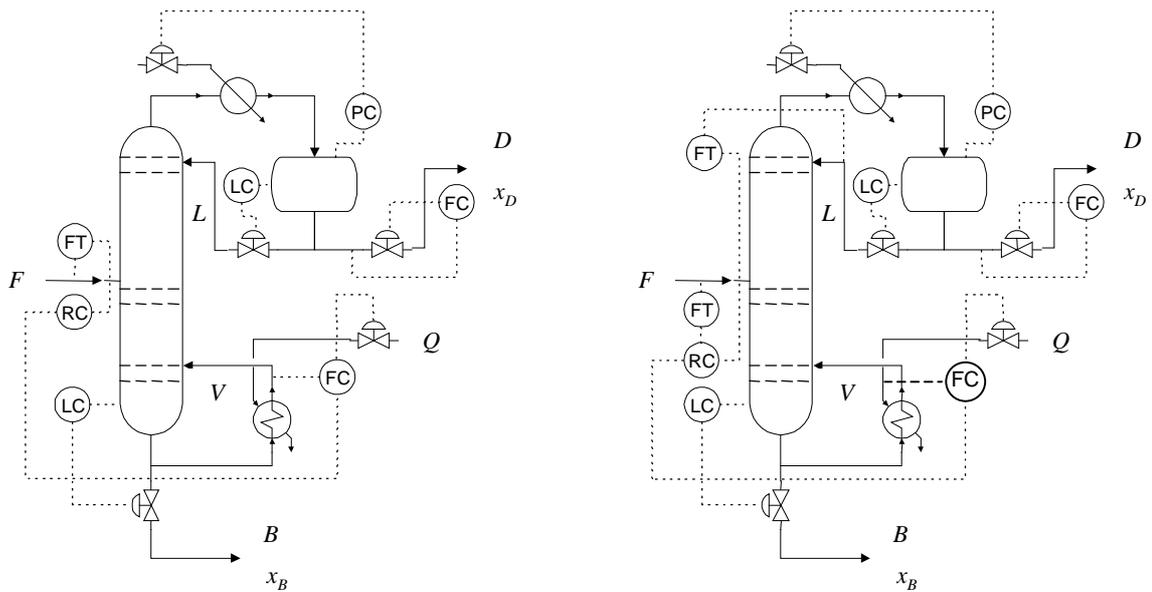
Algumas vezes é mais conveniente controlar as composições da planta na seção de reação, enviando à coluna uma corrente sob composição controlada. Neste caso é útil reduzir o número de analisadores, instrumentos de custo elevado de instalação e manutenção, além de normalmente apresentarem incertezas de medição. Propõe-se a estrutura CS4, apresentada na Figura 3.14 (b), onde as duas razões  $L/F$  e  $V/F$  são mantidas constantes. Os resultados da simulação, para um degrau na carga de +10%, são apresentados na Figura 3.16. Estes resultados demonstram que ambas as estruturas CS3 e CS4 desenvolvem uma resposta adequada para a rejeição de distúrbios sobre a carga, porém significativamente melhor em CS4.



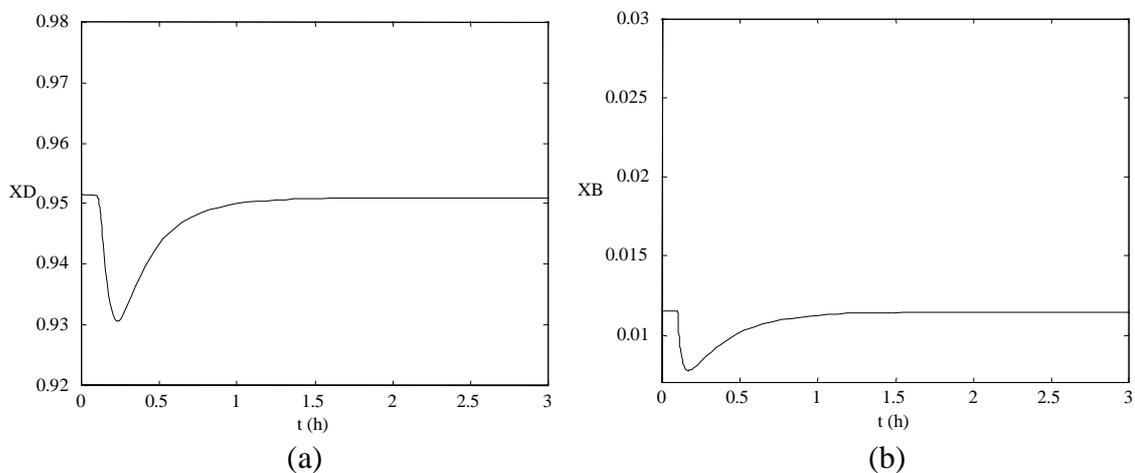
**Figura 3.16:** Resultados da simulação para as composições de topo (a) e fundo (b) quando a estrutura de controle CS4 é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da coluna.

Os casos considerados acima admitem que o nível do tambor de refluxo seja controlado através da corrente  $D$ . Entretanto existem processos nos quais pode ser inevitável o controle deste nível via vazão de refluxo  $L$ . Situações como esta podem ser ilustradas por colunas onde a vazão  $D$  é utilizada para controle de outra variável na planta, de forma independente da coluna, tal como o controle da própria vazão  $D$  para manipulação da carga da unidade. Também podemos citar o caso em que  $L \gg D$ , onde emprega-se a *Regra de Buckley* que propõe a utilização das maiores vazões líquidas no controle de inventários, tal como sugerido por LUYBEN et al. (1998). Outro exemplo ocorre quando a corrente  $D$  é gasosa, sendo inadequada para o controle de nível líquido. Neste caso a estrutura CS4 é modificada para uma estrutura tal como em CS5, mostrada na Figura 3.17 (a), onde somente a razão  $V/F$  é mantida constante. Os resultados da simulação de composições de topo e fundo, quando a carga da unidade é aumentada em 10%, são apresentados na Figura 3.18.

A estrutura de controle CS5 pode apresentar o inconveniente, não demonstrado nos resultados de simulação, que reside no fato da razão  $V/F$  normalmente ser controlada indiretamente através da relação  $Q/F$ . O fluxo térmico  $Q$ , ou a vazão de vapor de suprimento ao refeedor, não apresenta uma relação absolutamente linear com a vazão de carga. Além disso a vazão de suprimento de vapor pode apresentar variações significativas. Estas incertezas associadas a este controle se propagam, sendo mais severos os seus efeitos quando a vazão absoluta de refluxo é pequena. Neste caso, variações acentuadas sobre a vazão de suprimento de vapor podem provocar a saturação da válvula de controle do inventário do tambor de refluxo, ultrapassando a vazão máxima ou anulando a corrente. Quando  $L = 0$ , a função de separação em estágios é completamente anulada. Outro problema associado ao controle da razão  $V/F$  é o de que, em processos onde o resíduo da destilação é de alta viscosidade, o sistema de vaporização é normalmente sujo, dificultando a manutenção desta razão em um valor constante.

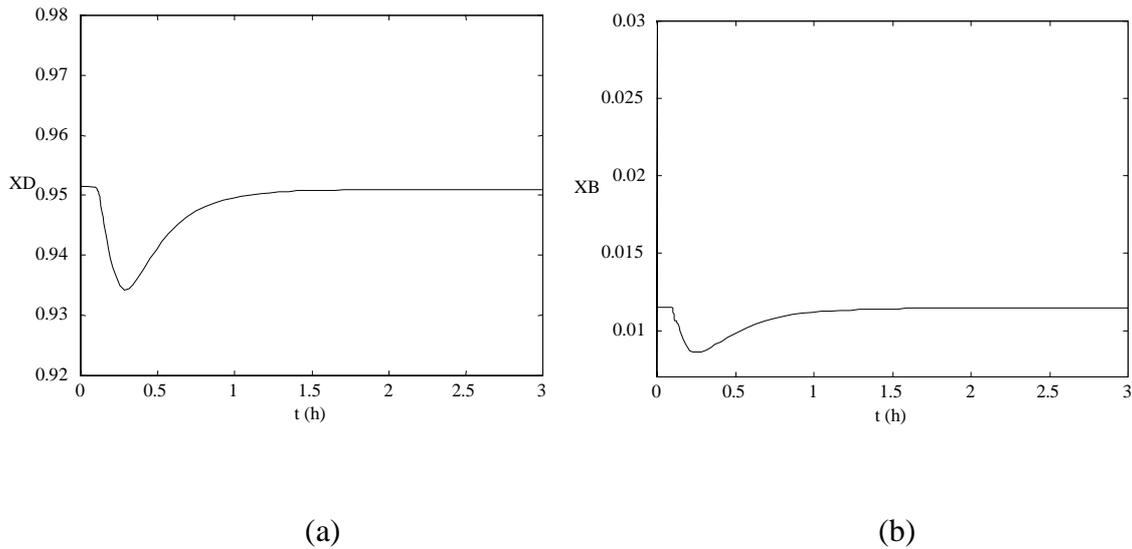


**Figura 3.17:** Fluxograma das estruturas de controle CS5 (a) e CS6 (b).



**Figura 3.18:** Resultados da simulação para as composições de topo (a) e fundo (b) quando a estrutura de controle CS5 é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da coluna.

Para este quadro típico, propõe-se uma estrutura em cascata, não convencional, como apresentado em CS6, na Figura 3.17 (b). Nesta estrutura a relação constante  $L/F$  é garantida através de um controle *feedback* que utiliza a vazão de vapor  $V$  como variável manipulada. A Figura 3.19 mostra os resultados da simulação das composições de topo e fundo quando a estrutura CS6 controla a coluna sob variação de 10% na carga. Observa-se um desempenho levemente melhorado em CS6 quando comparado aos resultados de CS5. O controle *feedback* da razão  $L/F$  é obtido por um controlador PI, utilizando os parâmetros  $K_C = 191,8$  e  $\tau_I = 0,0563$ . Este controlador é dimensionado a partir do método apresentado no apêndice A1.



**Figura 3.19:** Resultados da simulação para as composições de topo (a) e fundo (b) quando a estrutura de controle CS6 é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da coluna.

Todas as estruturas propostas aqui para o controle da coluna de destilação apresentam resultados satisfatórios para rejeição de distúrbios na vazão de carga, demonstrando que o controle parcial introduzido por configurações *feedforward* é efetivo quando o mesmo fixa razões entre correntes da unidade. Estas razões são normalmente ajustadas por malhas de controle de composição em cascata, permitindo corrigir *off-sets* e distúrbios sobre a composição de alimentação. Este princípio pode ser estendido a outros pontos da planta, como será verificado no capítulo 4. Nesta seção, todas as simulações foram implementadas, utilizando *simulink*, aplicativo do software MATLAB v.5.3.

Assim sendo, sinteticamente, a análise desenvolvida neste capítulo permite propor as seguintes heurísticas:

- Implementar estratégia de controle *feedforward* na unidade de separação, mantendo razões constantes entre as vazões de refluxo (tanto de líquido como de vapor) e a vazão de alimentação.
- O controle de composições (ou de temperaturas) pode ser implementado em cascata com a *estrutura feedforward de base*.

# Capítulo 4

## Controle Global da Planta

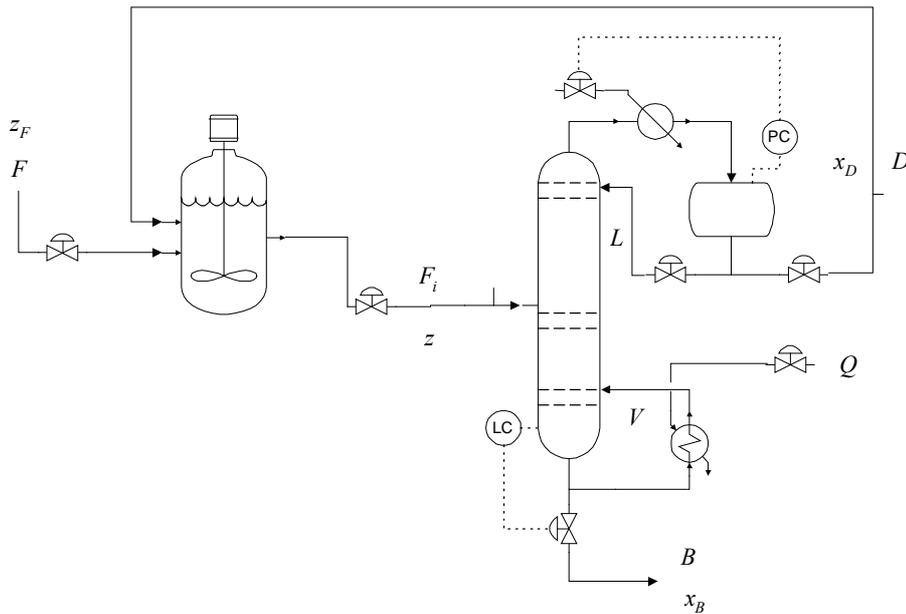
Os capítulos precedentes introduziram argumentos para compor heurísticas que permitem estabelecer uma orientação ao projeto de estruturas de controle. O desempenho associado a estas heurísticas tem sido fundamentado e demonstrado através das operações de reação e separação, constituintes básicos de unidades de processos químicos tradicionais. O presente capítulo tem o objetivo de validar estas heurísticas, demonstrando sua efetividade em uma planta completa que integra as operações analisadas anteriormente.

A planta, utilizada nas análises desenvolvidas neste capítulo, é apresentada esquematicamente na Figura 4.1. Esta planta compreende um reator de mistura, isotérmico, em fase líquida, CSTR, alimentado por uma corrente de carga  $F$  e uma corrente de reciclo  $D$ . A corrente de reciclo é a vazão de destilado da coluna de separação. O modelo que descreve a unidade de separação da Figura 4.1 é idêntico ao proposto no capítulo 3, com a diferença de que a carga da coluna de destilação é dada pela vazão  $F_i$ . Para o sistema cinético dado por  $A \rightarrow B$ , o modelo que descreve o reator é expresso pelas equações (4.1) e (4.2).

$$\frac{dV_R}{dt} = F + D - F_i \quad (4.1)$$

$$\frac{d}{dt}(V_R z) = Fz_F + Dx_D - F_i z - kV_R z \quad (4.2)$$

Nestas equações o inventário do reator  $V_R$  é dado em kgmol,  $z_F$  é a fração molar de A da corrente de alimentação,  $z$  é a fração molar de A no meio reacional,  $x_D$  é a fração molar de A no destilado da coluna, ou corrente de reciclo, e  $k$  é a constante cinética.



**Figura 4.1:** Fluxograma da planta composta por reator, unidade de separação e reciclo.

Inicialmente avalia-se o efeito das variáveis inventário e tempo de residência sobre o controle global do processo. Esta análise utiliza-se da inspeção de modelos estacionários na descrição do comportamento da unidade. Na seqüência, um estudo da estrutura do processo, através de diagrama de blocos, é proposto a fim de evidenciar a utilidade das razões como estruturas de controle *feedforward* para a rejeição de distúrbios na carga. Posteriormente a análise estrutural, já empregada nos capítulos precedentes, permite elucidar a importância do controle da composição através das correntes de entrada do processo.

Estas análises, desenvolvidas através de exercícios, fundamentam a utilização das heurísticas propostas nos capítulos anteriores. Adicionalmente a discussão em torno da aplicabilidade destes critérios para o projeto de estruturas de controle é complementada através dos exemplos de simulação da planta, construídos por meio da introdução destes conceitos em sua plataforma de controle.

## 4.1 O balanço material e o tempo de residência

As correntes de reciclo da planta, empregadas para o aumento da conversão global do processo, integram as unidades de reação e separação, produzindo interações no sistema. Diversos autores tem estudado alternativas de controle com a finalidade de minimizar os efeitos das variações das correntes de reciclo sobre a controlabilidade da planta. LUYBEN et al. (1998) propuseram estruturas de controle que mantêm as vazões de reciclo fixas, como alternativa para eliminar o comportamento que chamaram de *sonwball effect*. Este comportamento consiste no desenvolvimento de grandes variações sobre a corrente de reciclo para pequenas variações de carga da planta. O *sonwball effect* pode ser melhor observado

através da manipulação analítica apresentada por RUSSEL et al. (2002). Esta manipulação analítica é desenvolvida a partir do modelo estacionário para a planta representada na Figura 4.1. Sendo assim, podemos escrever a equação (4.3) para o balanço material em torno do reator.

$$Fz_F + Dx_D = F_i z + kV_R z \quad (4.3)$$

O balanço material em torno da coluna de destilação e o balanço material global permitem escrever (4.4) e (4.5).

$$F_i = D + B \quad (4.4)$$

$$F = B \quad (4.5)$$

Em (4.4) e (4.5) e de acordo com a Figura 4.1, B é a vazão de produto da planta. Combinando (4.3), (4.4) e (4.5), obtemos a expressão (4.6).

$$F_i(x_D - z) = F(x_D - z_F) + kV_R z \quad (4.6)$$

Para eliminar z da equação (4.6), consideremos (4.7) e (4.8).

$$F_i z = Dx_D + Bx_B \quad (4.7)$$

$$z = \left(1 - \frac{F}{F_i}\right)x_D + \frac{F}{F_i}x_B \quad (4.8)$$

A expressão (4.7) descreve o balanço material parcial em torno da coluna, onde  $x_B$  representa a fração molar de A na corrente de fundo e a equação (4.8) combina (4.7) e (4.5). Substituindo (4.8) em (4.6), obtemos (4.9).

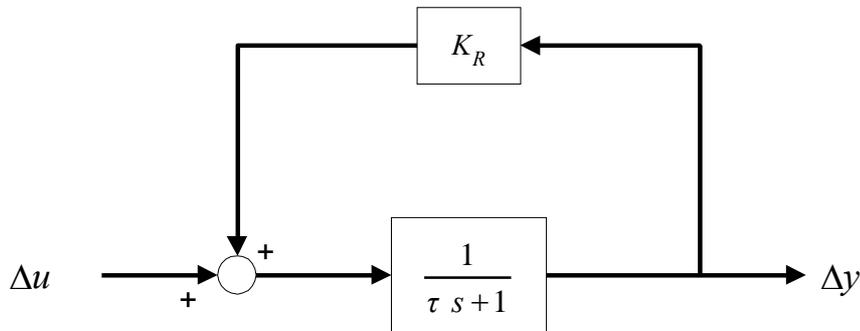
$$F_i = \frac{F(x_D - x_B)kV_R}{kV_R x_D - F(z_F - x_B)} \quad (4.9)$$

Para efeito de simplificação analítica, consideramos  $z_F = 1$  (A puro) e  $x_B = 0$  e  $x_D = 1$  (separação ideal), reduzindo a equação (4.9) à (4.10), forma apresentada por RUSSEL et al. (2002).

$$F_i = \frac{FkV_R}{kV_R - F} \quad (4.10)$$

Da expressão (4.10) observa-se que, quando a carga da planta  $F$  é aumentada, além de aumentar o numerador, reduz-se o denominador do segundo membro da equação, incrementando significativamente a corrente de descarga do reator  $F_i$ , constituinte do *loop* de reciclo da planta. Consta-se, da análise desta expressão, que uma forma de absorver os distúrbios de carga, minimizando o *snowball effect*, consiste na variação simultânea de  $V_R$ , isto é, permitir um inventário variável para o reator.

Uma simples representação, em diagrama de blocos, para a dinâmica de um sistema com reciclo pode ser visualizada na Figura 4.2. Nesta representação,  $u$  e  $y$  são as variáveis manipulada e controlada, respectivamente,  $\tau$  é a constante de tempo característica do sistema reacional e  $K_R$  é o ganho associado ao reciclo. Foi considerada, como contribuição dinâmica, somente aquela referente ao sistema reacional, em virtude desta ser usualmente mais lenta do que a dinâmica da unidade de separação.



**Figura 4.2:** Diagrama de blocos de sistema genérico com reciclo.

A função de transferência que descreve o comportamento dinâmico do sistema representado na Figura 4.2 é apresentada na equação (4.11).

$$\frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{1}{\tau s + 1 - K_R} \quad (4.11)$$

Quando a corrente de reciclo do processo é elevada, o que pode ocorrer em função do *snowball effect*, temos que  $K_R \rightarrow 1$  e a expressão (4.11) tende ao resultado dado por (4.12).

$$\frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{1}{\tau s} \quad (4.12)$$

O resultado, apresentado em (4.12), mostra que o sistema com alto reciclo tende a se aproximar de um elemento integrador, introduzindo uma lenta resposta transiente.

WU & YU (1997) estudaram aspectos de operabilidade para o conhecido problema de processo *Tennessee Eastman*, avaliando o efeito do reciclo sob as variações da taxa de produção da planta. Neste trabalho o modelo da planta foi simplificado para permitir uma manipulação fácil das variáveis operacionais, sem prejuízo à análise do comportamento global do processo. Um dos resultados obtidos vem da relação existente entre as variações de carga e a razão entre corrente de reciclo e taxa de produção,  $RR$ . Ficou demonstrado que a curva que caracteriza a taxa de produção em função da composição, para diferentes razões  $RR$ , é parabólica, mostrando não ser uma alternativa razoável para o controle de carga da unidade. Simplificação similar pode ser aplicada à planta apresentada na Figura 4.1. Sabendo que  $RR = D/F = D/B$ , e aplicando esta relação na expressão que descreve o balanço material em torno do reator, (4.3), obtemos como resultado a equação (4.13).

$$z_F + RRx_D = \left[ 1 + RR \left( 1 + k \frac{V_R}{D} \right) \right] z \quad (4.13)$$

Também podemos substituir a relação  $RR$  na expressão que descreve o balanço material em torno da coluna, equação (4.7), obtendo-se o resultado dado em (4.14).

$$(1 + RR)z = RRx_D + x_B \quad (4.14)$$

Para simplificar a análise, consideramos que a separação da coluna ocorre em um único estágio, valendo a relação dada por (4.15).

$$x_D = K_v x_B \quad (4.15)$$

Em (4.15),  $K_v$  é a constante de equilíbrio entre a composição do vapor, que neste caso é dada por  $x_D$ , e a composição do líquido em equilíbrio,  $x_B$ . Substituindo a relação apresentada em (4.15) na expressão (4.14), obtemos o resultado apresentado na equação (4.16).

$$x_B = \frac{1 + RR}{1 + RRK_v} z \quad (4.16)$$

As expressões (4.15) e (4.16), substituídas em (4.13), permitem escrever a equação (4.17).

$$k \frac{V_R}{D} RR^2 + \left[ \frac{1}{K_v} \left( 1 + k \frac{V_R}{D} \right) - \frac{1}{z} \right] RR + \frac{1}{K_v} \frac{z-1}{z} = 0 \quad (4.17)$$

O resultado obtido em (4.17) permite observar que, se a taxa de produção é aumentada, permitindo a amplificação da vazão de reciclo  $D$  através do *snowball effect*, a composição  $z$  varia com  $RR$ , apresentando multiplicidade sobre o estado estacionário. A alternativa de manter a corrente de reciclo constante induz à variação de  $RR$  quando a carga é

manipulada, perturbando a composição. Mesmo que  $RR$  seja mantido constante, a manipulação da taxa de produção através de  $D$  provoca uma variação de composição.

Um exame de equação (4.17) mostra que uma forma de evitar distúrbios sobre a composição, quando a planta é submetida a alterações de carga, consiste em manter tanto  $RR$  quanto  $V_R/D$  constantes. Estas condições garantem que o tempo de residência do reator seja mantido constante, juntamente com a fixação de razões entre correntes do processo.

Desta forma a análise desenvolvida a partir das expressões (4.10) e (4.17) revela a importância da flexibilização do controle de inventário do reator para o amortecimento dos efeitos indesejáveis introduzidos pelas correntes de reciclo material do processo.

## 4.2 Controle de razões entre correntes

A utilização de configurações de controle *feedforward* para manter razões entre as correntes de fluxo da planta constantes introduz o auto-controle do balanço material quando a unidade é submetida a distúrbios sobre a carga. WU et al. (2002) apresentaram alternativas para estruturas de controle, empregando razões constantes entre as correntes, aplicadas a uma planta como a do esquema proposto na Figura 4.1. O critério inicial introduzido para a fundamentação desta discussão foi a análise de rejeição aos distúrbios sobre a carga, mantendo as composições constantes. O resultado desta abordagem, conforme expressão (4.18) obtida, revela a linearidade que existe entre as correntes do processo e a vazão de alimentação.

$$\frac{\partial F_i}{\partial F} = \frac{\partial D}{\partial F} = \frac{\partial B}{\partial F} = 1 \quad (4.18)$$

O auto-controle proporcionado por este critério pode ser nitidamente demonstrado pela análise do balanço material da planta representada na Figura 4.1. Sabendo-se que o tempo de residência do reator é dado por  $\tau_R = V_R/F_i$  e considerando ainda o balanço material global descrito em (4.5), podemos rescrever as equações (4.3) e (4.7) de acordo com as expressões dadas por (4.19) e (4.20).

$$\frac{D}{F_i} \left( \frac{F}{D} z_F + x_D \right) = (1 + k \tau_R) z \quad (4.19)$$

$$z = \frac{D}{F_i} \left( x_D + \frac{F}{D} x_B \right) \quad (4.20)$$

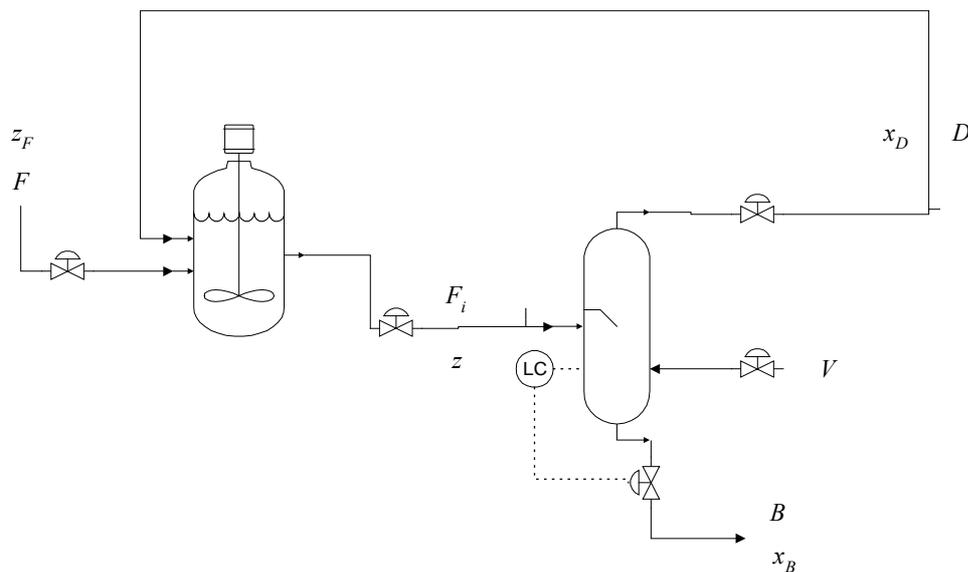
Nesta análise o objetivo é avaliar o comportamento da composição ao manter razões fixas entre correntes, além do tempo de residência do reator, conforme visto na seção 4.1. Definimos como razões entre as correntes  $RC_1 = D/F_i$  e  $RC_2 = F/D$  e, por simplicidade, consideramos novamente válida a relação dada em (4.15). Substituindo estas razões e a

relação dada em (4.15) nas equações (4.19) e (4.20) e combinando-as para obter uma expressão explícita em  $z$ , obtemos a equação (4.21).

$$\frac{z}{z_F} = \frac{(1 + RC_2 / K_v) RC_1 RC_2}{(1 + k \tau_R)(1 + RC_2 / K_v) - 1} \quad (4.21)$$

Considerando desprezível a variação de composição da alimentação e desde que o tempo de residência do reator seja mantido constante, de acordo com discussão da seção 4.1, quando as razões  $RC_1$  e  $RC_2$  são constantes,  $z$  é invariável, isto é, a composição é mantida sob controle. Em caso de uma variação não desprezível sobre a composição da alimentação, a equação (4.21) também evidencia que o balanço material deste sistema pode ser controlado através de uma única composição, de acordo com demonstração apresentada em WU et al. (2002).

Com o propósito de permitir uma análise estrutural da dinâmica deste sistema através de diagrama de blocos, é conveniente utilizar uma versão simplificada da planta descrita na Figura 4.1. A simplificação consiste na utilização de uma unidade de separação de um único estágio que recebe uma corrente  $V$  de produto B puro sob condições termodinâmicas favoráveis à separação. Esta representação é mostrada na Figura 4.3.



**Figura 4.3:** Fluxograma da planta simplificada.

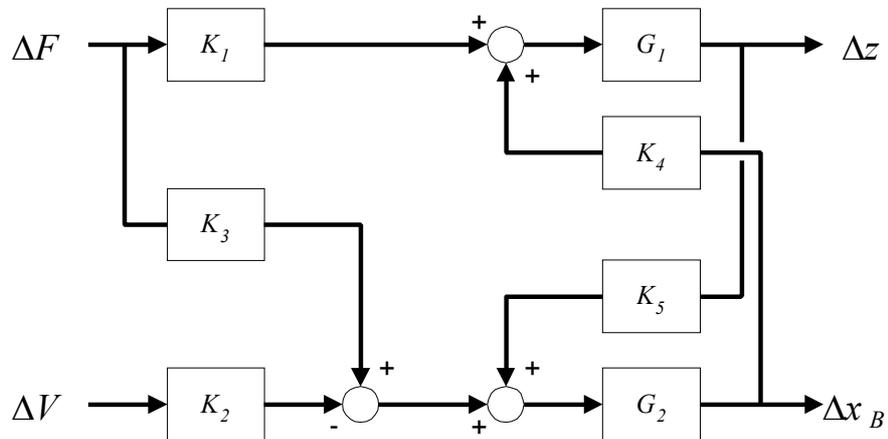
O balanço material em torno do reator é descrito pelas equações, já apresentadas, (4.1) e (4.2), porém o modelo que descreve a unidade de separação é significativamente reduzido, podendo ser completamente descrito por (4.22) e (4.23).

$$\frac{dN_B}{dt} = V + F_i - D - B \quad (4.22)$$

$$\frac{d}{dt}(N_B x_B) = F_i z - (DK_v + B)x_B \quad (4.23)$$

Na equação (4.23),  $N_B$  é o inventário, em kgmol, do vaso de separação.

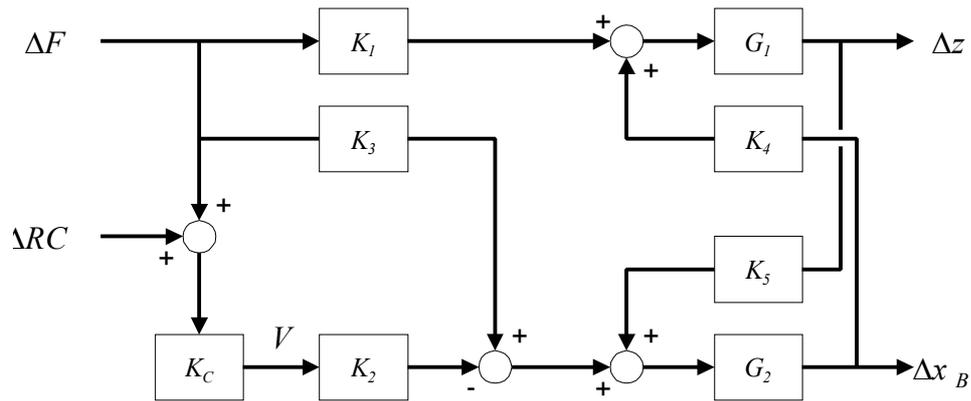
O diagrama de blocos da Figura 4.4 é construído a partir deste modelo, utilizando o método de representação apresentado no apêndice A2. Observa-se que uma variação sobre a vazão de alimentação  $F$  introduz um efeito direto de adição tanto sobre  $z$  como sobre  $x_B$ . A função de transferência  $g_1(s)$ , que representa a resposta de  $x_B$  para uma variação de  $F$ , é dada por (4.24).



**Figura 4.4:** Diagrama de blocos da planta simplificada.

$$g_1(s) = \frac{\Delta x_B}{\Delta F} = \frac{K_3 G_2 + K_1 K_5 G_1 G_2}{1 - K_4 K_5 G_1 G_2} \quad (4.24)$$

A utilização de um set-point para a razão  $RC$  entre  $V$  e a corrente  $F$ , mantendo-a constante através de um controlador  $K_C$ , permite modificar o diagrama da Figura 4.4 para o esquema proposto na Figura 4.5.



**Figura 4.5:** Diagrama de blocos modificado a partir do controle da razão  $V/F$ .

O diagrama de blocos da Figura 4.5 permite verificar que o controle da razão entre as correntes  $V$  e  $F$  cria um caminho alternativo para a propagação do distúrbio quando  $F$  é manipulada. Este caminho tende a compensar o efeito original em função de seu sinal negativo no somatório de fluxos. Este resultado é análogo aquele demonstrado no capítulo 3 para o vaso evaporador. A função de transferência  $g_2(s)$ , correspondente à resposta de  $x_B$  para uma variação de  $F$  neste sistema modificado, pode ser escrita de acordo com (4.25).

$$g_2(s) = \frac{\Delta x_B}{\Delta F} = \frac{K_3 G_2 + K_1 K_5 G_1 G_2 - K_2 K_C G_2}{1 - K_4 K_5 G_1 G_2} \quad (4.25)$$

Observa-se, da expressão (4.25) e da Figura 4.5, que  $K_C$  pode ser adequadamente dimensionado para anular o efeito da carga sobre a composição  $x_B$ .

Outra constatação que pode ser derivada desta análise é a de que, se o efeito das variações de  $F$  sobre  $x_B$  é minimizado quando é mantida a razão  $V/F$  constante, pode-se dizer que este novo sistema criado possui um menor acoplamento, isto é, o sistema apresenta uma redução nas interações entre as variáveis quando são manipuladas  $F$  e  $RC$ . Para exemplificar este fato, consideremos os dados hipotéticos da Tabela 4.1, bem como os diagramas de blocos apresentados nas Figuras 4.4 e 4.5. Assim, propomos duas estruturas de controle: a estrutura CS1, definida pelos vetores  $y = [z, x_B]^T$  e  $u = [F, V]^T$ , e a estrutura CS2, definida pelos vetores  $y = [z, x_B]^T$  e  $u = [F, RC]^T$ , onde os vetores  $y$  e  $u$  representam as variáveis controladas e manipuladas, respectivamente.

Empregando os dados da Tabela 4.1 e a álgebra de blocos para os sistemas descritos nas Figuras 4.4 e 4.5, obtemos as plantas associadas às estruturas de controle CS1 e CS2. A análise de controlabilidade das estruturas CS1 e CS2 é obtida através do cálculo da matriz RGA e do valor de  $RPN_{máx}$  (valor máximo da curva  $RPN(j\omega)$ ). O método de cálculo para obter o valor de  $RPN_{máx}$  foi apresentado por TRIERWEILER & ENGELL (1997) e TRIERWEILER (1997).

**Tabela 4.1:** Parâmetros para os modelos lineares da planta simplificada representada pelos diagramas de blocos.

Parâmetro	Valores
$K_1$	0,001
$K_2$	0,03
$K_3$	0,01
$K_4$	0,03
$K_5$	0,5
$K_C$	0,5
$G_1$	$1/(s+0,1)$
$G_2$	$1/(s+1)$

Os dados desta tabela compõe o exemplo hipotético, especificamente criado para esta dissertação.

A matriz RGA de um sistema  $2 \times 2$ , cujos elementos são dados por  $\lambda_{ij}$ , pode ser suficientemente representada por  $\lambda_{11}$ , ou simplesmente  $\lambda$ . A Tabela 4.2 mostra os valores obtidos para  $\lambda(j\omega)$  e  $RPN_{m\acute{a}x}$  em CS1 e CS2. Os valores de  $\omega$  considerados são 0, no estado estacionário, e a frequência de  $0,1748 \text{ min}^{-1}$ , correspondente ao valor que determina o pico máximo de  $RPN(j\omega)$ , isto é, a frequência de interesse para o controle da planta. Da Tabela 4.2 verifica-se que, para CS2,  $\lambda$  assume valores mais próximos de 1,0 e  $RPN_{m\acute{a}x}$  apresenta valores mais baixos quando confronta-se com os valores calculados para CS1. Estes resultados confirmam a discussão anterior que sustenta a tese de que o controle de razões constantes entre correntes de fluxo diminui as interações entre as variáveis da planta, facilitando o seu controle global.

**Tabela 4.2:** Valores de  $\lambda(j\omega)$  e  $RPN_{m\acute{a}x}$  para as estruturas de controle CS1 e CS2.

Estrutura de Controle	$\lambda (\omega=0)$	$\lambda (\omega=0,1748)$	$RPN_{m\acute{a}x}^*$
CS1	1,529	1,317	2,056
CS2	1,000	0,915	1,599

\*O desempenho projetado para o controle da planta e utilizado no cálculo de RPN compreende *overshoot* de 10% e tempo de subida da resposta de 10 min.

### 4.3 Correntes de entrada da planta

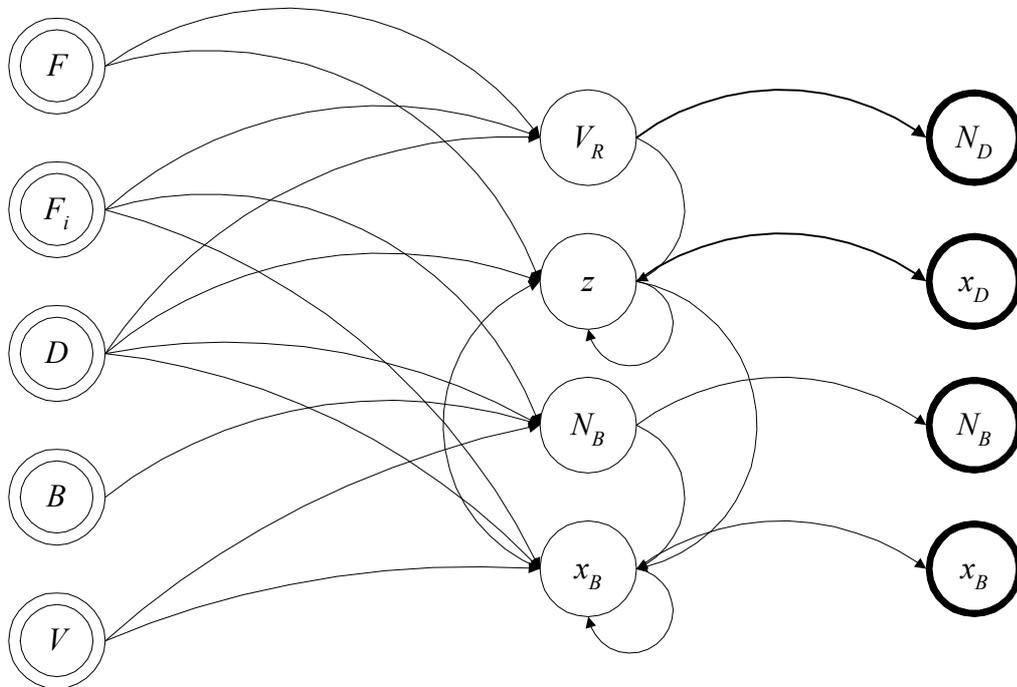
No capítulo 2 a análise de KUMAR & DAOUTIDIS (2002) e o estudo da controlabilidade estrutural foram aplicadas ao reator, mostrando ser mais adequado o controle do balanço material da unidade a partir da utilização de correntes de entrada como variáveis manipuladas. Aqui estende-se esta discussão, aplicando a análise estrutural à planta inteira.

Para permitir uma visualização clara será utilizada a planta simplificada, apresentada na Figura 4.3, empregando as equações (4.1) e (4.22), bem como as expressões (4.2) e (4.23) expandidas, resultando em (4.26) e (4.27).

$$\frac{dz}{dt} = \frac{F}{V_R}(z_F - z) + \frac{D}{V_R}(K_v x_B - z) - kz \quad (4.26)$$

$$\frac{dx_B}{dt} = \frac{F_i}{N_B}(z - x_B) - \frac{1}{N_B}[V + D(K_v - 1)]x_B \quad (4.27)$$

O diagrama estrutural, construído a partir das expressões (4.1), (4.22), (4.26) e (4.27), é apresentado na Figura 4.6. Observando este diagrama vê-se que a corrente  $D$  exerce efeito sobre todos os estados do sistema. Dispondo de outras variáveis manipuladas, é conveniente não utilizar esta corrente para o controle das variáveis controladas, minimizando as interações sobre o sistema. Em um processo onde a unidade de separação consiste de um vaso de *flash* ou evaporador, a corrente  $D$ , na forma de vapor, é normalmente utilizada na estabilização da pressão, sendo, conforme verificado no capítulo 3, uma função de  $x_B$ . Restam as variáveis  $F$ ,  $F_i$ ,  $V$  e  $B$  que devem controlar  $V_R$ ,  $z$ ,  $N_B$  e  $x_B$ . A matriz  $M_r$ , utilizada no capítulo 2, construída para este conjunto de variáveis e em base ao diagrama da Figura 4.6, é apresentada em (4.28). O emparelhamento escolhido entre variáveis, em (4.28), correspondente à condição mais descentralizada, compreende os pares  $F - z$ ,  $V - x_B$ ,  $B - N_B$  e  $F_i - V_R$ .



**Figura 4.6:** Diagrama estrutural para a planta simplificada.

$$M_r = \begin{bmatrix} 1 & 2 & 3 & 2 \\ 2 & 1 & 2 & 1 \\ \infty & 1 & 1 & 1 \\ 1 & \infty & \infty & 1 \end{bmatrix} \quad (4.28)$$

A análise de controlabilidade estrutural ratifica as conclusões obtidas no capítulo 2, mostrando ser o controle de composições mais eficiente quando as correntes  $F$  e  $V$ , entradas do processo, são empregadas como variáveis manipuladas.

## 4.4 Exemplos de estruturas de controle

Nas seções 4.1 a 4.3 foram discutidas as bases heurísticas para a definição de estruturas de controle comprometidas com a estabilidade do balanço material da planta. Foi demonstrado analiticamente que configurações *feedforward*, mantendo constante tanto o tempo de residência do reator quanto as razões entre fluxos, promovem a estabilidade da composição quando sob distúrbios na carga da unidade. Também estendeu-se a análise de controlabilidade estrutural, anteriormente aplicada ao reator, para a planta inteira, confirmando a validade dos emparelhamentos do tipo composição – correntes de entrada.

Aqui pretende-se validar estes conceitos através da utilização destas heurísticas como fundamentação na construção de estruturas de controle para a planta representada pela Figura 4.1. Os dados em estado estacionário para os exemplos considerados são apresentados na Tabela 4.3.

Os dados da Tabela 4.3 se aplicam ao modelo apresentado no início deste capítulo. A corrente de alimentação contém os componentes A e B, sendo o reator responsável pelo enriquecimento desta corrente em componente B. Os resultados das simulações são obtidos implementando o modelo da planta em *simulink*, aplicativo do software MATLAB v.5.3.

Foram proposta 4 estruturas de controle, a estrutura CS3, a CS4, a CS5 e a CS6. Estas estruturas de controle foram todas implementadas a partir do conjunto de heurísticas sugeridas. A diversidade de possibilidades apresentada (outras alternativas também poderiam ter sido sugeridas) mostra que não existe apenas uma possível solução para o projeto da estrutura de controle da planta, ou seja, o conjunto de heurísticas consiste de ferramenta capaz de direcionar as possíveis alternativas a um desempenho adequado para o controle.

Os resultados apresentados a seguir demonstram que as diferentes alternativas implementadas para o controle da planta apresentam particularidades, porém todas com um desempenho satisfatório.

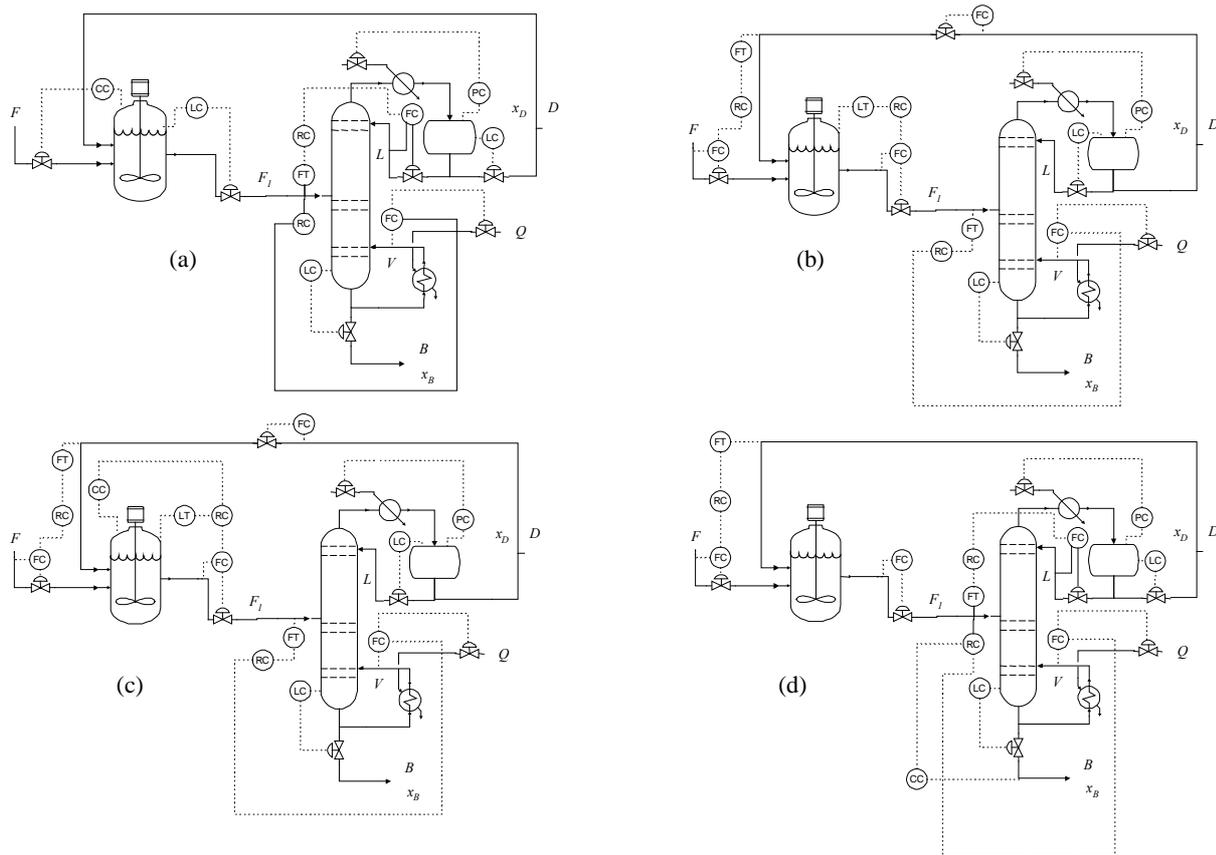
**Tabela 4.3:** Condições estacionárias para a planta.

<i>Variável</i>	<i>Símbolo</i>	<i>Unidade</i>	<i>Parâmetro Operacional</i>
Volatilidade relativa	$\alpha$		5,0
Constante hidrostática (entre pratos)	$K_h$	$\text{kgmol}^{-1/2}\text{h}^{-1}$	125,9
Vazão de alimentação	$F$	$\text{kgmol/h}$	96,0
Vazão de descarga do reator	$F_i$	$\text{kgmol/h}$	200,0
Vazão de reciclo	$D$	$\text{kgmol/h}$	104,0
Vazão de produto	$B$	$\text{kgmol/h}$	96,0
Vazão de refluxo	$L$	$\text{kgmol/h}$	156,0
Vazão de vaporização	$V$	$\text{kgmol/h}$	260,0
Composição de alimentação	$z_F$	$\text{mol/mol}$	0,4578
Composição do reator	$z$	$\text{mol/mol}$	0,50
Constante cinética	$k$	$\text{h}^{-1}$	0,8571
Composição de topo	$x_D$	$\text{mol/mol}$	0,9516
Composição de fundo	$x_B$	$\text{mol/mol}$	0,0115
Inventário do reator	$V_R$	$\text{kgmol}$	100,0
Estágio de alimentação	$n_F$		3°
Número de estágios	$n_k$		5

Os dados desta tabela compõe o exemplo hipotético, especificamente criado para esta dissertação.

Aqui serão discutidas 4 estruturas de controle, as quais são mostradas na Figura 4.7.

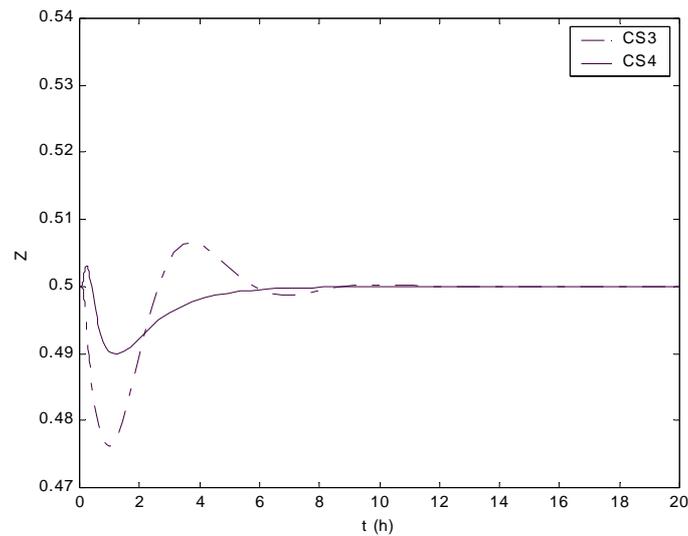
A primeira estrutura de controle avaliada, CS3, utiliza o critério de que a composição deve ser controlada através de correntes de entrada, evitando assim estas correntes para manipulação da taxa de produção. O controle de composição é realizado no reator, utilizando a corrente de alimentação e o inventário do reator é controlado através de sua vazão de descarga. Para garantir o tempo de residência constante, manipula-se a taxa de produção da planta através do inventário do reator, aumentando-o na medida em que deseja-se aumentar a vazão de carga. De acordo com os resultados de WU et al. (2002), comentados acima, controla-se diretamente a composição através de um único controlador *feedback*. As composições da coluna de destilação são controladas indiretamente, através das razões constantes vazão de refluxo – alimentação da coluna e vazão de vapor – alimentação da coluna. As demais correntes controlam os inventários da coluna e tambor de refluxo. Para todas as estruturas propostas, assume-se o controle da pressão da coluna via condensador de topo.



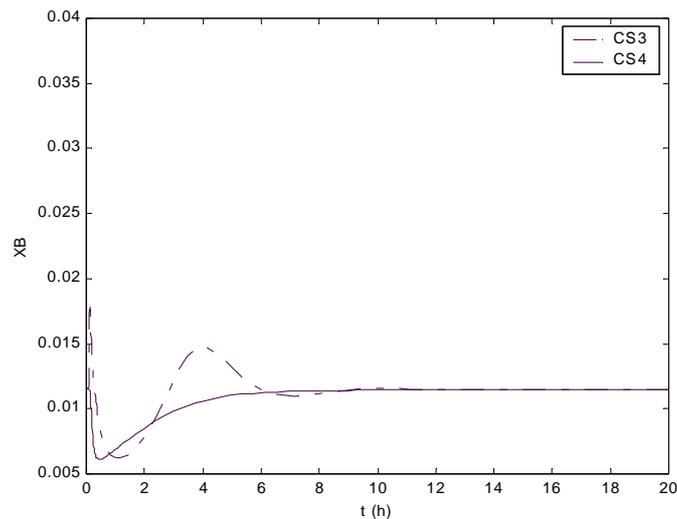
**Figura 4.7:** Estruturas de controle (a) CS3, (b) CS4, (c) CS5 e (d) CS6.

Na estrutura CS4, propõe-se uma estratégia sem o controle direto da composição. O tempo de residência é mantido constante diretamente através de uma razão entre o inventário e a vazão de descarga do reator. Nota-se que, nesta alternativa, o inventário não é diretamente controlado, permitindo que ajuste-se de forma a garantir que o tempo de residência do reator se mantenha constante. A taxa de produção é manipulada através da vazão de reciclo. São estabelecidos controladores *feedforward* para manter constantes razões entre correntes. A razão entre a corrente de reciclo e corrente de alimentação controla indiretamente o conteúdo de reagente A em função das variações na carga. Na coluna é mantida a razão constante entre vazão de vaporização e alimentação da coluna, como em CS3

Os resultados obtidos para a simulação do comportamento das composições de A no reator,  $z$ , e na corrente de produto,  $x_B$ , quando a planta é submetida a uma variação de +10% sobre a carga da unidade, podem ser visualizados nas Figuras 4.8 e 4.9, as quais permitem que se faça uma comparação entre as estruturas CS3 e CS4.



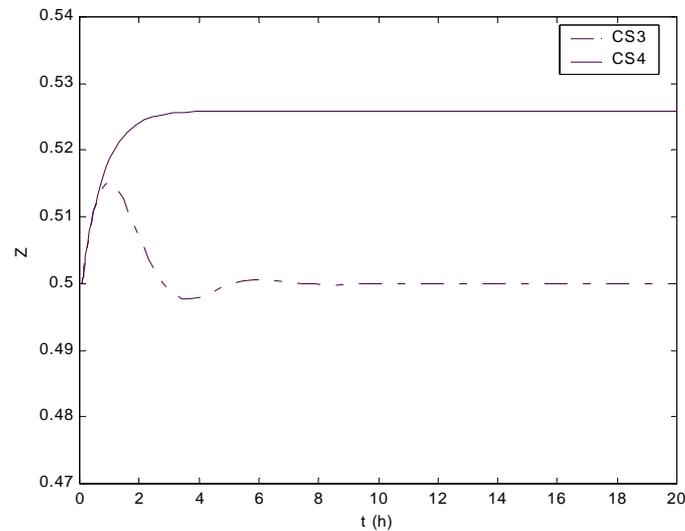
**Figura 4.8:** Resposta dinâmica de  $z$  ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS3 e CS4.



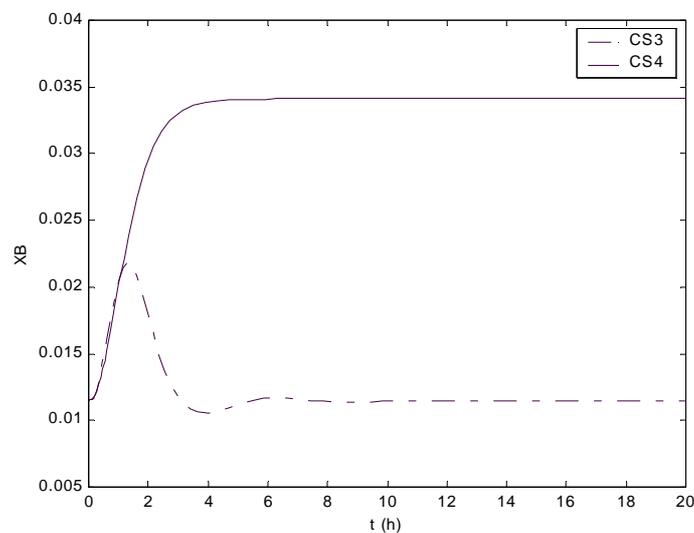
**Figura 4.9:** Resposta dinâmica de  $x_B$  ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS3 e CS4.

Das Figuras 4.8 e 4.9 observa-se que a estrutura de controle CS3 apresenta rejeição de distúrbio na taxa de produção da unidade, sendo que, mesmo controlando-se a composição de forma direta somente no reator, a composição de A no produto também rejeita o distúrbio. Observa-se também que a alternativa CS4, mesmo sem o controle direto sobre a composição, apresenta um melhor desempenho para rejeitar distúrbios decorrentes de variação na carga da planta. Este resultado era esperado, visto que existe uma maior implementação de razões entre correntes e o *controle direto* sobre o tempo de residência do reator.

Nas Figuras 4.10 e 4.11 tem-se os resultados obtidos para CS3 e CS4 quando ocorre uma variação de +10% sobre a composição de alimentação.



**Figura 4.10:** Resposta dinâmica de  $z$  ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS3 e CS4.



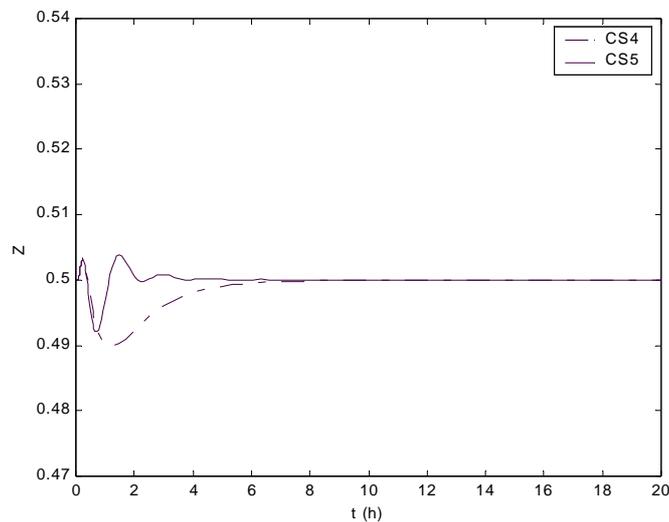
**Figura 4.11:** Resposta dinâmica de  $x_B$  ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS3 e CS4.

Verifica-se, das Figuras 4.10 e 4.11, que enquanto a estrutura CS3 é capaz de rejeitar distúrbios sobre a composição de alimentação, o mesmo não ocorre para CS4, visto que, sem controladores de composição, não há como *perceber* estas variações.

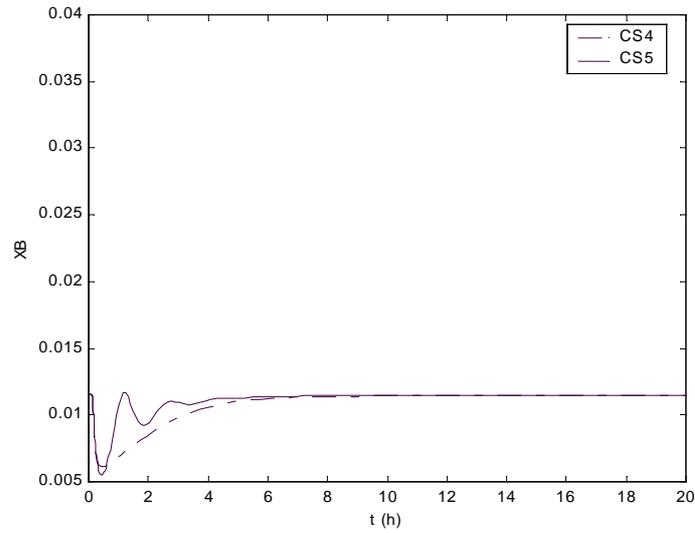
Para corrigir a deficiência para a rejeição aos distúrbios sobre a composição, encontrada em CS4, introduz-se o controle de composição em cascata, implementando-se a estrutura CS5. A estrutura de controle CS5 é quase idêntica à CS4, diferenciando-se no

controle *feedback* de composição implementado através de uma configuração em cascata com o tempo de residência do reator. Esta estratégia é similar ao artifício utilizado no capítulo 3 para o controle do vaso evaporador, combinando-se a estratégia *feedforward*, que permite uma rápida rejeição aos distúrbios na carga, à configuração *feedback*, garantindo os ajustes necessários quando a composição da alimentação varia. A estrutura CS5 introduz o projeto em dois diferentes níveis hierárquicos onde adota-se uma estrutura de base, de configuração *feedforward*, para rejeição a distúrbios de alta frequência – variações de carga – e um segundo nível de controle, de configuração *feedback*, responsável pela rejeição aos distúrbios de baixa frequência, como variações de composição.

As Figuras 4.12 a 4.15 apresentam os resultados obtidos de simulações para as composições, comparando-se as estruturas CS4 e CS5. Os distúrbios empregados foram +10% de variação sobre a carga e composição de alimentação.



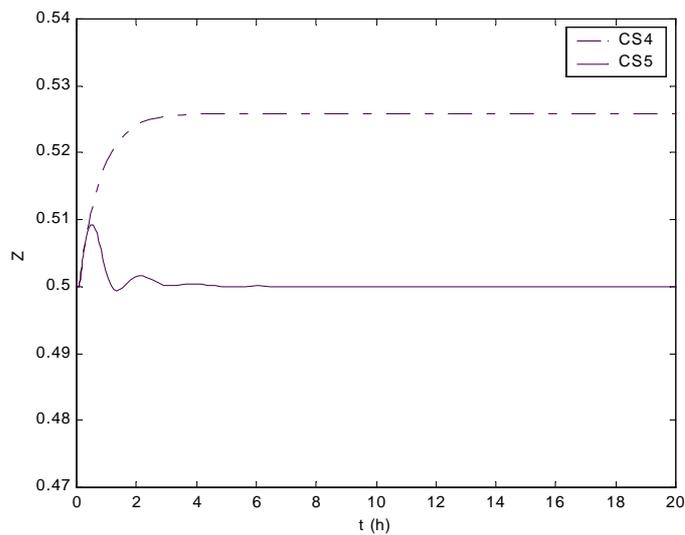
**Figura 4.12:** Resposta dinâmica de  $z$  ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS4 e CS5.



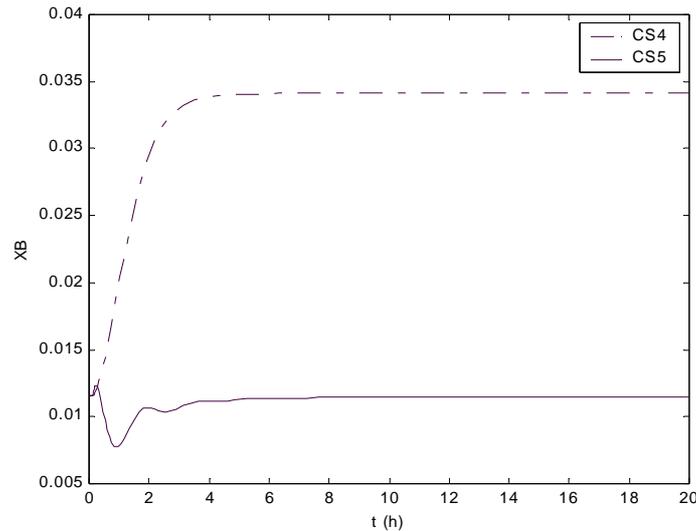
**Figura 4.13:** Resposta dinâmica de  $x_B$  ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS4 e CS5.

Observa-se, das Figuras 4.12 e 4.13, que a estrutura CS5 produz uma resposta mais oscilatória, porém de maior velocidade que em CS4.

A maior vantagem na utilização da configuração em cascata proposta na alternativa CS5 consiste na capacidade de rejeitar distúrbios sobre a composição de alimentação, conforme demonstrado nas Figuras 4.14 e 4.15.



**Figura 4.14:** Resposta dinâmica de  $z$  ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS4 e CS5.

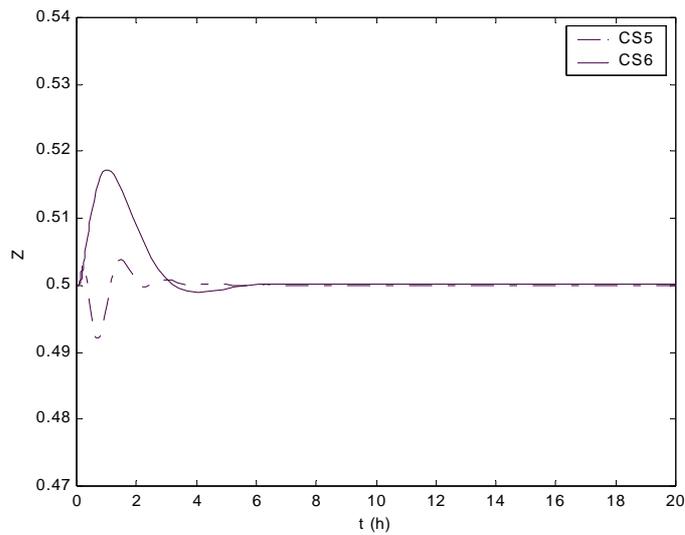


**Figura 4.15:** Resposta dinâmica de  $x_B$  ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS4 e CS5.

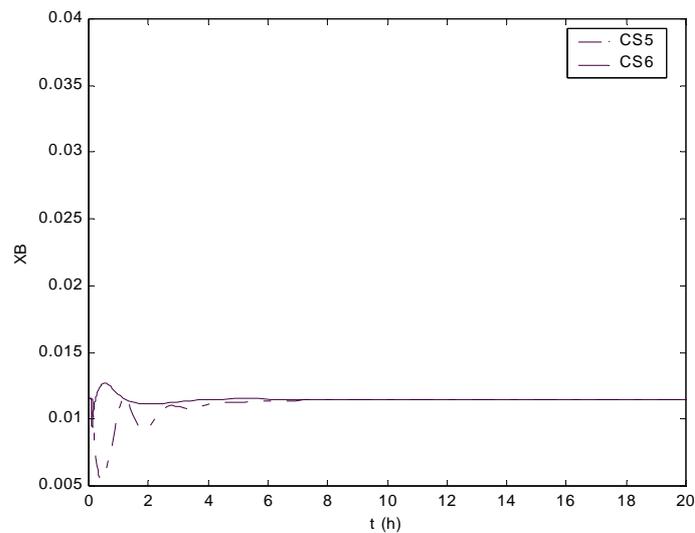
Em CS3 e CS5 o controle *feedback* de composição se faz no reator. Esta alternativa é particularmente útil em plantas onde a composição do meio reacional está diretamente relacionada às propriedades ou características qualitativas do produto. Entretanto pode-se desejar um controle mais rápido sobre a composição final do produto purificado, principalmente quando a pureza é a característica qualitativa preponderante. Neste caso propõe-se a estrutura CS6, onde o controle *feedback* para a composição, em cascata com a estrutura *feedforward* de base, se localiza no fundo da coluna de destilação. Nesta estrutura as razões entre correntes na coluna e entre alimentação e reciclo são mantidas constantes e a taxa de produção é manipulada através da vazão de descarga do reator.

É importante notar que o inventário do reator não é controlado, permitindo assim que ajuste-se naturalmente para garantir que o tempo de residência permaneça estável.

Os resultados de simulação para as composições, comparando as estruturas CS5 e CS6, podem ser verificados nas Figuras 4.16 a 4.19, empregando-se novamente os distúrbios de +10% sobre carga e composição da alimentação.

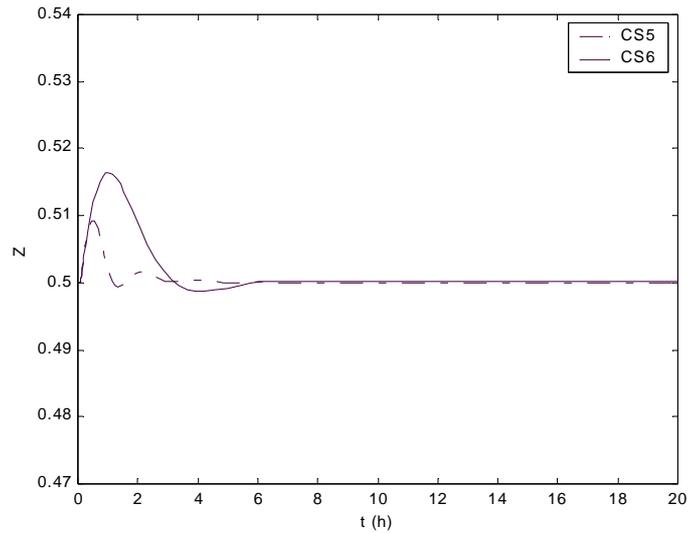


**Figura 4.16:** Resposta dinâmica de  $z$  ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS5 e CS6.

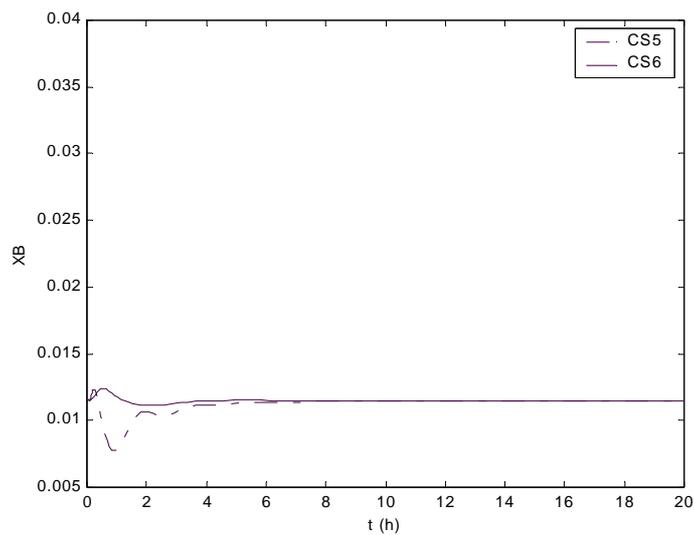


**Figura 4.17:** Resposta dinâmica de  $x_B$  ao aumento de 10% sobre a carga para as estruturas CS5 e CS6.

Na Figura 4.16 verifica-se que a estrutura CS5 é melhor para o controle de composição do reator, como era esperado, visto que o controle da composição da planta é localizado no reator. Por outro lado, a Figura 4.17 demonstra um desempenho significativamente melhor em CS6 para controle de impurezas do produto.



**Figura 4.18:** Resposta dinâmica de  $z$  ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS5 e CS6.



**Figura 4.19:** Resposta dinâmica de  $x_B$  ao aumento de 10% sobre a composição de alimentação para as estruturas CS5 e CS6.

De acordo com o método apresentado no apêndice A1, foram projetados controladores PI para composições, nas estruturas CS3, CS5 e CS6, sendo seus parâmetros apresentados na Tabela 4.4.

**Tabela 4.4:** Parâmetros dos controladores PI para composição.

<i>Estrutura de Controle</i>	$K_C$	$\tau_I$
CS1	125,1	0,1644
CS3	-2,415	0,3532
CS4	-3,283	0,1082

Os resultados apresentados mostram alternativas, construídas a partir das bases heurísticas propostas, para garantir a estabilidade do balanço material do processo. A estrutura CS4 somente falha quando o distúrbio se dá sobre a composição. Porém, considerando que tipicamente existem muitos processos onde os maiores ou mais representativos distúrbios se concentram na carga, a alternativa CS4 mostra-se bastante adequada. As demais estruturas respondem satisfatoriamente quando submetidas tanto a variações na carga como sob distúrbios na composição de alimentação.

As heurísticas para definição de uma estrutura de controle simples e descentralizada podem ser condensadas a partir das seguintes premissas:

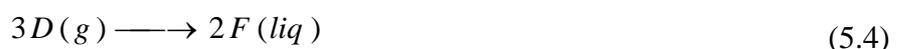
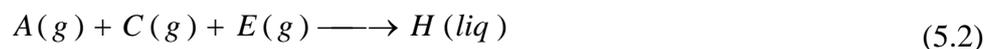
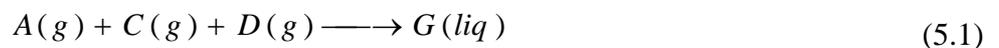
- As correntes de alimentação devem estar associadas ao controle dos componentes, evitando utilizá-las para a manipulação da taxa de produção.
- O inventário do reator não deve ser mantido constante, absorvendo variações necessárias à estabilidade do tempo de residência quando submetido a variações de carga.
- Razões entre correntes são introduzidas através de configurações *feedforward*, proporcionando o controle parcial do balanço material da unidade.
- O controle direto de composição pode ser definido em um segundo nível hierárquico, através de uma configuração em cascata, utilizando uma estrutura *feedforward* de base.

## Capítulo 5

### Estudo de Caso: Problema da Tennessee Eastman

O clássico problema industrial Tennessee Eastman apresentado por DOWNS & VOGEL (1993) constitui o cenário para aplicação das bases heurísticas consolidadas no capítulo 4. A planta industrial hipotética, utilizada no capítulo 4, foi idealmente constituída para avaliar a validade conceitual de todas as proposições heurísticas empregadas na formulação de estruturas de controle. Neste capítulo a aplicação destes conceitos à abstração de um problema real permite considerar aspectos típicos decorrentes de restrições e configurações de projeto que podem apresentar conflitos com a aplicação direta destas heurísticas.

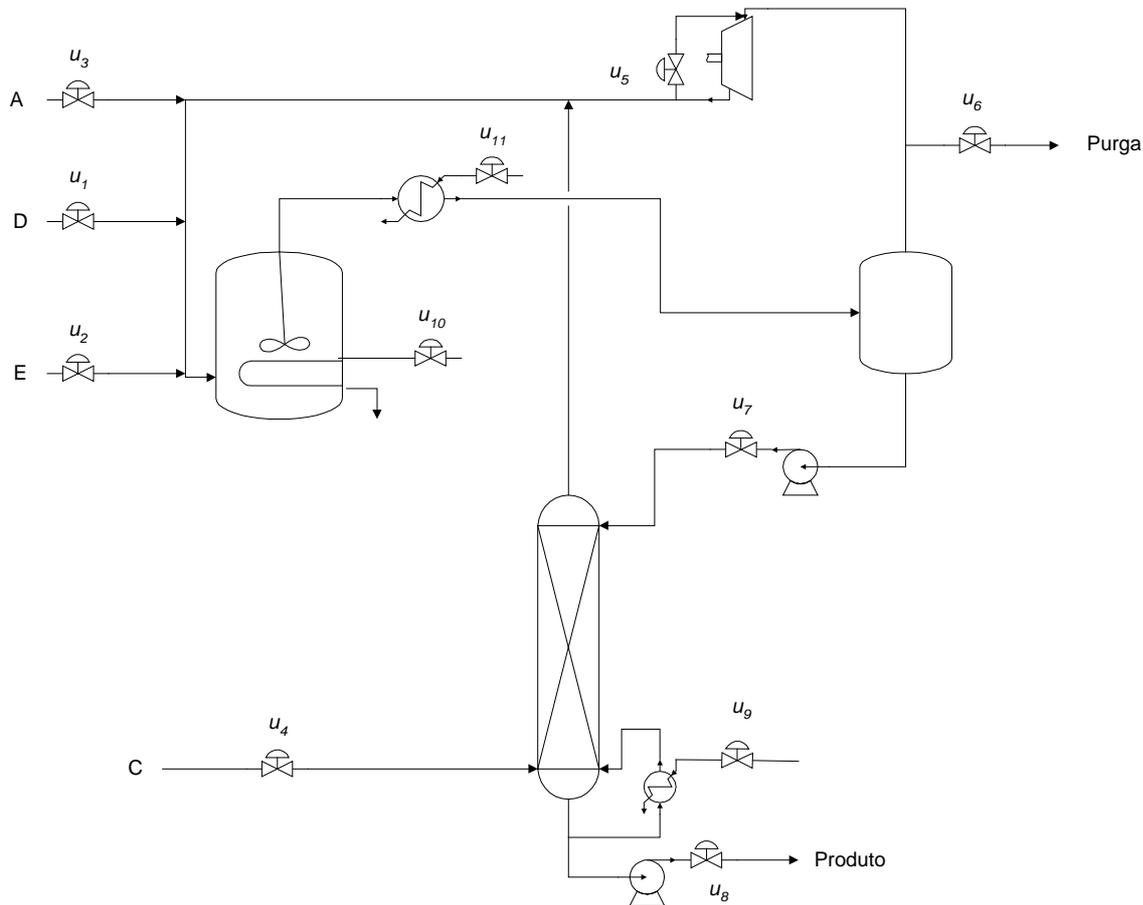
A planta Tennessee Eastman é constituída por um reator refrigerado o qual recebe uma alimentação de gases e vapores que reagem na presença de catalisador sólido, formando produtos líquidos. As equações (5.1) a (5.4) descrevem o mecanismo cinético do processo, caracterizado por reações irreversíveis e exotérmicas.



As equações (5.1) e (5.2) descrevem as duas principais reações, associadas à formação do produto principal que consiste de uma mistura entre G e H. As equações (5.3) e (5.4)

descrevem as reações secundárias, responsáveis pela formação de subproduto F. Os reagentes A, D e E são diretamente adicionados ao reator, enquanto o reagente C alimenta uma coluna de separação para posteriormente carregar o reator através da corrente de reciclo. A corrente rica em C também contém um teor de componente A e um residual de inerte B. A Figura 5.1 mostra o fluxograma do processo.

O líquido produzido no reator é vaporizado e condensado em um condensador parcial. A corrente que sai do condensador é enviada a um vaso de separação, gerando uma corrente gasosa e uma corrente líquida. A corrente gasosa é comprimida e reciclada ao reator, sendo que uma pequena fração desta corrente é purgada da unidade em função do componente B, inerte adicionado ao processo. A corrente líquida é enviada a uma coluna de separação para eliminação de voláteis, sendo que a fonte de vapor necessária à separação é suprida através de um refeedor e através da própria corrente de alimentação, rica no componente C, a qual também funciona como gás de arraste, facilitando a remoção dos reagentes D e E que são alimentados no topo da coluna de esgotamento.



**Figura 5.1:** Fluxograma de processo da planta industrial Tennessee Eastman.

A Figura 5.1 apresenta as variáveis manipuladas,  $u_i$ , disponíveis na planta industrial, totalizando 11 válvulas de controle, numeradas de acordo com o artigo original publicado por DOWNS & VOGEL (1993). A publicação original ainda apresenta a rotação do agitador do

reator como variável manipulada de número 12, porém esta variável não será utilizada na construção das estruturas de controle aqui propostas.

## 5.1 Variáveis medidas e condições operacionais

As condições operacionais utilizadas neste estudo de caso referem-se ao caso base proposto na publicação original. As Tabelas 5.1 e 5.2 apresentam os dados em estado estacionário desta condição operacional para todas as variáveis medidas disponíveis na unidade.

**Tabela 5.1:** Condições operacionais do caso-base.

Nome da Variável	Símbolo	Unidade	Valor
Vazão de alimentação de A	$y_1$	kNm <sup>3</sup> /h	0,25052
Taxa mássica de alimentação de D	$y_2$	kg/h	3664,0
Taxa mássica de alimentação de E	$y_3$	kg/h	4509,3
Vazão de alimentação de A, C e inerte	$y_4$	kNm <sup>3</sup> /h	9,3477
Vazão de reciclo	$y_5$	kNm <sup>3</sup> /h	26,902
Vazão de alimentação do reator	$y_6$	kNm <sup>3</sup> /h	42,339
Pressão do reator	$y_7$	kPa	2705,0
Nível do reator (*)	$y_8$	%	75,00
Temperatura do reator	$y_9$	°C	120,40
Vazão de purga	$y_{10}$	kNm <sup>3</sup> /h	0,33712
Temperatura do vaso de separação	$y_{11}$	°C	80,109
Nível do vaso de separação (*)	$y_{12}$	%	50,00
Pressão do vaso de separação	$y_{13}$	kPa	2633,7
Vazão de líquido do vaso de separação	$y_{14}$	m <sup>3</sup> /h	25,160
Nível da coluna (*)	$y_{15}$	%	50,00
Pressão da coluna	$y_{16}$	kPa	3102,2
Vazão de produto	$y_{17}$	m <sup>3</sup> /h	22,949
Temperatura da coluna	$y_{18}$	°C	65,731
Vazão de vapor para a coluna	$y_{19}$	kg/h	230,31
Potência do compressor	$y_{20}$	kW	341,43
Temperatura da água de resfriamento do reator	$y_{21}$	°C	94,599
Temperatura da água de resfriamento do condensador	$y_{22}$	°C	77,297

(\*) Os níveis são expressos em percentual do valor máximo permitido para o equipamento.

**Tabela 5.2:** Composições do caso-base em % mol/mol.

Componente	Alimentação do reator		Gás de purga		Corrente de produto	
	Símbolo	Valor	Símbolo	Valor	Símbolo	Valor
A	$y_{23}$	32,1880	$y_{29}$	32,9580		
B	$y_{24}$	8,8933	$y_{30}$	13,8230		
C	$y_{25}$	26,3830	$y_{31}$	23,9780		
D	$y_{26}$	6,8820	$y_{32}$	1,2565	$y_{37}$	0,0179
E	$y_{27}$	18,7760	$y_{33}$	18,5790	$y_{38}$	0,8357
F	$y_{28}$	1,6567	$y_{34}$	2,2633	$y_{39}$	0,0986
G			$y_{35}$	4,8436	$y_{40}$	53,7240
H			$y_{36}$	2,2986	$y_{41}$	43,8280

Nas Tabelas 5.1 e 5.2, a simbologia  $y_i$  utilizada corresponde às variáveis medidas que podem ser utilizadas para controle, sendo assim a planta dispõe de 11 variáveis manipuladas (12 no artigo original) e 41 variáveis medidas, candidatas a possíveis variáveis controladas.

Para a simulação dinâmica da planta foi empregado o modelo desenvolvido por DOWNS & VOGEL (1993) e adaptado para execução em MATLAB v. 5.3, de acordo com RICKER (<http://depts.washington.edu/control/LARRY/TE/download.html>).

## 5.2 Objetivos e restrições

O modelo implementado para a simulação da planta reproduz condições reais de operação. Sendo assim as variáveis manipuladas são aberturas de válvulas, impondo os limites usuais entre 0 e 100% de abertura.

O reator, o vaso separador e a coluna apresentam restrições de processo associadas às limitações de equipamentos. A Tabela 5.3 apresenta os limites para operação normal, entre os quais o processo se mantém estabilizado, e limites para parada, sendo que abaixo do limite mínimo e acima do limite máximo a operação da planta é cessada, ocorrendo *shut down*.

Como existem as limitações para abertura das válvulas é importante que não ocorra saturação da variável manipulada escolhida para controle das variáveis de processo da tabela 5.3.

Do ponto de vista prático as restrições associadas ao controle de inventários permitem uma variação em torno de toda faixa de medição de nível. As condições para ocorrência de parada somente surgem para parâmetros acima de 100 % e abaixo de 0 % (exceção se faz para o nível do vaso separador).

**Tabela 5.3:** Condições normais e limitantes para a operação da planta.

Variável de Processo	Limites para operação normal		Limites para parada	
	Baixo	Alto	Mínimo	Máximo
Pressão do reator (kPa)	---	2895	---	3000
Temperatura do reator (°C)	---	150	---	175
Nível do reator (%)	50	100	-1,57	114,2
Nível do vaso de separação (%)	30	100	1,75	136,8
Nível da base da coluna (%)	30	100	-26,5	131,6

Entretanto existem interações entre as condições limitantes, como é o caso do nível do reator. O reator apresenta tubulação interna de resfriamento, logo níveis muito baixos reduzem a área de troca térmica. FARINA et al. (2000), ao realizarem a análise de autovetores para sugerir emparelhamentos no controle de pólos instáveis, verificaram pólos integradores associados aos inventários do vaso de acúmulo e separador, da coluna e também pólos instáveis associados à temperatura de resfriamento do reator. O nível do reator não está diretamente relacionado a um pólo instável, porém, abaixo de 40%, conforme citado por FARINA et al. (2000), o calor líquido do reator aumenta consideravelmente e, como analisado por WU & YU (1997), quando atinge 10% ocorre um aumento descontrolado da temperatura de reação.

O controle da planta Tennessee Eastman deve respeitar as restrições listadas na Tabela 5.3, mantendo-as dentro de seus limites operacionais, a fim de evitar a parada da unidade. Quanto à variabilidade de produto, DOWNS & VOGEL (1993) especificam que tanto a concentração de G como a vazão de produto não devem ser superiores a  $\pm 5\%$ . LUYBEN et al. (1998) citam o fato de que os parâmetros de operação admitem *off-sets*. Sendo assim a variabilidade é mais prejudicial ao processo que o desvio de *set-points*. Desde que a planta opera com a manutenção de purga para evitar o acúmulo do componente inerte B, é importante que a estrutura de controle proposta seja também capaz de minimizar esta perda, visto que esta afeta consideravelmente o custo operacional da planta.

No artigo original de DOWNS & VOGEL (1993) os autores sugerem um conjunto de 20 possíveis distúrbios a serem aplicados à planta. Por simplicidade e com o objetivo de apenas avaliar a manutenção da operabilidade da planta, os exemplos utilizados neste capítulo empregarão como distúrbio um incremento 15% sobre a produção da unidade, através de manipulação da variável selecionada para controle da taxa de produção, verificando-se:

- A variabilidade sobre os parâmetros operacionais associados a restrições de difícil controle, tais como pressão, temperatura e nível do reator.
- A perda, em vazão, absoluta e relativa (em relação à vazão de produção) provocada pela vazão de purga da planta.
- A variação sobre as composições de A, D, E e C na corrente de alimentação do reator.
- A variabilidade sobre a vazão de produção da planta.
- A variabilidade sobre as composições de G e H na corrente de produto.

Os resultados de simulação são apresentados para um período de produção de 10 h.

### 5.3 Estruturas de controle propostas na literatura

Diversas proposições para o controle da planta Tennessee Eastman têm sido apresentadas na literatura. Os resultados obtidos não têm evidenciado uma conclusão unânime quanto aos critérios a serem empregados como base para o projeto da estrutura de controle, demonstrando que a solução de um problema de controle global não é única.

As bases empregadas para a definição das estruturas de controle apresentadas na literatura tem envolvido desde procedimentos heurísticos à utilização de ferramentas de análise quantitativa de controlabilidade. Algumas dessas alternativas são aqui discutidas e agrupadas de acordo com os respectivos autores, sendo CS1 – McAvoy e Ye – 1994; CS2a e b – Luyben, Tyréus e Luyben – 1998; CS3 – Banerjee e Arkun – 1994; CS4 – Lyman e Georgakis – 1995; CS5 – Ng e Sephanopoulos – 1998; CS6 – Farina, Trierweiler e Secchi – 2000 e CS7 – Ricker – 1996.

No capítulo 2 foi possível demonstrar como a estrutura de controle regulatório pode comprometer o desempenho do controle global. Para o exemplo de reator, o emparelhamento escolhido para o controle de inventário limita a seleção de variáveis manipuladas a serem empregadas no controle de composições. Assim observa-se que uma diferença fundamental a ser verificada quando diversas alternativas de controle são comparadas é a estrutura de controle regulatório. Este primeiro nível hierárquico de controle é particularmente importante para o problema Tennessee Eastman, visto que o controle regulatório deve estabilizar os pólos instáveis deste sistema, condição mínima para garantir a operação do processo.

No trabalho de FARINA et al. (2000) foi realizada uma análise comparativa entre as estruturas de controle aqui denominadas por CS1, CS2a, CS3, CS5 e CS6. Adicionalmente as demais estruturas encontram-se apresentadas por LUYBEN et al. (1998) para CS2b, LYMAN & GEORGAKIS (1995) para CS4 e RICKER (1996) para CS7. A Tabela 5.4 apresenta um quadro comparativo entre as diversas estruturas de controle regulatório para as alternativas de CS1 a CS7.

**Tabela 5.4:** Quadro comparativo entre os emparelhamentos das diversas estruturas de controle regulatório apresentadas na literatura.

Variável Objetivo	Emparelhamento			
	CS1	CS2a	CS2b	CS3
Nível do Reator	$y_8 - u_2$	$y_8 - u_1$	$y_8 - u_1$	$y_8 - u_5$
Pressão do Reator	$y_7 - u_3$	$y_7 - u_4$	$y_7 - u_{11}$	$y_7 - u_{10}$
Temperatura do Reator	$y_9 - y_{21} - u_{10}^{(1)}$	$y_{11} - y_9 - u_{10}^{(1)}$	$y_{11} - y_9 - u_{10}^{(1)}$	***
Nível do Vaso de Separação	$y_{12} - u_7$	$y_{12} - u_{11}$	$y_{12} - u_7$	$y_{12} - u_7$
Nível da Coluna	$y_{15} - u_8$	$y_{15} - u_7$	$y_{15} - u_8$	$y_{15} - u_8$
Taxa de Produção	$y_{17} - u_4$	$y_{17} - u_8$	$y_4 - u_4$	$y_{17} - u_1 + u_2^{(2)}$
Variável Controlada	Emparelhamento			
	CS4	CS5	CS6	CS7
Nível do Reator	$y_8 - u_4$	$y_8 - u_{11}$	$y_8 - y_{11} - u_{11}^{(1)}$	$y_8 - y_{11} - u_{11}^{(1)}$
Pressão do Reator	***	$y_7 - u_6$	$y_{13} - u_6$	$y_7 - u_6/F_p$
Temperatura do Reator	$y_9 - y_{21} - u_{10}^{(1)}$	$y_9 - u_{10}$	$y_9 - u_{10}$	$y_9 - u_{10}$
Nível do Vaso de Separação	$y_{12} - u_7$	$y_{12} - u_7$	$y_{12} - u_7$	$y_{12} - u_7/F_p$
Nível da Coluna	$y_{15} - u_8$	$y_{15} - u_8$	$y_{15} - u_8$	$y_{15} - u_8/F_p$
Taxa de Produção	$y_{17} - u_{11}$	$y_{17} - u_2$	$y_3 - u_2$	$F_p^{(2)}$

(1) Quando mais de uma variável medida estiver presente, trata-se de uma configuração de controle em cascata na qual a primeira variável controlada integra a malha externa e a segunda faz parte da malha interna, de resposta rápida. Como exemplo, a representação  $y_9 - y_{21} - u_{10}$  significa que o par  $y_{21} - u_{10}$  compreende uma malha de resposta rápida, sendo que o *set-point* de  $y_{21}$  é continuamente atualizada pelo sinal do controlador da variável  $y_9$ .

(2) Para um melhor entendimento a respeito da estratégia de controle da taxa de produção, ver texto abaixo.

Na estrutura CS1, de acordo com FARINA (2000), o inventário da coluna é controlado através da vazão de produto como variável manipulada, porém esta também é a variável utilizada para controle da taxa de produção, empregando a corrente de alimentação rica em componente C como variável manipulada. Este emparelhamento não se opõe completamente à heurística que sugere evitar o emprego de correntes de alimentação de reagentes para o controle da taxa de produção, visto que a variável controlada é a vazão de produto que, de certa forma,  $v\hat{e}$  o reflexo do da variação de composição. Entretanto esta estrutura utiliza *loops* para controle de inventários (nível e pressão do reator) que empregam correntes de alimentação de reagentes como variável manipulada, em conflito com a heurística apresentada que prevê o uso de correntes efluentes do reator para esta finalidade. Para o controle da temperatura do reator esta estrutura propõe uma configuração em cascata, na qual o

controlador de temperatura do reator gera *um set-point* para o controlador da temperatura de saída da água de resfriamento.

As estruturas CS2a e CS2b são bastante similares, diferindo na variável empregada para manipulação da taxa de produção. LUYBEN et al. (1998) desenvolveram estas duas alternativas para exemplificar situações em que a carga da planta é definida por uma demanda de produto (CS2a, manipulando a taxa do produção através da corrente de produto) e quando as variações de carga da unidade são uma consequência da alimentação de um dos reagentes (CS2b, manipulando a taxa de produção através da corrente rica em C). A Tabela 5.4 mostra que nestas estruturas de controle o inventário do reator é controlado através da corrente de alimentação de E, também violando as regras heurísticas propostas neste trabalho. A temperatura do reator é controlada através da vazão de água de resfriamento, porém estes controlador recebe um ajuste sobre seu *set-point* devido à configuração em cascata com a temperatura do vaso separador. Esta proposição é justificada no trabalho de LUYBEN et al. (1998) em razão da forte interferência que esta temperatura exerce sobre a operação da coluna.

Nas estruturas CS1, CS2a e CS2b as variáveis temperatura, nível e pressão do reator são todas controladas, diferentemente das estruturas CS3 e CS4 nas quais a temperatura do reator (CS3) ou a pressão do reator (CS4) não são controladas. Justifica-se esta escolha devido à forte interação existente, permitindo o auto-controle de uma das variáveis a partir do controle de apenas duas delas. Como resultado, a temperatura em CS3 e a pressão em CS4 podem flutuar quando a planta é submetida a um distúrbio. Na medida em que tanto a temperatura quanto a pressão do reator exercem um efeito direto sobre a taxa de reação, a estratégia empregada nestas duas estruturas de controle é semelhante à heurística deste trabalho que sugere manter o tempo de residência do reator constante. No trabalho de LYMAN & GEORGAKIS (1995) é possível observar as flutuações da pressão do reator, inventário da fase gás, quando a planta é submetida a diversos distúrbios.

Na estrutura CS3 BANERJEE & ARKUN (1995) encontraram uma alternativa interessante para controle da taxa de produção. A corrente de produto é utilizada para controle do inventário da coluna, entretanto esta vazão de produção é controlada através das vazões de alimentação dos reagentes D e E. Esta estratégia foi implementada fazendo o *set-point* da vazão de produto gerar dois sinais,  $f_1$  e  $f_2$ , conforme expressões (5.5) e (5.6).

$$f_1 = y_{17} y_{40} \quad (5.5)$$

$$f_2 = y_{17} y_{41} \quad (5.6)$$

A equação (5.5) é a vazão calculada de produto G que passa a ser controlada pela vazão de alimentação de D e a equação (5.6) calcula a vazão de H que, por sua vez, passa a ser controlada pela corrente de alimentação de E. Observando as reações expressas por (5.1) e (5.2) verifica-se a correspondência entre reagentes D e E e produtos G e H. Na realidade esta estratégia para ajuste da vazão de produção permite o controle das composições de G e H via vazões de alimentação, em conformidade com as heurísticas apresentadas neste trabalho. A

estratégia para controle da taxa de produção da estrutura CS3 é semelhante à empregada em CS1, porém com a vantagem de agregar as medições de concentração de produtos ao sinal de fluxo, além de empregar as correntes de alimentação de reagentes que apresentam efeito mais representativo sobre os produtos formados.

Em CS4, de acordo com LYMAN & GEORGAKIS (1995), a taxa de produção também é controlada na corrente de produto, porém emprega-se a corrente de água de resfriamento do condensador de gás de topo do reator como variável manipulada. Esta alternativa é equivalente a adotar uma vazão interna do processo para permitir o controle de carga da unidade. Uma proposta de controle da taxa de produção semelhante a esta foi utilizada na estrutura CS6 do capítulo 4 que emprega a corrente efluente do reator para controle da vazão de produção.

As estruturas CS3 e CS4 violam as heurísticas apresentadas neste trabalho quando utilizam correntes de entrada do reator para o controle do inventário. A estrutura CS3 regula o inventário do reator através da corrente de reciclo de gás, enquanto a estrutura CS4 controla o inventário líquido do reator empregando a vazão de alimentação rica em componente C.

As estruturas CS5, CS6 e CS7 são bastante semelhantes, apresentando como estratégia para controle de inventários a utilização de correntes efluentes. Algumas distinções entre estas estruturas podem ser observadas. Enquanto em CS5 e CS7 a pressão do reator é controlada, em CS6 controla-se a pressão do vaso de separação, porém todas estas estruturas empregam a corrente de purga da unidade para garantir a regulação do inventário de gás. Em CS5 a corrente efluente de gás exerce o efeito regulatório sobre o nível de líquido do reator, pois emprega a taxa de condensação, isto é, a corrente de água de resfriamento do condensador de topo como variável manipulada. Em CS6 e CS7 a estratégia para controle do inventário líquido do reator é semelhante, utilizando a mesma variável manipulada, porém está estruturado em uma configuração em cascata com a temperatura do vaso de separação. Em todas as 3 propostas de estrutura de controle a temperatura do reator é diretamente controlada através da vazão de água de resfriamento.

Conforme é visto em FARINA (2000), o controle de taxa de produção, implementado em CS5 e CS6, utiliza a corrente de alimentação de E, porém, em CS5, a variável controlada é a corrente de produto, enquanto, em CS6, a variável controlada é a própria corrente de alimentação de E. Na estrutura CS5 adota-se estratégia semelhante a alternativas já comentadas e empregadas em CS1 e CS3, nas quais a própria corrente de produção infere o inventário de reagente cuja corrente de alimentação manipula a taxa de produção. Em CS7, RICKER (1996) introduz controles de razões *feedforward* entre todas as correntes da planta e a corrente de produto,  $F_p$ . A alteração do *set-point* da vazão de produto modifica simultaneamente e proporcionalmente todas as correntes do processo, alterando a carga da unidade. Os controles de inventários do vaso de separação e da coluna são implementados em cascata com as razões, permitindo a correção de *off-sets* introduzidos pela estratégia *feedforward*.

Na comparação realizada por FARINA et al. (2000), entre as estruturas CS1, CS2a, CS3, CS5 e CS6, foi empregado o índice RPN, apresentado por TRIERWEILER & ENGELL (1997), evidenciando que as alternativas dadas por CS5 e CS6 apresentaram valores de RPN menores quando comparados aos das estruturas CS1, CS2a e CS3. Este resultado sugere que as estruturas regulatórias que empregaram as correntes efluentes para controle de inventário apresentaram maior sucesso para garantia da controlabilidade operacional.

As diretrizes heurísticas apresentadas neste trabalho apontam uma conformidade com alguns resultados bem sucedidos gerados por estruturas de controle propostas na literatura. Podemos destacar o emprego de correntes efluentes para controle de inventários e a implementação de razões *feedforward* entre correntes, tais como encontradas na estrutura CS7 que RICKER (1996) demonstrou garantir um bom desempenho operacional mesmo quando os analisadores de composição falham. Nenhuma das estruturas anteriores apresentou alternativas com a flexibilização do inventário do reator a fim de garantir a estabilidade do tempo de residência. A seguir são apresentadas algumas sugestões de estruturas de controle construídas a partir das bases heurísticas propostas nessa dissertação.

## 5.4 Estrutura de controle CS8

No capítulo 4, com a aplicação de estruturas de controle a uma planta hipotética, foi possível demonstrar que a flexibilização do inventário do reator, de forma a manter o tempo de residência constante, constitui uma prática associada à estabilidade do balanço material da unidade. Em uma das estruturas de controle propostas a estabilidade do tempo de residência do reator foi garantida através de uma razão *feedforward* entre o inventário e a vazão efluente. Esta estratégia não tem uma implementação trivial na planta Tennessee Eastman, pois não se tem controle direto sobre a vazão efluente total do reator. Uma alternativa, utilizada na estrutura CS8, consiste em manter o nível controlado em malha fechada, porém utilizando a variação do inventário para manipular a taxa de produção. A estrutura CS3 do capítulo 4, similar a esta, foi empregada com sucesso.

Na análise apresentada por WU & YU (1997), foram utilizadas as equações de taxa de reação  $r_1$  e  $r_2$ , referentes às duas primeiras reações (5.1) e (5.2). Estas equações, dadas por (5.7) e (5.8), foram apresentadas por serem determinantes para o balanço material.

$$r_1 = k_1 P^{2,5279} V_G y_A^{1,1544} y_C^{0,3735} y_D \quad (5.7)$$

$$r_2 = k_2 P^{2,5279} V_G y_A^{1,1544} y_C^{0,3735} y_E \quad (5.8)$$

Nas equações (5.7) e (5.8),  $k_1$  e  $k_2$  são as constantes de velocidade específica de reação, dependentes exponencialmente da temperatura,  $V_G$  é o volume ocupado pelo gás no topo do reator e  $P$  é a pressão do reator. As variáveis  $y_A$ ,  $y_C$ ,  $y_D$  e  $y_E$  são as frações molares de gás dos componentes A, C, D e E, respectivamente. Observa-se nestas equações que a taxa de reação depende do inventário de gás e não de líquido. Assim, desde que as composições dos reagentes sejam mantidas constantes, bem como também a pressão do reator, a taxa de

produção é aumentada com o incremento de volume de gás, ou seja, reduzindo-se o nível de líquido. O controle de composições constantes no reator, a exemplo das estruturas de controle implementadas no capítulo 4, pode ser garantido através de razões constantes entre correntes, via configuração *feedforward*, ou mesmo através de controladores de composição localizados na alimentação do reator da planta Tennessee Eastman.

Na estrutura CS8 o inventário do reator é controlado através de sua descarga, indiretamente através da condensação do vapor gerado. Conseqüentemente o controle de todos os inventários se dá através de correntes efluentes.

O controle do inventário do reator, além de estratégico para manipulação da taxa de produção, também permite o controle desta variável sujeita a limites de restrição. Outras variáveis sujeitas a restrições, tais como pressão e temperatura do reator, também são controladas. A temperatura é controlada através da corrente de água de resfriamento do reator,  $u_{10}$ , e a pressão é emparelhada com a corrente de purga,  $u_6$ . O emparelhamento utilizado no controle da pressão do reator fundamenta-se na alta velocidade de resposta proporcionada, conforme discutido no capítulo 3.

Outra heurística, amplamente fundamentada e utilizada no capítulo 4, consiste em introduzir razões *feedforward* entre correntes para garantir um controle antecipado a distúrbios sobre a carga. Desta forma as correntes de alimentação A, D, C e a vazão de suprimento de vapor para a coluna são controladas através de uma razão do tipo apresentado na expressão (5.9).

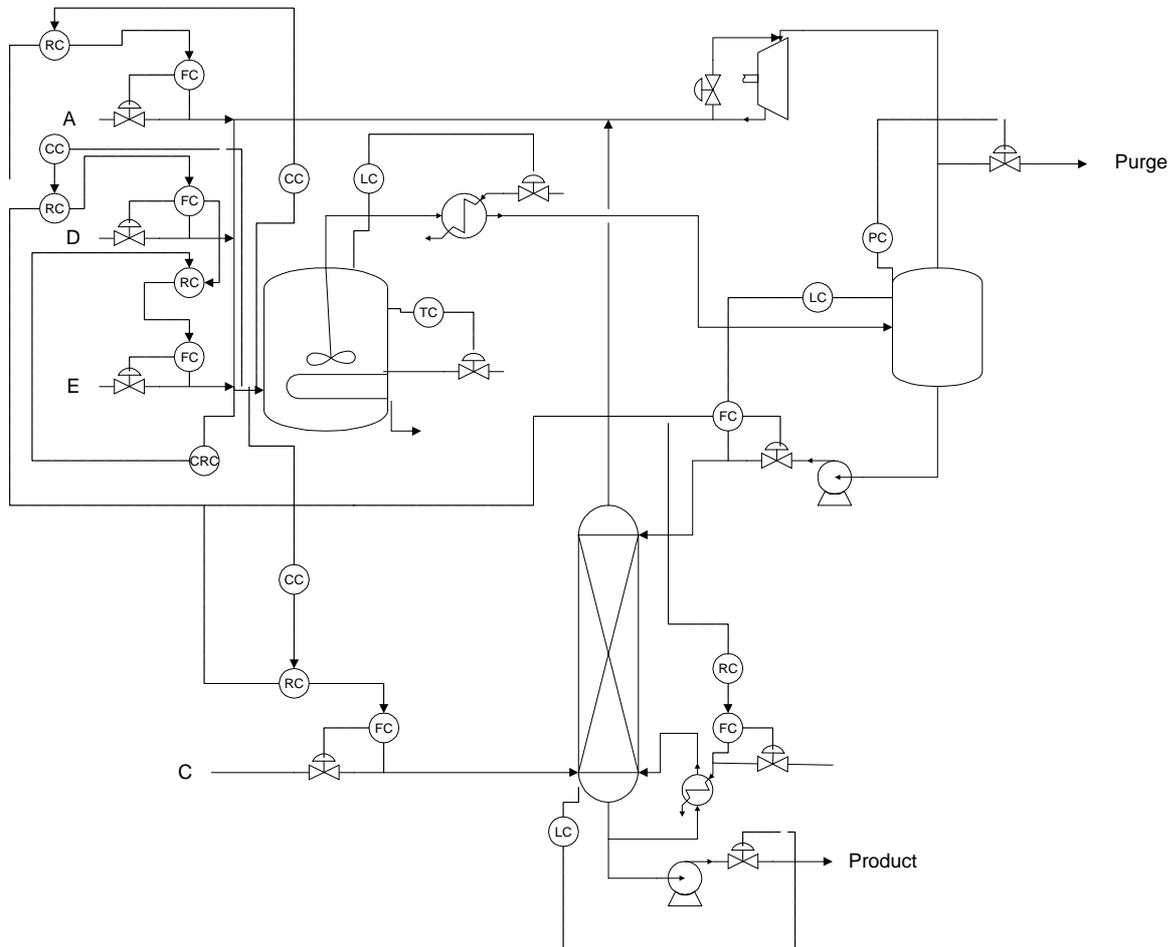
$$RC_k = \frac{y_k}{y_{14}} \quad (5.9)$$

Em (5.9),  $RC_k$  é a  $k$ -ésima razão *feedforward* implementada, sendo que o índice  $k$  refere-se às correntes de número 1, 2, 4 e 19, as quais, por sua vez, são emparelhadas, através de configuração *feedback*, com as variáveis manipuladas de números 3, 1, 4 e 9, respectivamente. A vazão de alimentação de E é controlada através da razão  $y_3/y_2$  que estabelece a relação E/D. Esta razão é conveniente, pois está diretamente relacionada à especificação de produto G/H.

Como a planta Tennessee Eastman apresenta corrente de alimentação contendo mistura de componentes, o controle adequado é mais efetivo com a introdução de controladores de composição. Em CS8 propõe-se a utilização de controladores para A, D, C e para a razão de composições E/D. Estes controladores são implementados em cascata com as razões *feedforward* entre correntes, possibilitando que sejam empregadas as correntes de alimentação do reator para o controle de composições.

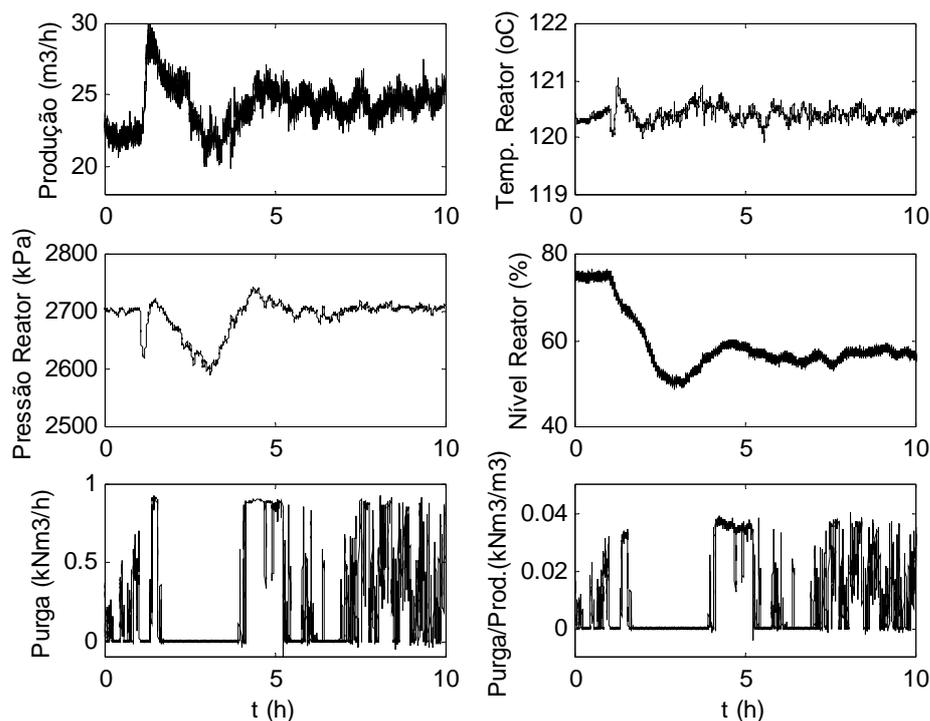
A estrutura de controle completa CS8 pode ser visualizada na Figura 5.2. Salienta-se que os controladores de composição implementados nesta estrutura de controle, assim como também nas demais, são derivados do analisador existente na configuração original da planta Tennessee Eastman, localizado na corrente de alimentação do reator. A simbologia CC e CRC

é empregada para facilitar a compreensão visual da estrutura, referindo-se ao controlador de composição e controlador de razão entre composições, respectivamente. Cabe salientar que todas as composições medidas são originárias de um mesmo cromatógrafo.

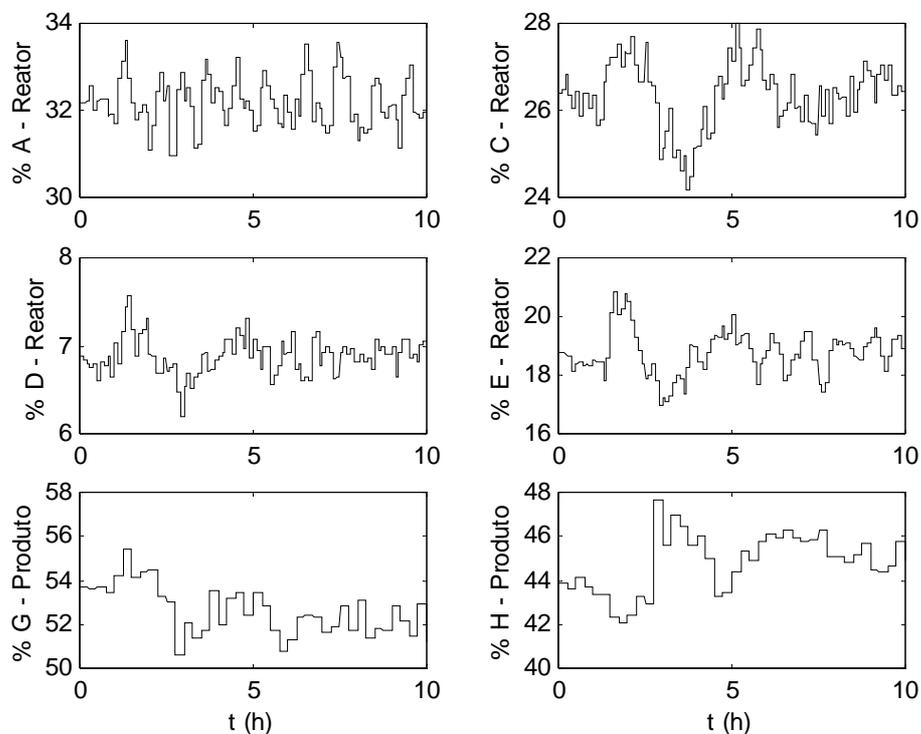


**Figura 5.2:** Representação da estrutura de controle CS8.

Os resultados de simulação para a planta sob distúrbio na carga podem ser verificados nas Figuras 5.3 e 5.4. Os parâmetros utilizados para os controladores empregados nesta estrutura de controle, e nas demais, encontram-se no apêndice A3. Estes resultados demonstram que a estrutura CS8 produz um controle preciso sobre as composições de D e E, conseqüentemente garantindo variações pequenas e suaves sobre os componentes G e H no produto. Também verifica-se que todas as variáveis sujeitas a restrições são mantidas sob controle. Um comportamento inconveniente, observado nesta alternativa, decorre da variação sobre o inventário do reator quando o mesmo é rapidamente alterado. Esta variação propaga-se através da vazão de produto.



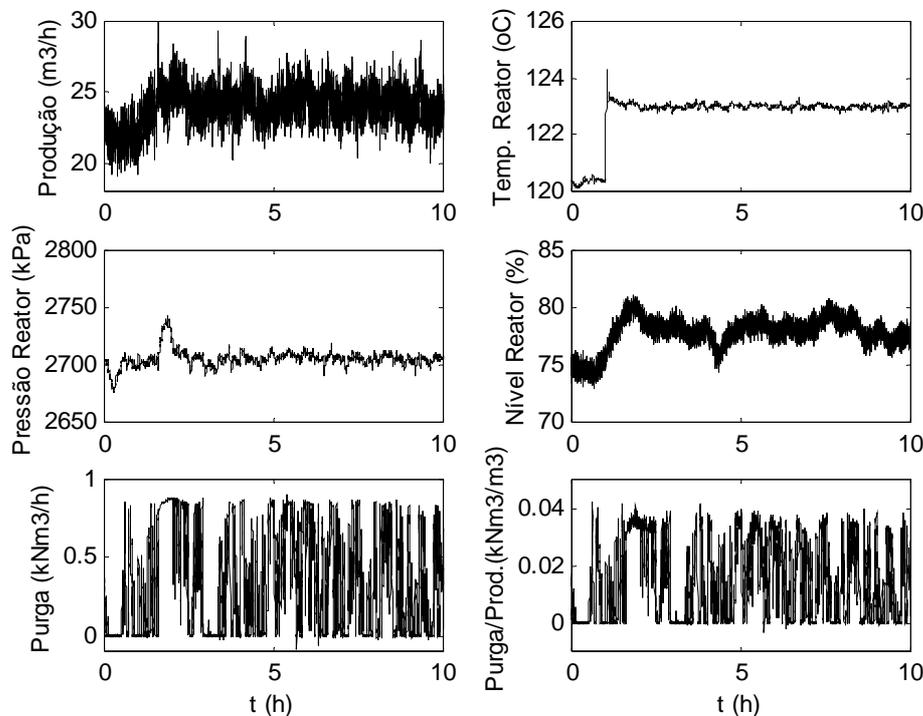
**Figura 5.3:** Resultados de simulação do controle regulatório de CS8 após incremento de 15 % sobre a taxa de produção via variação do inventário do reator.



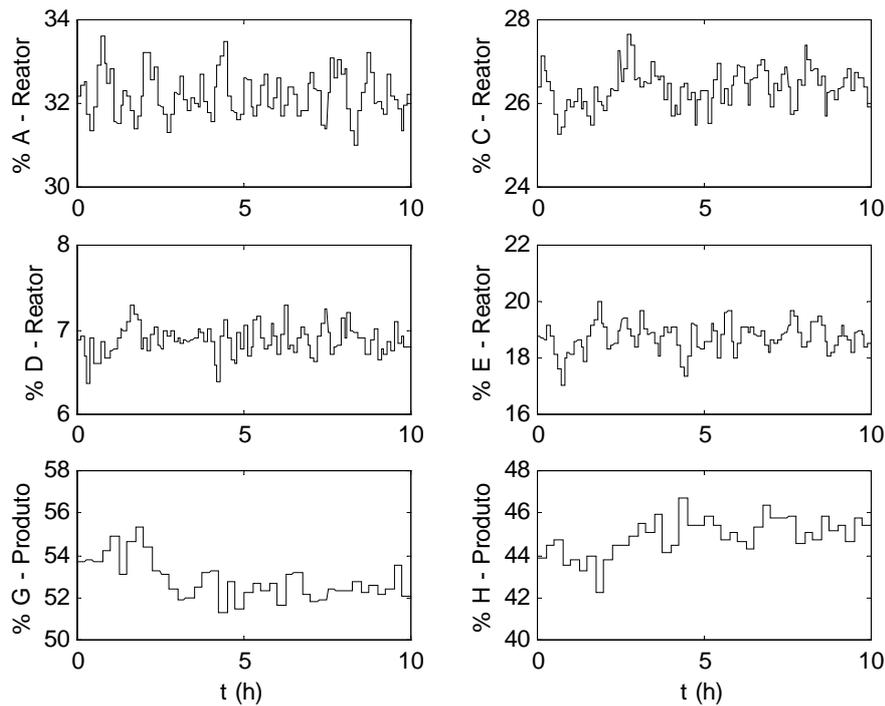
**Figura 5.4:** Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação do nível do reator em CS8, mantendo *set-points* de acordo com Tabela 5.2.

A fim de evitar variações excessivas sobre o nível de líquido do reator, uma modificação na estratégia de manipulação da taxa de produção pode ser introduzida. Esta mudança estratégica consiste em manter o nível do reator constante e promover a variação de carga através da temperatura do reator. Nota-se que, nesta estratégia, o ajuste das constantes  $k_1$  e  $k_2$ , através da temperatura, corrige os efeitos do tempo de residência variável sobre o balanço material. Distorções sobre a seletividade dos componentes, que surgem das diferentes sensibilidades de  $k_1$  e  $k_2$ , são atenuadas através do controle de composições de A, D, E e C

As Figuras 5.5 e 5.6 evidenciam os resultados de simulação da estrutura CS8, utilizando a temperatura do reator para manipulação da taxa de produção. Observa-se, nestes resultados, uma menor variabilidade sobre a vazão de produção e também sobre as demais variáveis, inclusive composições.



**Figura 5.5:** Resultados de simulação do controle regulatório de CS8 após de 15 % sobre a taxa de produção via variação da temperatura do reator.



**Figura 5.6:** Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da temperatura do reator em CS8, mantendo *set-points* de acordo com Tabela 5.2.

## 5.5 Estruturas de controle CS9a e b

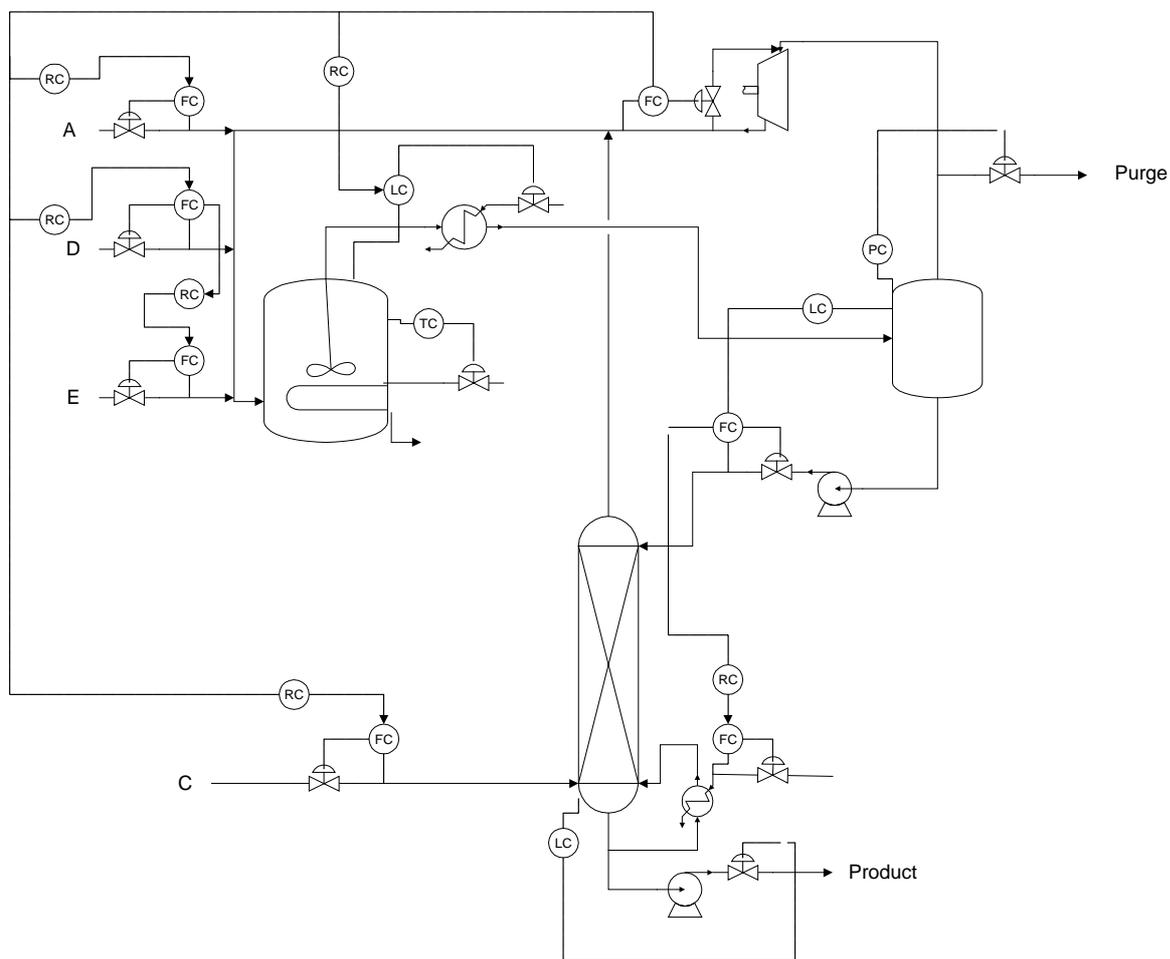
Conforme discutido anteriormente, existe uma dificuldade na planta Tennessee Eastman em manter constante a relação entre inventário e vazão efluente do reator em função de não haver uma medição direta desta corrente. Entretanto uma forma de inferir esta relação, ou seja, o tempo de residência do reator, consiste em utilizar como referência uma das vazões resultantes da sua corrente efluente, a corrente de gás de reciclo ou a corrente de líquido do separador. Das equações (5.7) e (5.8) salienta-se que o inventário de que se trata é o volume de gás, isto é, parece razoável que o volume de gás seja relacionado à corrente de gás de reciclo. Para evitar algum problema de instabilidade da planta, o nível de líquido do reator se mantém controlado através de emparelhamento idêntico ao utilizado na estrutura CS8, porém, a fim de implementar a estratégia de tempo de residência constante, ou inventário flutuante, o controlador de nível é conectado em cascata com uma razão  $RC_L$  dada por (5.10).

$$RC_L = \frac{100 - y_8}{y_5} \quad (5.10)$$

Em (5.10) a variável nível do reator é subtraída de 100 %, permitindo estimar um valor para o nível associado ao volume de gás do reator. O volume gasoso é então relacionado à corrente de reciclo. Ao variar a vazão de reciclo, o produto desta com a razão  $RC_L$  gera um sinal de nível gasoso que pode ser novamente subtraído de 100 % para fornecer o *set-point* atualizado ao controlador de nível de líquido do reator.

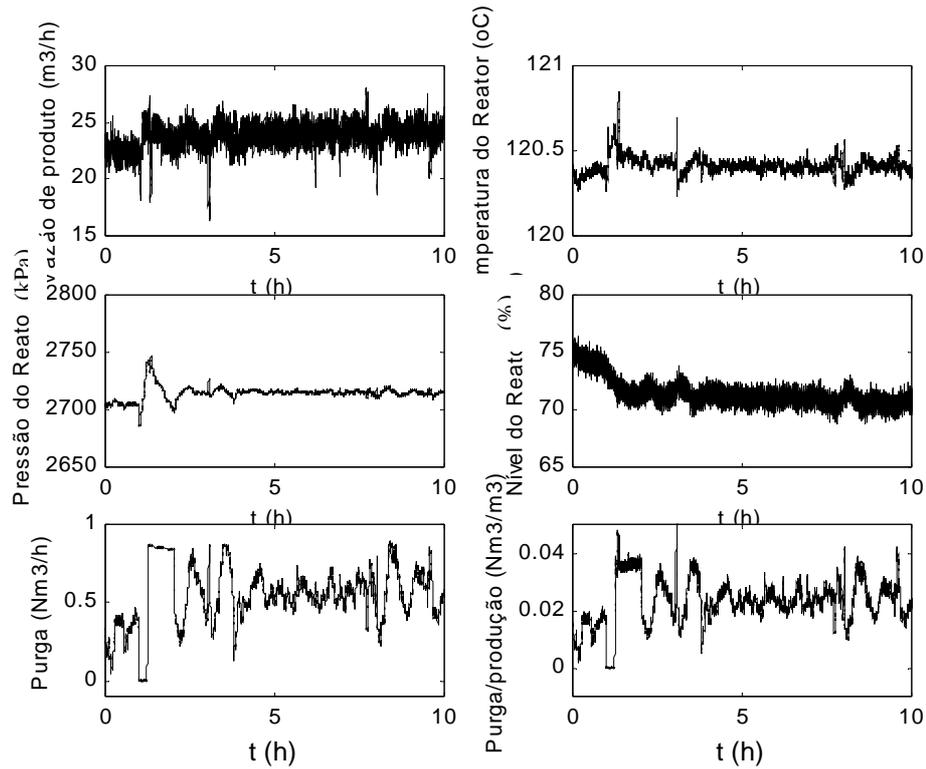
De maneira semelhante à estrutura de controle CS4 do capítulo 4, construímos aqui uma alternativa em que a corrente de reciclo é a variável utilizada para manipular a taxa de produção e também é a corrente empregada como referência para implementar o controle de razões entre correntes. O controle *feedforward* de razões utiliza a mesma forma da expressão (5.9), entretanto a corrente  $y_{14}$ , utilizada na estrutura CS8, aqui é substituída por  $y_5$ , com exceção à razão entre a corrente de suprimento de vapor à coluna e a corrente de líquido do vaso separador que permanece idêntica à utilizada na estrutura CS8.

A estrutura de controle CS9 aqui é dividida em duas alternativas, CS9a e CS9b. Na estrutura CS9a não foi implementado nenhum controlador de composição, gerando uma proposição análoga à estrutura CS4 do capítulo 4. Esta estrutura completa é apresentada na Figura 5.7.

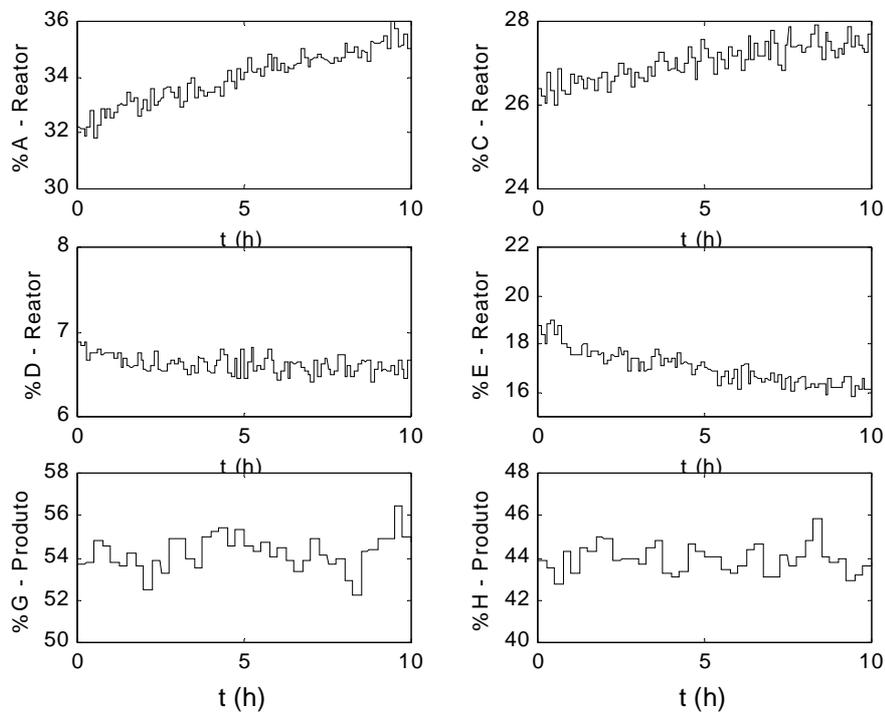


**Figura 5.7:** Representação da estrutura de controle CS9a.

Os resultados da simulação de processo para esta estrutura, quando a planta é submetida a uma variação da taxa de produção, são apresentados nas Figuras 5.8 e 5.9.



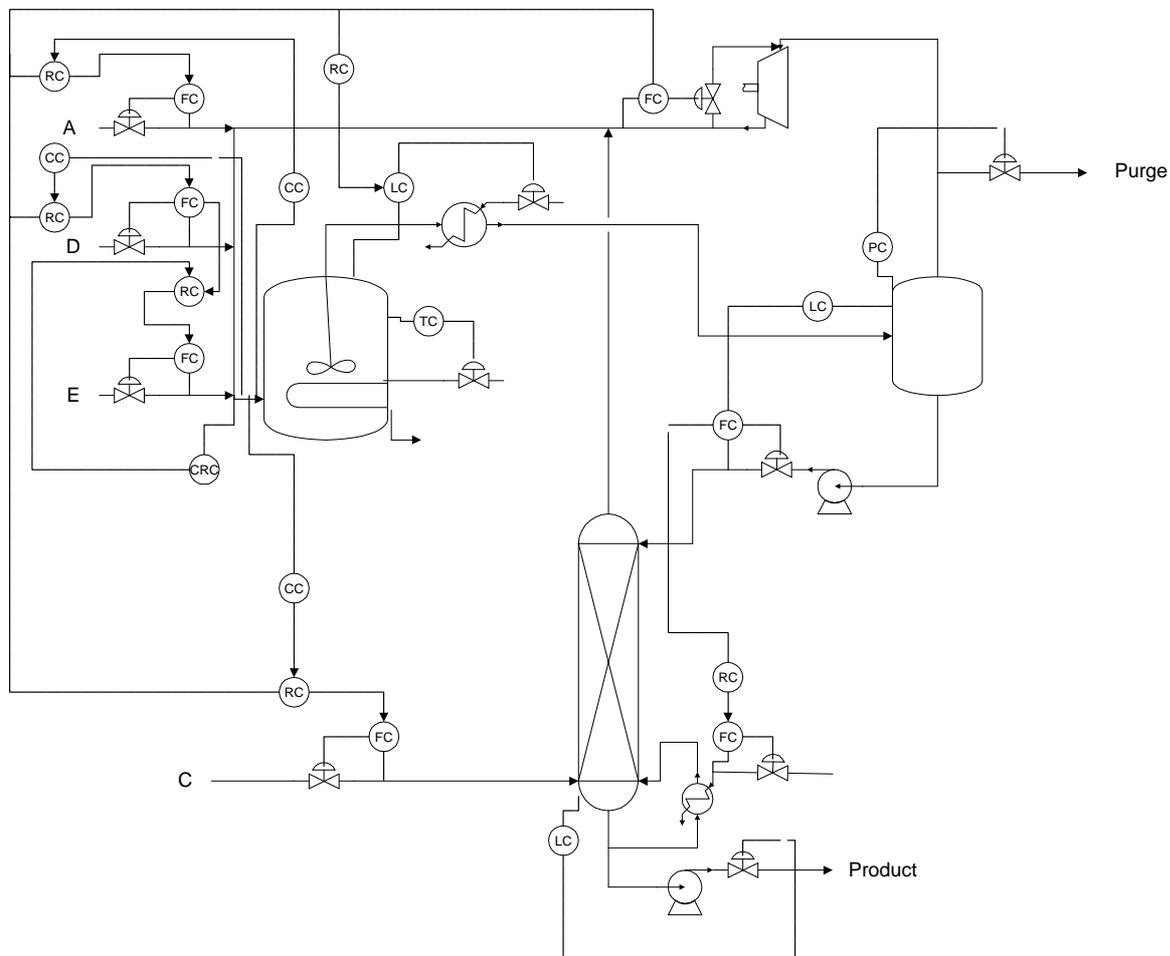
**Figura 5.8:** Resultados de simulação do controle regulatório de CS9a após de 15 % sobre a taxa de produção via variação da corrente de reciclo.



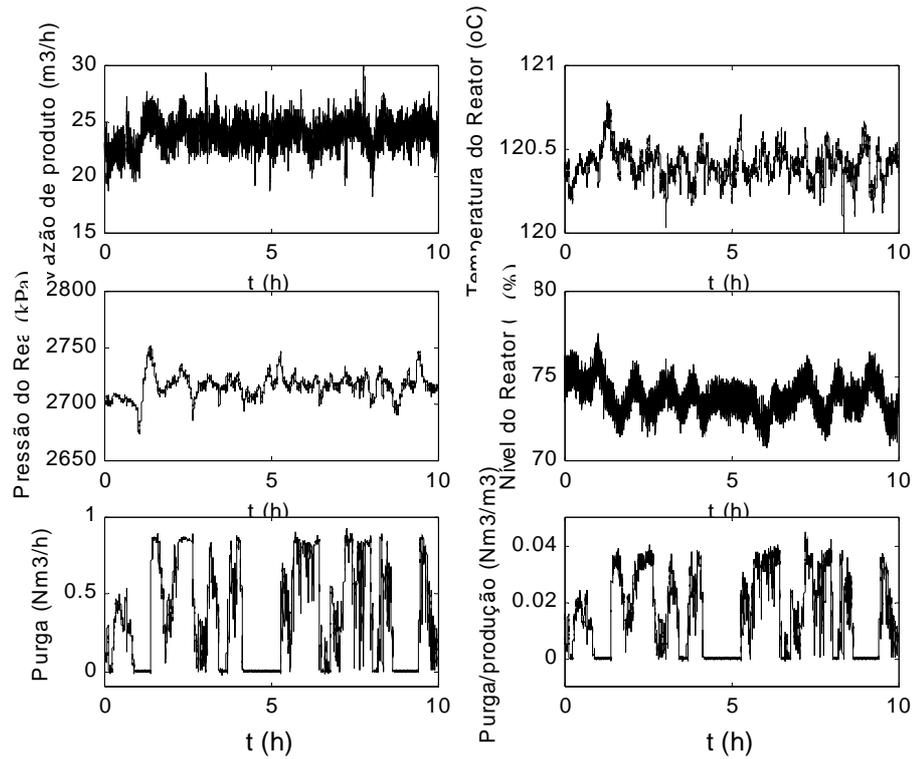
**Figura 5.9:** Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da corrente de reciclo em CS9a, sem controle em torno dos *set-points*.

Os resultados de simulação apresentados nas Figuras 5.8 e 5.9 demonstram que a estrutura de controle CS9a rejeita satisfatoriamente distúrbios decorrentes do aumento de produção da unidade, mesmo sem controladores de composição. Apesar dos *off-sets*, já esperados em composições do reator, a composição do produto permanece bastante estável, com um desempenho superior aos resultados obtidos em CS8. Estes resultados também permitem concluir que esta alternativa, construída a partir das heurísticas propostas, possibilita manter a operação da planta quando os analisadores de composição falham.

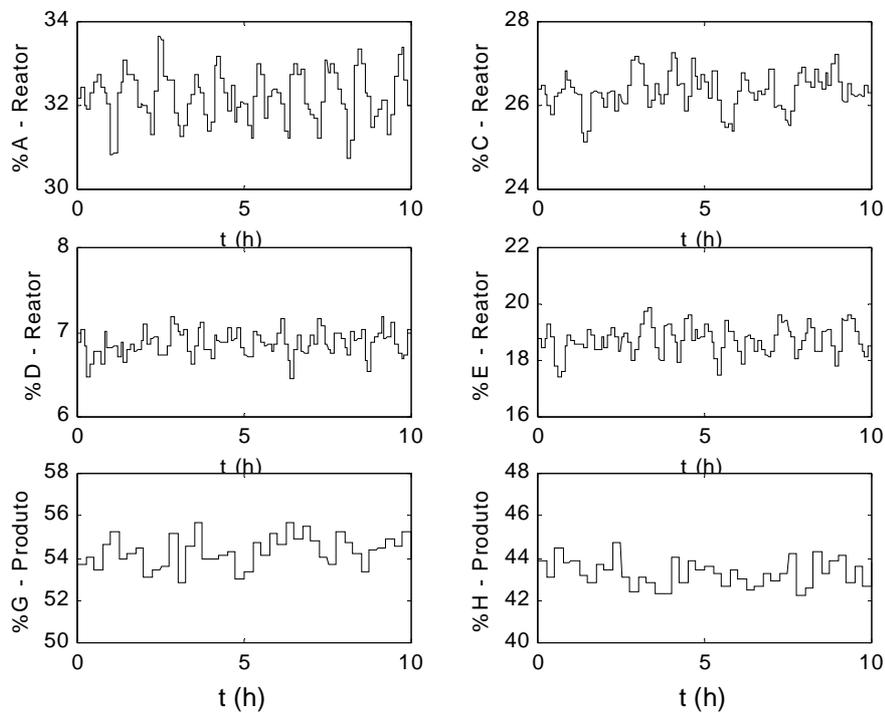
Fazendo novamente um comparativo com o capítulo 4, a estrutura CS4 foi modificada para CS5 a partir da introdução de um controlador de composição em cascata com a estrutura de base, CS4. De forma semelhante aqui propõe-se a estrutura CS9b que consiste na utilização de CS9b como estrutura de base, introduzindo-se os controladores de composição em cascata, idênticos aos empregados em CS8. Esta alternativa pode ser visualizada na Figura 5.10 e os seus resultados de simulação são verificados nas Figuras 5.11 e 5.12.



**Figura 5.10:** Representação da estrutura de controle CS9b.



**Figura 5.11:** Resultados de simulação do controle regulatório de CS9b após incremento de 15 % sobre a taxa de produção via variação da corrente de reciclo.

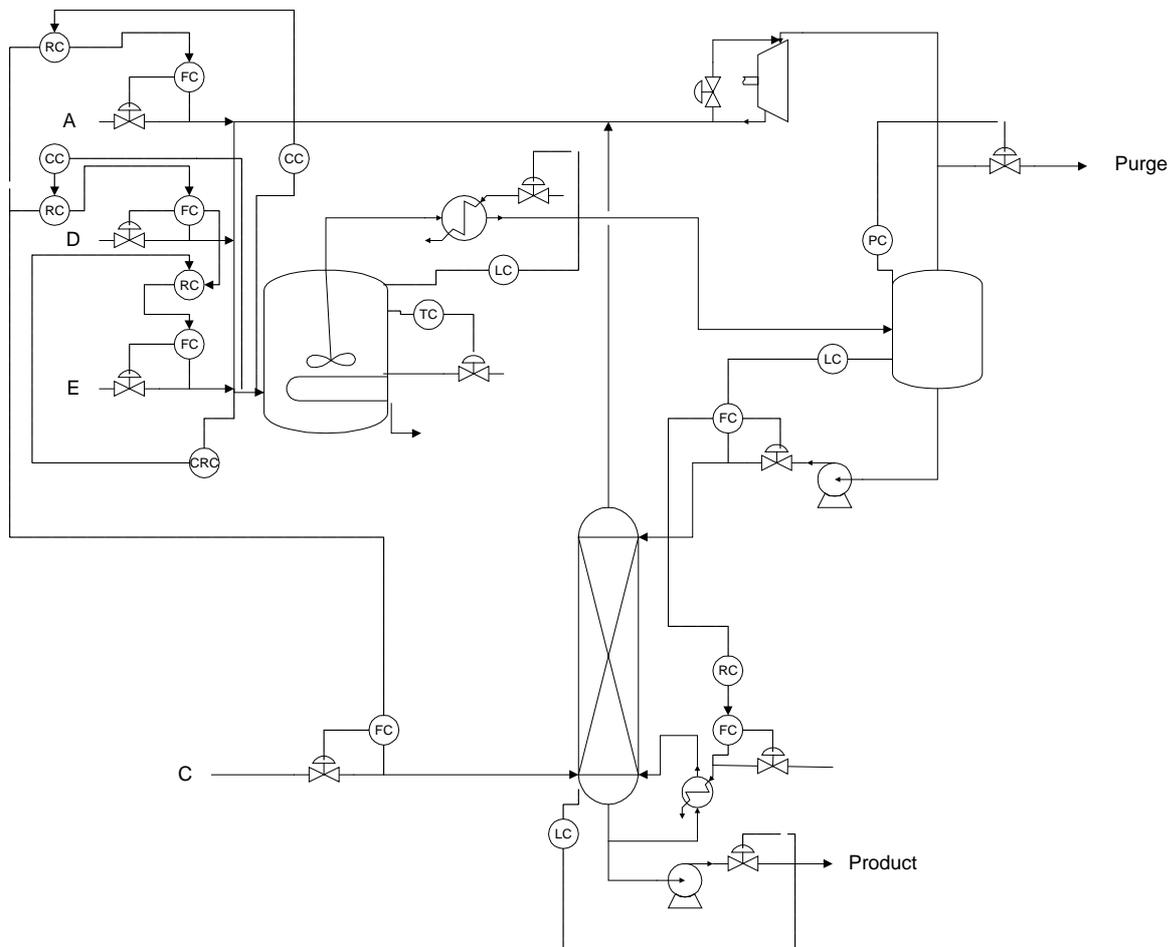


**Figura 5.12:** Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da corrente de reciclo em CS9b, mantendo *set-points* de acordo com Tabela 5.2.

Os resultados apresentados nas Figuras 5.11 e 5.12 demonstram a eliminação *dos off-sets* de composições, maiores oscilações no controle regulatório e uma composição de produto um pouco mais estável, evidenciando um desempenho bastante satisfatório para garantia da qualidade de produto sob distúrbios na taxa de produção.

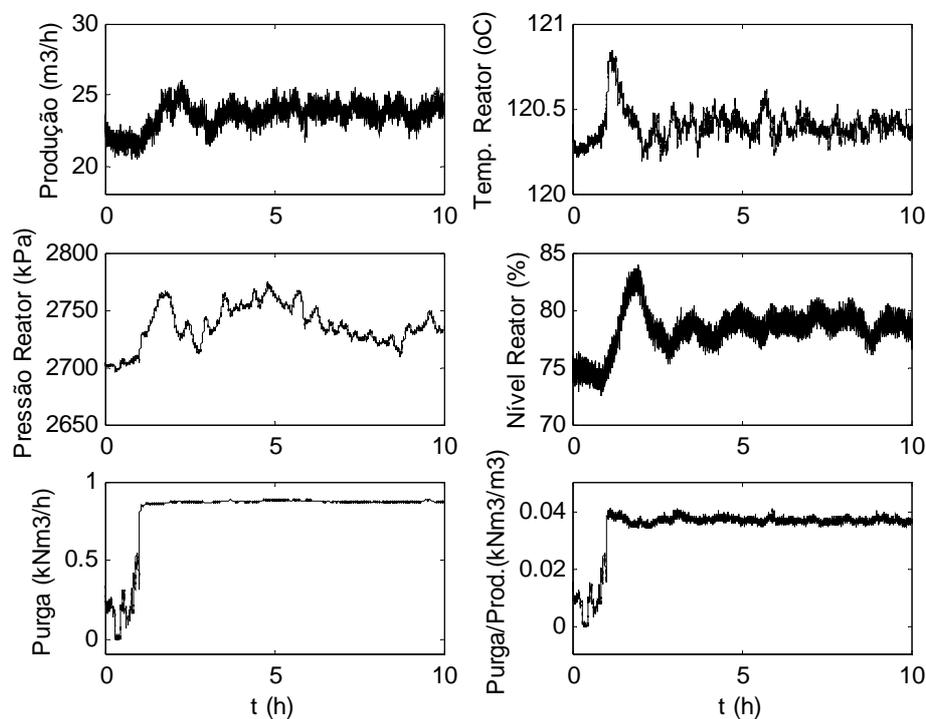
## 5.6 Estrutura de controle CS10

A estrutura CS10 conserva as características de CS8, porém viola o princípio de utilização de todas as correntes de alimentação para controle de composições. Nesta estrutura a taxa de produção é manipulada através da corrente de alimentação de C sobre a coluna. São introduzidas as razões *feedforward* entre a corrente rica em C e as demais correntes, fundamentando-se no resultado obtido no capítulo 4 de que, mesmo sob inventário constante, a utilização das razões constantes entre correntes pode oferecer benefícios ao controle da planta devido ao desacoplamento proporcionado. Em CS10 a composição de C não é controlada. A Figura 5.13 mostra esquematicamente a implementação desta estrutura.

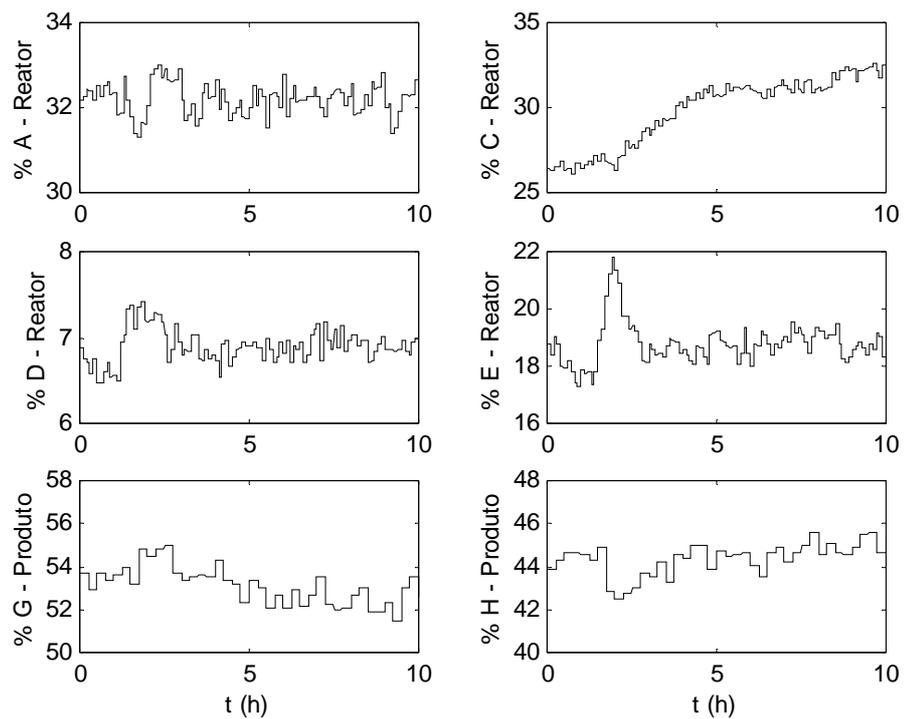


**Figura 5.13:** Representação da estrutura de controle CS10.

As Figuras 5.14 e 5.15 apresentam os resultados da simulação após variação sobre a taxa de produção da unidade. Destes resultados pode-se observar que a variabilidade sobre as composições de D, E, G e H apresenta comportamento similar ao já verificado em CS8, sob nível variável. Entretanto a composição de C aumenta no decorrer do tempo. A variabilidade sobre a taxa de produção é baixa, porém a concentração de C na unidade provoca um aumento significativo sobre a vazão de purga de gás, saturando-a. Este comportamento provoca uma variação de pressão do reator de acordo com perturbações de inventário. Desde que a minimização de perdas também é um objetivo de controle, esta estrutura demonstra um desempenho inferior às demais.



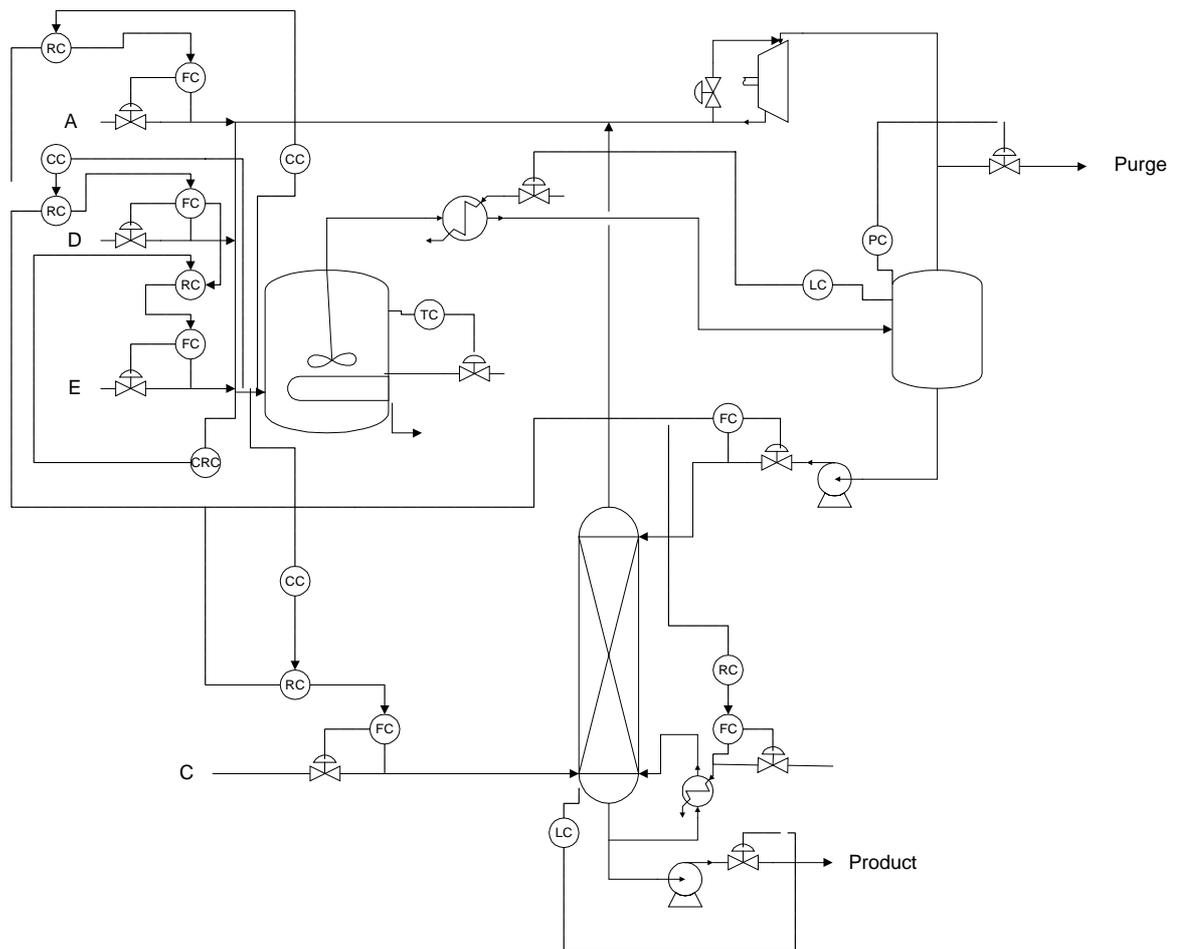
**Figura 5.14:** Resultados de simulação do controle regulatório de CS10 após incremento de 15 % sobre a taxa de produção via variação da corrente de reagente C.



**Figura 5.15:** Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da corrente de reagente C em CS10, mantendo *set-points* de acordo com Tabela 5.2, exceto para o reagente C.

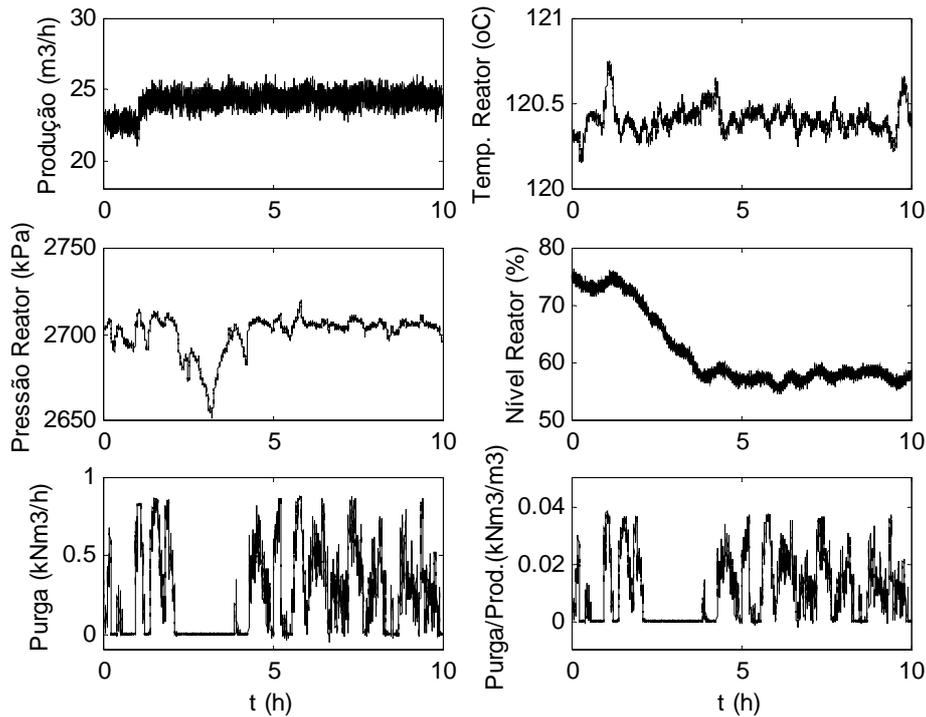
## 5.7 Estrutura de controle CS11

A estrutura de controle CS11 emprega um dos princípios utilizados no capítulo 4 no qual o inventário do reator não é controlado. O nível do reator ajusta-se como consequência da estabilidade do balanço material. Em CS11 a taxa de produção é manipulada através da descarga do vaso separador, sendo o nível deste controlado via condensação. Esta estrutura é possível desde que o nível de líquido do reator não seja controlado. Os demais emparelhamentos da estrutura são idênticos aos da CS8. A Figura 5.16 apresenta a estrutura de controle CS11.

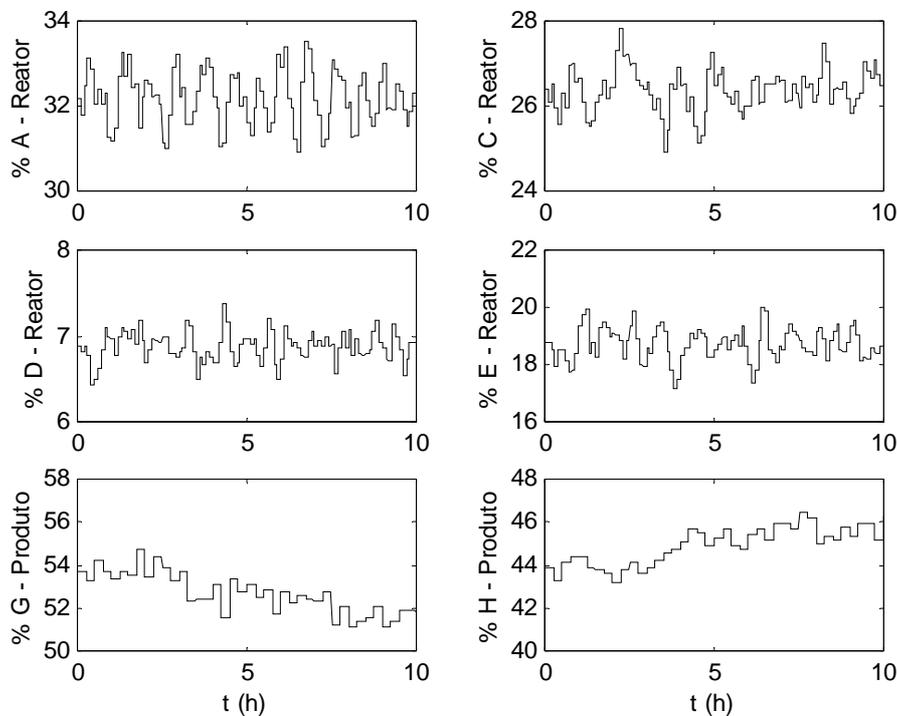


**Figura 5.16:** Representação da estrutura de controle CS11.

As Figuras 5.17 e 5.18 evidenciam os resultados da simulação após variação da taxa de produção. Os resultados obtidos demonstram uma variação suave sobre o nível do reator, em oposição ao observado em CS8. As variações sobre a taxa de produção são mínimas, com rápida resposta a alterações sobre a carga. A variabilidade sobre as composições é adequada, similar ao comportamento observado em CS8. As perdas de purga de gás também são adequadas, como em CS8 e CS9a e b.



**Figura 5.17:** Resultados de simulação do controle regulatório de CS11 após incremento de 15 % sobre a taxa de produção via variação da corrente de líquido do vaso de separação.



**Figura 5.18:** Resultados de simulação para composições após aumento de carga via variação da corrente de líquido do vaso de separação em CS11, mantendo *set-points* de acordo com Tabela 5.2.

## 5.8 Comparativo entre estruturas de controle

Nas seções anteriores foram propostas 5 estruturas de controle baseadas no conjunto de heurísticas apresentadas neste trabalho, CS8, CS9a, CS9b, CS10 e CS11. As estruturas CS9a e b compreendem a mesma base regulatória, o mesmo conjunto de razões entre correntes implementadas e a mesma estratégia para manipulação da taxa de produção. Dizemos que CS9a e CS9b possuem a mesma estrutura de base, por isso consideraremos nesta análise somente a proposta completa CS9b, chamando-a apenas de CS9.

A Tabela 5.5 que compara a estrutura regulatória destas alternativas, de modo semelhante à Tabela 5.4, também permite fazer um confronto com as estruturas de controle apresentadas na literatura e discutidas na seção 5.3.

**Tabela 5.5:** Quadro resumo de estruturas regulatórias das propostas de controle apresentadas.

Variável Objetivo	Emparelhamento			
	CS8	CS9	CS10	CS11
Nível do Reator	$y_8 - u_{11}$	$y_8 - u_{11}$	$y_8 - u_{11}$	***
Pressão do Reator	$y_{13} - u_{10}$	$y_{13} - u_{10}$	$y_{13} - u_{10}$	$y_{13} - u_{10}$
Temperatura do Reator	$y_9 - u_{10}$	$y_9 - u_{10}$	$y_9 - u_{10}$	$y_9 - u_{10}$
Nível do vaso de separação	$y_{12} - u_7$	$y_{12} - u_7$	$y_{12} - u_7$	$y_{12} - u_{11}$
Nível da Coluna	$y_{15} - u_8$	$y_{15} - u_8$	$y_{15} - u_8$	$y_{15} - u_8$
Taxa de Produção	$y_8 - u_{11}$	$y_5 - u_5$	$y_4 - u_4$	$y_{14} - u_7$

Todas as estruturas de controle regulatório implementadas são similares às estruturas CS5, CS6 e CS7, onde o inventário e pressão do reator são estabilizados através de correntes efluentes no processo. Esta configuração, conforme já discutido na seção 5.3, apresentou um melhor indicador de controlabilidade. Entre as estruturas apresentadas na Tabela 5.5, a camada regulatória é idêntica para CS8, CS9 e CS10, diferindo ligeiramente de CS11. A estrutura CS11 é diferente em razão da escolha por não controlar o inventário do reator, a fim de permitir a estabilidade de seu tempo de residência.

O que diferencia basicamente as alternativas apresentadas na Tabela 5.5 é a escolha da forma de manipulação da taxa de produção e a estratégia para possibilitar a estabilização do tempo de residência do reator.

Em CS8 a taxa de produção é modificada através do nível do reator. Esta estrutura possibilita que o aumento do volume de gás, sob pressão e composições controladas, incremente a taxa de reação. Alternativamente efeito similar foi possibilitado via modificação da temperatura do reator. Esta estratégia para variação de carga da unidade exerce uma

compensação sobre o efeito de um tempo de residência variável. Na estrutura CS9 a alteração da taxa de produção da unidade se dá através da manipulação da corrente de reciclo. Em CS11 a manipulação da carga se faz via vazão de líquido do vaso separador. A proposta apresentada em CS10 é a única na qual a vazão de alimentação de reagente é empregada na manipulação da taxa de produção. Com exceção à estrutura CS10, todas as alternativas apresentadas utilizam uma corrente interna do processo ou uma variável indireta para modificação da taxa de produção. Esta escolha é distinta de muitas das estruturas propostas na literatura. Neste aspecto as heurísticas propostas neste trabalho apresentam uma certa aproximação com o procedimento hierárquico apresentado por LUYBEN et al. (1998), no qual sugere-se o controle de uma corrente interna do sistema de reciclo além de ser *encorajado* pelos autores que identifique-se, muitas vezes, variáveis indiretas para garantir o controle da taxa de produção.

Apesar de ser evidenciado na Tabela 5.5 que as estruturas CS8 e CS9 possuem controle sobre o inventário do reator, cabe lembrar que este inventário não é constante sob variações da taxa de produção, permitindo a estabilização do tempo de residência do reator. Em CS8 o inventário é alterado para promover a modificação da carga e, em CS9, o *set-point* do controlador de nível de líquido do reator é continuamente atualizado em função de variações na taxa de produção. Este aspecto é, sem dúvida, bastante distinto das demais estruturas propostas na literatura, as quais introduzem o controle do nível do reator, mantendo-o constante.

Outro aspecto relevante nas estruturas propostas neste trabalho consiste na utilização das razões entre correntes do processo, através de uma configuração de controle *feedforward*. As vantagens desta heurística têm sido discutidas e demonstradas nos capítulos 3 e 4 e validada aqui através da estrutura CS9a, que demonstrou bom desempenho mesmo sem a implementação de controladores de composição. Este resultado é semelhante ao obtido por RICKER (1996), que também propôs o emprego de razões, quando mostra que a planta Tennessee Eastman mantém a operabilidade do processo sob uma situação de falha dos controladores. Na estrutura CS7 de RICKER (1996) são introduzidas razões para todas as correntes do processo, possibilitando o controle antecipado também dos inventários do vaso separador e da coluna. A taxa de produção é manipulada alterando o *set-point* da vazão de produto, diferentemente das estruturas aqui propostas que empregam correntes ou variáveis alternativas. Entretanto a maior diferença entre a estrutura CS7 e as alternativas CS8, CS9 e CS11 fundamenta-se no inventário variável que é capaz de antecipar o controle do balanço material quando a carga da planta é modificada.

Nas estruturas discutidas na seção 5.3 a corrente de suprimento de vapor para o coluna é utilizada para controlar a temperatura da coluna ou, em algumas propostas, mantida constante, por exemplo, como válvula aberta. Os autores que sugerem a não manipulação desta corrente fundamentam a escolha em função de apresentar pequeno efeito sobre a composição dos produtos G e H. Nas estruturas aqui propostas, esta corrente é mantida sob controle através de uma razão constante com a corrente líquida que alimenta a coluna. Esta alternativa foi adotada em razão da demonstração do capítulo 3 que evidencia ser esta estratégia bastante apropriada para o controle de unidades de separação. Escolha análoga para a coluna da planta Tennessee Eastman justifica-se desde que a dinâmica de processo envolvida

---

no controle de temperaturas de colunas é semelhante à dinâmica associada ao controle de composições. Entretanto poderia ser implementado um controlador de temperatura para esta coluna, em cascata com a razão  $y_{19}/y_{14}$ , introduzida em todas as estruturas de controle propostas. Esta proposição permite estabelecer uma inferência às composições em caso de ocorrência de falha nos analisadores.

Em resumo, os resultados aqui apresentados mostram que o emprego das bases heurísticas propostas neste trabalho podem ser aplicadas para o projeto de estruturas de controle para a planta Tennessee Eastman. Esta conclusão não tem a pretensão de caracterizar as estruturas aqui apresentadas como sendo as melhores escolhas em comparação com as demais proposições encontradas na literatura, mas demonstram que o conjunto de heurísticas apresentado neste trabalho é capaz de constituir uma base genérica válida para utilização em projetos de estruturas de controle associadas a desempenhos satisfatórios.

## Capítulo 6

### Conclusão

Nos capítulos 4 a 5 foram empregadas heurísticas na formulação de estruturas de controle comprometidas com a estabilidade do balanço material global da planta. Os resultados obtidos para uma planta hipotética no capítulo 4 e para a planta Tennessee Eastman no capítulo 5 validam a efetividade de tais estruturas para a garantia do controle de composições da unidade. A demonstração destes resultados foi obtida através de simulações de resposta da planta quando submetida a distúrbios, principalmente sob alteração na taxa de produção da unidade.

A baixa variabilidade do tempo de residência do reator apresenta papel relevante para o controle do balanço material. Existe uma estreita correlação entre o tempo de residência do reator e as composições e, além disso, normalmente é de fácil medição, pois depende simplesmente das medidas de vazão e inventário. O controle do tempo de residência consiste em uma estratégia-chave utilizada no conjunto de heurísticas sugerido nessa dissertação.

Para que o controle parcial de composições, obtido no reator com a estabilidade do tempo de residência, possa propagar-se através das correntes do processo, a integridade do balanço material global deve ser garantida através de uma relação constante entre as vazões das correntes da planta. Em consequência disso, a introdução destas razões fixas entre vazões, via uma estratégia *feedforward*, é também uma regra essencial que compõe o conjunto de heurísticas para o controle global de composições da unidade.

A combinação destas duas heurísticas, controle do tempo de residência do reator e razões entre correntes, em concordância com o trabalho apresentado por WU et al. (2002), permite a formulação de uma estrutura de controle de base, capaz de rápida rejeição aos distúrbios sobre a taxa de produção. A resposta estacionária proporcionada por esta estrutura pode produzir *off-set*, porém este resultado não confere necessariamente prejuízo ao desempenho do sistema, desde que o controle direto sobre composições, associado a um horizonte de tempo longo, pode ser implementado através de uma configuração em cascata

---

com esta estrutura de base, permitindo uma combinação entre as estratégias de controle *feedforward* e *feedback*.

O controle de composições na planta mostrou ser mais efetivo quando são manipuladas as correntes de entrada ao processo. Fazendo um paralelo ao raciocínio intuitivo, parece razoável que o inventário individual de um determinado componente seja ajustado através de sua vazão de alimentação, também individual, como se o sistema fosse capaz de *observar* rapidamente o efeito sobre a sua concentração através de sua dosagem ao processo. Este fato é consequência de que normalmente as correntes efluentes tem um efeito não individual, mas sobre um conjunto de componentes, acabando por incrementar as interações do sistema.

Em consequência do emprego das correntes de alimentação serem destinadas ao controle de composições, a taxa de produção precisa ser controlada através de correntes de saída das operações unitárias ou através de variáveis determinantes como o inventário do reator, temperatura e pressão. Uma aparente desvantagem desta estratégia é a de que, como usualmente as correntes de saída das operações são utilizadas para o controle de inventários, a taxa de produção acaba sendo ajustada indiretamente, via uma corrente interna do sistema de reciclo ou outra variável de efeito significativo sobre o balanço material. Entretanto o resultado obtido na estrutura de controle CS11 do capítulo 5 evidencia que a manipulação da taxa de produção através de uma corrente interna do processo é capaz de produzir uma resposta rápida e uniforme sobre esta variável.

É evidente que dificuldades tais que se oponham à implementação completa do procedimento heurístico podem existir. São alguns exemplos as restrições operacionais a variações de inventário e limitações estruturais, inerentes à concepção de projeto da planta, ou ainda problemas de confiabilidade da instrumentação. Entretanto, a versatilidade do método demonstra ser possível obter resultados satisfatórios, ainda que a utilização das heurísticas seja parcial. Outra possibilidade, diante de tais problemas, consiste no emprego de heurística *substituta* ou de *compensação*, como, por exemplo, considerando que o produto  $k(T)V_R$  encontra-se presente nas equações de taxa de reação, a impossibilidade de variação do inventário do reator pode ser compensada através da flexibilidade sobre a temperatura.

O conjunto de heurísticas empregado neste trabalho pode ser estruturado em dois níveis hierárquicos. No primeiro nível tem-se a estrutura de base, com o compromisso de rejeitar rapidamente distúrbios sobre a taxa de produção. Esta estrutura de base compreende a estrutura regulatória, para estabilização da planta, e a estrutura *feedforward*, para controle do tempo de residência do reator e as razões entre correntes. No segundo nível tem-se o controle supervisor, apresentando a função de ajustar o balanço de componentes, garantindo a operação em torno de seus *set-points*. A seguir apresenta-se detalhadamente este procedimento heurístico.

### ***Estrutura de Base***

- Implementar uma estratégia para controle do tempo de residência do reator, podendo ser através da introdução de um controlador *feedforward* para garantir a relação inventário/vazão, manipulando o inventário durante variações de taxa de produção ou permitindo a sua flutuação ao longo da operação.
- Selecionar a variável que controlará a taxa de produção. Preferencialmente sugere-se escolher uma vazão interna do processo ou uma variável associada direta ou indiretamente ao inventário do reator.
- Estabelecer o controle regulatório de inventário (não necessariamente aplicável o inventário do reator) empregando preferencialmente as correntes efluentes de cada vaso como variável manipulada.
- Introduzir razões fixas entre as correntes do processo. Na unidade de separação sugere-se relacionar as vazões de refluxo e introdução de vapor à sua vazão de alimentação. Para as demais correntes as razões podem ser estabelecidas relacionando-as à vazão empregada para o controle da taxa de produção ou ainda relacionado-as a uma corrente interna ao sistema de reciclo.

### ***Estrutura para Controle Supervisório***

- Implementar controladores de composição em cascata com as razões já introduzidas na estrutura de base. Sugere-se preferencialmente utilizar como malha interna da cascata as razões associadas às vazões de alimentação de reagentes.
- Quando exige-se um controle rigoroso sobre impurezas na unidade de separação, a malha em cascata pode ser implementada sobre a razão *vapor-alimentação* da unidade de separação.

O procedimento heurístico detalhado acima pode ser condensado em uma forma genérica, na qual a estrutura de controle é dividida em duas camadas, conectadas através de uma configuração em cascata. A camada supervisória, de estratégia *feedback*, é implementada em cascata com a camada-base, de estratégia *feedforward*, a qual possui o compromisso de garantir uma variabilidade mínima aos *fatores-chave* de projeto do processo. Para os casos estudados, foram destacados os *fatores-chave do processo*, tempo de residência do reator e a proporcionalidade entre as correntes que compõe o balanço material.

Alguns desdobramentos relevantes podem ser considerados a partir do emprego deste procedimento heurístico:

- Em plantas onde a variabilidade sobre composições é menor ou o tempo de residência do processo é muito elevado, a implementação única da estrutura de base pode ser suficiente para o controle sobre o balanço material, evitando-se o

---

custo de instalação de analisadores *on-line* e incertezas associadas aos seus problemas de manutenção.

- A estrutura de base pode ser implementada em combinação com um controlador multivariável, em um segundo nível hierárquico, supervisor. Se ocorrerem falhas de operação do controlador, a estrutura de base garante a continuidade operacional.
- Podem ser adotadas observações durante o projeto de processos e equipamentos, tais que permitam a utilização do procedimento heurístico completo, viabilizando uma operação facilitada.
- Quando a vazão que compõe o denominador de uma razão entre correntes apresentar um ruído elevado de medição, é importante selecionar outra variável para estabelecer esta razão. Alternativamente podem ser implementados filtros para amortecimento do efeito.
- Quando características de qualidade de produto ou restrições associadas à estabilidade da planta são fortemente afetadas por uma rápida modificação das correntes de processo, as razões fixas entre as correntes podem introduzir problemas operacionais. Nestes casos sugere-se que as modificações sobre a taxa de produção sejam realizadas via elevação ou redução em *rampa*, suavizando o efeito.
- Normalmente, em colunas de destilação, a vazão de vapor de refluxo não é a variável medida, mas sim a vazão de suprimento de vapor. A introdução de uma razão entre esta variável e a vazão de alimentação da coluna pode não ser eficiente quando existem muitas incertezas de medição na corrente de vapor. Neste caso é útil a introdução de uma configuração tal como a sugerida no capítulo 3, na qual a vazão de vapor é empregada como variável manipulada de uma malha *feedback*, tendo a razão *vazão de refluxo-vazão de alimentação da coluna* como variável controlada. Estratégias deste tipo tem sido implementadas com sucesso em casos práticos.

O conjunto de heurísticas apresentado nesta dissertação foi fundamentado a partir de modelos simplificados para processos hipotéticos (reatores isotérmicos, separação sob volatilidade relativa constante, etc.) e validado em uma planta complexa (Tennessee Eastman).

Muitos processos reais podem apresentar restrições à implementação destas heurísticas. O próprio exemplo empregado da Tennessee Eastman já demonstra isto, por exemplo, quando verifica-se a limitação de algumas estruturas de controle sobre a flexibilidade de variação sobre a taxa de produção. Estruturas de controle nas quais a variação sobre o inventário do reator é muito elevada oferecem uma menor flexibilidade operacional.

A heurística que estabelece a manutenção do tempo de residência do reator constante pressupõe que seja possível modificar indefinidamente o nível do seu inventário. Os limites de projeto do equipamento oferecem restrições à introdução desta estratégia. Sistemas reacionais que impedem a utilização do nível de líquido no ajuste do tempo de residência também oferecem dificuldades à utilização desta heurística. São exemplos os reatores em fase gasosa, ou então os projetos construtivos nos quais um leito catalítico precisa permanecer inundado por uma mistura líquida. Diante destas características, podem ser implementadas alternativas como métodos de inferência do inventário, modificações de projeto ou ainda a utilização parcial do procedimento heurístico para projeto da estrutura de controle.

Os modelos empregados nesta dissertação para análise das heurísticas foram desenvolvidos em meio isotérmico. Foram ignorados os distúrbios sobre o balanço energético do sistema e suas interações com o balanço material. Portanto, a estrutura de base, que torna possível manter a composição constante sob variações da taxa de produção, pode apresentar desvios sobre o desempenho esperado. A sensibilidade da temperatura de reação em relação às vazões de alimentação, por exemplo, pode distorcer este comportamento. No caso Tennessee Eastman, foi possível verificar aspectos como este através de *off-sets* de composição. No entanto, o mesmo estudo mostrou ser possível obter um bom desempenho com a utilização do procedimento heurístico para a proposição das estruturas de controle.

Verifica-se, portanto, que os desvios entre desempenho esperado e desempenho real serão tanto mais visíveis quanto mais rápida for a dinâmica associada à composição dos componentes. Processos que apresentam elevada integração energética podem compreender situações em que o desempenho obtido com a introdução da estrutura de base seja diferente daquele alcançado em um sistema isotérmico. Por outro lado, a aplicação dos conceitos heurísticos propostos oferecem um desacoplamento entre as vazões (variáveis manipuladas), permitindo uma melhor operabilidade para o controlador *feedback* implementado.

Face às diversas situações, distintas de exemplos hipotéticos, que podem introduzir limitações de desempenho sobre os projetos implementados, entende-se que poderiam ser realizados trabalhos futuros, compreendendo a análise destas heurísticas em sistemas de maior complexidade. Algumas idéias sugeridas para estas análises consistem em:

- Analisar o emprego das heurísticas para uma unidade de separação termicamente integrada. A integração térmica reduz os graus de liberdade para compor as razões *feedforward* sugeridas. Assim poderia ser avaliada a utilização de correntes de *bypass* em trocadores de calor e o emprego destas na implementação das razões.
- Investigar a região de aplicabilidade das heurísticas propostas em colunas de destilação de misturas multicomponente, não-ideais, utilizando indicadores de operabilidade. Em sistemas nos quais os efeitos térmicos sobre o balanço material não são desprezíveis, por exemplo, poderiam ser implementados controladores *feedback* para temperaturas ao longo da coluna, em cascata com a estrutura de base.

- Avaliar alternativas para controle do tempo médio de residência do reator quando este envolve sistemas não-ideais. Como exemplo, reações em fase gás, em reatores tubulares, não permitem o controle de nível empregado nos exemplos aqui discutidos. Nestes casos, algumas alternativas poderiam envolver a relação entre a pressão do reator e seu inventário. Também poderiam ser considerados projetos de reatores com reciclo, introduzindo uma corrente adicional como grau de liberdade para a formulação da estrutura de base *feedforward*.
- Estudo da utilização de heurísticas análogas para o controle de reatores não-isotérmicos, desenvolvendo uma proposição *feedforward* também para o sistema de gerenciamento energético. Esta análise é particularmente importante em sistemas FEHE, *feed-effluent heat exchange*, nos quais pode ocorrer a instabilização da planta.
- A aplicação das heurísticas aqui apresentadas em processos envolvendo maior integração mássica e energética, avaliando a contribuição à operabilidade da planta.

Finalmente pode-se concluir que a introdução destas heurísticas para o projeto de estruturas de controle permite a obtenção de soluções adequadas ao controle do balanço material global da unidade, evitando a necessidade de uma modelagem complexa ou apreciável esforço computacional.

# Apêndice A1

## Método para Projeto de Controlador

Este apêndice apresenta um método, utilizado ao longo do texto deste trabalho, para projeto de controladores SISO (*Single Input Single Output*).

Consideremos a função de desempenho desejado,  $T_d$ , especificada na forma dada pela equação (A1.1)

$$T_d = \frac{1 - \varepsilon_\infty}{\left(\frac{s}{\omega_n}\right)^2 + 2\zeta \frac{s}{\omega_n} + 1} \quad (\text{A1.1})$$

A expressão (A1.1) é a forma sugerida por TRIERWEILER (1997) para representar a função complementar à sensibilidade  $S$  de um sistema em malha fechada. Na equação (A1.1),  $\varepsilon_\infty$  é o *off-set* permitido para a resposta do sistema e  $\omega_n$  e  $\zeta$  são parâmetros dependentes de especificações de projeto, tais como o tempo de resposta após degrau,  $t_r$ , e máximo *overshoot*,  $M_p$ , expresso em % sobre a resposta estacionária.

Para controladores PI o *off-set* é nulo. Quanto aos parâmetros  $t_r$  e  $M_p$ , são utilizados critérios apresentados por TRIERWEILER (1997), de acordo com as expressões (A1.2) e (A1.3).

$$\zeta \geq 0,6 \left(1 - \frac{M_p}{100}\right) \quad (\text{A1.2})$$

$$\omega_n \geq \frac{1,8}{t_r} \quad (\text{A1.3})$$

---

Em malha *feedback*, a relação entre o controlador  $K_d$  e o desempenho desejado é dada por (A1.4).

$$K_d = \frac{1}{G} \frac{T_d}{1 - T_d} \quad (\text{A1.4})$$

Em (A1.4),  $G$  é a função de transferência do modelo da planta. Desta expressão obtém-se também uma função de transferência para  $K_d$  que, para fins práticos, deve ser expressa através de uma função estável, de fase mínima, e preferencialmente de baixa ordem. Utilizando o comando `fitsys(arg_1,arg_2)` do software MATLAB v. 5.3, pode-se ajustar numericamente uma função de transferência no domínio da frequência para  $K_d$ , obtendo-se o controlador projetado  $K_{design}$ . Neste comando o argumento *arg\_1* é o modelo, no domínio da frequência, de  $K_d$ , obtido de (A1.4), e *arg\_2* é a ordem do controlador. Assim obtém-se o projeto de controlador, sendo que, para controladores PI, o valor de *arg\_2* é sempre 2.

Este procedimento foi empregado para o projeto de controladores PI aplicáveis a sistemas de baixa ordem utilizados nos exemplos dessa dissertação. Para casos mais complexos, envolvendo funções de transferência de ordem mais elevada, esta abordagem simplificada não é recomendável, sendo mais adequado o *Projeto de Controladores por Aproximação da Resposta no Domínio da Frequência*, apresentado por TRIERWEILER (1997).

## Apêndice A2

# Representação Estrutural de Sistemas Lineares em Diagramas de Blocos

A representação de sistemas lineares em diagramas de blocos é útil para a sua avaliação estrutural, permitindo verificar qualitativamente as relações entre sinais de entrada, estados e respostas. A análise desta estrutura dispensa a completa linearização do sistema, sendo útil a construção de diagramas de blocos a partir de uma simples inspeção das equações diferenciais que representam o sistema.

Da representação do sistema em espaço de estados, pode-se extrair, para a variável de estado  $x_k$ , a expressão dada por (A2.1).

$$\frac{dx_k}{dt} = f_k(x_1, \dots, x_k, u_1, \dots, u_j) \quad (\text{A2.1})$$

Em (A2.1) os valores de  $u_j$  são variáveis manipuladas. A forma linearizada da expressão (A2.1) é dada pela relação apresentada em (A2.2).

$$\frac{d\Delta x_k}{dt} = \left( \frac{\partial f_k}{\partial x_1} \right) \Delta x_1 + \dots + \left( \frac{\partial f_k}{\partial x_k} \right) \Delta x_k + \left( \frac{\partial f_k}{\partial u_1} \right) \Delta u_1 + \dots + \left( \frac{\partial f_k}{\partial u_j} \right) \Delta u_j \quad (\text{A2.2})$$

Aplicando a transformada de Laplace sobre (A2.2) e rearranjando para explicitar as variáveis de resposta no domínio de  $s$ ,  $y_k(s)$ , tem-se a equação (A2.3).

$$\Delta y_k(s) = \left[ s - \left( \frac{\partial f_k}{\partial x_k} \right) \right]^{-1} \left[ \sum_{\substack{i=1 \\ i \neq k}}^{N_k-1} \left( \frac{\partial f_k}{\partial x_i} \right) \Delta y_i(s) + \sum_{i=1}^{N_j} \left( \frac{\partial f_k}{\partial u_i} \right) \Delta u_i(s) \right] \quad (\text{A2.3})$$

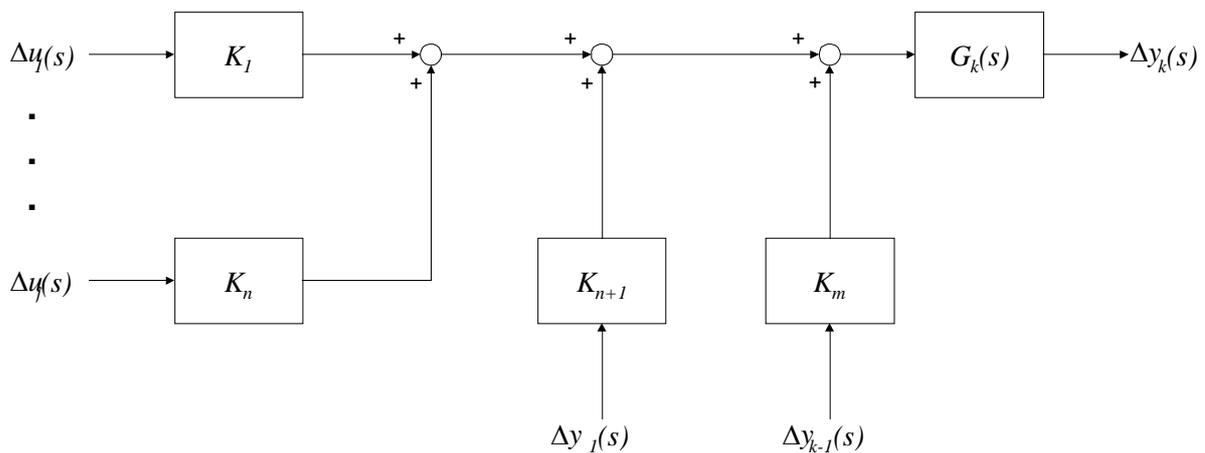
A forma dada por (A2.3) pode ser rescrita, resultando em (A2.4).

$$\Delta y_k(s) = K_1 G_k(s) \Delta u_1(s) + \dots + K_n G_k(s) \Delta u_j(s) + K_{n+1} G_k(s) \Delta y_1(s) + \dots + K_m G_k(s) \Delta y_{k-1}(s) \quad (\text{A2.4})$$

Na equação (A2.4) os parâmetros  $K_i$  são constantes derivadas da matriz jacobiana e  $G_k(s)$  é a função de transferência dada por (A2.5).

$$G_k(s) = \frac{1}{s - \left( \frac{\partial f_k}{\partial x_k} \right)} \quad (\text{A2.5})$$

A expressão obtida em (A2.4) permite a construção de diagramas de acordo com a Figura A2.1.



**Figura A2.1:** Diagrama de blocos para a resposta  $\Delta y_k(s)$ .

Como exemplo, consideremos as expressões dadas por (A2.6) e (A2.7).

$$\frac{dx_1}{dt} = f_1(x_1, x_2, u_1, u_2) \quad (\text{A2.6})$$

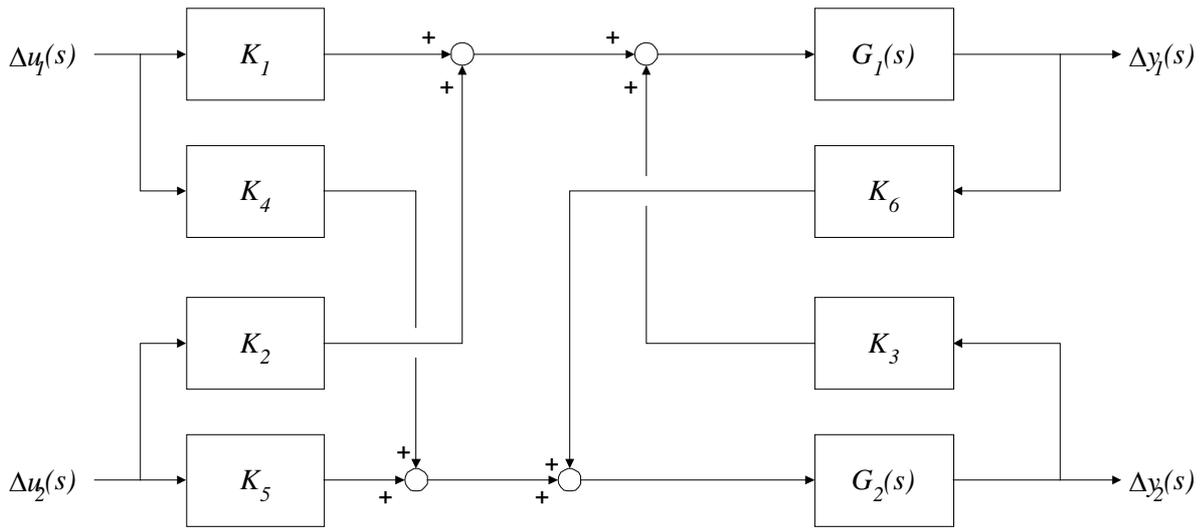
$$\frac{dx_2}{dt} = f_2(x_1, x_2, u_1, u_2) \quad (\text{A2.7})$$

Aplicando a forma dada em (A2.4) sobre as equações (A2.6) e (A2.7), obtemos as expressões dadas por (A2.8) e (A2.9).

$$\Delta y_1(s) = K_1 G_1(s) \Delta u_1(s) + K_2 G_1(s) \Delta u_2(s) + K_3 G_1(s) \Delta y_2(s) \quad (A2.8)$$

$$\Delta y_2(s) = K_4 G_2(s) \Delta u_1(s) + K_5 G_2(s) \Delta u_2(s) + K_6 G_2(s) \Delta y_1(s) \quad (A2.9)$$

A Figura A2.2 mostra o diagrama de blocos construído a partir do sistema representado por (A2.8) e (A2.9).



**Figura A2.2:** Diagrama de blocos do sistema completo.

Para análise dos sinais dos fluxos do diagrama de blocos, os parâmetros  $K_i$  podem ser calculados numericamente ou analiticamente pelas expressões de (A2.10) a (A2.15).

$$K_1 = \frac{\partial f_1}{\partial u_1} \quad (A2.10)$$

$$K_2 = \frac{\partial f_1}{\partial u_2} \quad (A2.11)$$

$$K_3 = \frac{\partial f_1}{\partial x_2} \quad (A2.12)$$

$$K_4 = \frac{\partial f_2}{\partial u_1} \quad (A2.13)$$

$$K_5 = \frac{\partial f_2}{\partial u_2} \quad (\text{A2.14})$$

$$K_6 = \frac{\partial f_2}{\partial x_1} \quad (\text{A2.15})$$

## Apêndice A3

# Controladores Empregados no Estudo de Caso Tennessee Eastman

Este apêndice apresenta os parâmetros dos controladores *feedback* implementados para o controle da planta Tennessee Eastman, no capítulo 5. Estes controladores foram implementados em cada estrutura de controle apresentada a fim de gerar os resultados de simulação de processo.

Foram utilizados dois tipos de controladores: proporcional (P) e proporcional-integral (PI). Para o controlador P, o único parâmetro a definir é a constante  $K_C$  e, para o controlador PI, emprega-se a forma  $K_C (1+1/\tau_I s)$ , cujos parâmetros a definir são  $K_C$  e  $\tau_I$ . Estes parâmetros foram definidos por tentativas, sem obedecer uma sistemática específica. Este procedimento foi incorporado com a finalidade de validar a robustez das estruturas de controle propostas diante de uma realidade prática operacional.

As Tabelas A3.1 a A3.4 que seguem apresentam os parâmetros dos controladores *feedback* das estruturas de controle propostas no capítulo 5, CS8, CS9, CS10 e CS11, respectivamente. Cada conjunto de parâmetros encontra-se associado a sua variável diretamente controlada. A simbologia de cada variável controlada obedece a descrição apresentada no capítulo 5.

**Tabela A3.1:** Parâmetros dos controladores *feedback* implementados na estrutura de controle CS8, apresentada no capítulo 5.

Variável Controlada	$K_C$	$\tau_I$
$y_1$	2000	
$y_2$	2,95	
$y_3$	2,04	
$y_4$	1136	
$y_{14}$	2	
$y_{19}$	7,909	
$y_8$	-2	
$y_9$	-10	0,333
$y_{13}$	-5	0,5
$y_{12}$	-2	
$y_{15}$	-1,5	
$y_{23}$	0,05	0,5
$y_{26}$	10	0,125
$y_{25}$	0,02	0,4
$y_{27}/y_{26}$	1,2	0,3

**Tabela A3.2:** Parâmetros dos controladores *feedback* implementados na estrutura de controle CS9, apresentada no capítulo 5.

Variável Controlada	$K_C$	$\tau_I$
$y_1$	2000	
$y_2$	2,95	
$y_3$	2,04	
$y_4$	1136	
$y_5$	-2	
$y_{14}$	2	
$y_{19}$	7,909	
$y_8$	-2	
$y_9$	-10	0,333
$y_{13}$	-5	0,05
$y_{12}$	-2	
$y_{15}$	-3	
$y_{23}$	0,05	0,5
$y_{26}$	10	0,125
$y_{25}$	0,02	0,4
$y_{27}/y_{26}$	1,2	0,3

**Tabela A3.3:** Parâmetros dos controladores *feedback* implementados na estrutura de controle CS10, apresentada no capítulo 5.

Variável Controlada	$K_C$	$\tau_I$
$y_1$	2000	
$y_2$	2,95	
$y_3$	2,04	
$y_4$	1136	
$y_{14}$	2	
$y_{19}$	7,909	
$y_8$	-2	
$y_9$	-10	0,333
$y_{13}$	-5	0,5
$y_{12}$	-2	
$y_{15}$	-1,5	
$y_{23}$	0,02	0,333
$y_{26}$	5	0,1
$y_{27}/y_{26}$	1,2	0,3

**Tabela A3.4:** Parâmetros dos controladores *feedback* implementados na estrutura de controle CS11, apresentada no capítulo 5.

Variável Controlada	$K_C$	$\tau_I$
$y_1$	2000	
$y_2$	2,95	
$y_3$	2,04	
$y_4$	1136	
$y_{14}$	2	
$y_{19}$	7,909	
$y_9$	-10	0,333
$y_{13}$	-20	
$y_{12}$	-2	
$y_{15}$	-1,5	
$y_{23}$	0,05	0,5
$y_{26}$	10	0,125
$y_{25}$	0,02	0,4
$y_{27}/y_{26}$	1,2	0,3

# Referências

- BANERJEE, A.; ARKUN, Y. **Control Configuration Design Applied to the Tennessee Eastman Plant-Wide Control Problem.** Computers & Chemical Engineering, v. 19, p. 453-480, 1995.
- DOUGLAS, J. M. **Conceptual Design of Chemical Processes.** McGraw-Hill, 1988.
- DOWNS, J. J.; VOGEL, E. F. **A Plant-Wide Industrial Process Control Problem.** Computers & Chemical Engineering, v. 17, p. 245-255, 1993.
- FARINA, L. A. **RPN Toolbox: Uma Ferramenta para o Desenvolvimento de Estruturas de Controle.** Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2000.
- FARINA, L. A.; TRIERWEILER, J. O.; SECCHI, A. R. **A Systematic Comparison of Control Structures Proposed to Tennessee Eastman Benchmark Problem.** Preprints of ADCHEM, p. 629-634, 2000.
- GOVATSMARK, M. S.; SKOGESTAD, S. **Selection for Controlled Variables and Robust Setpoints.** IFAC, 2002.
- HANGOS, K. M.; TUZA, ZS. **Optimal Control Structure Selection for Process Systems.** Computers & Chemical Engineering, v. 25, p. 1521-1536, 2001.
- KOOKOS, I. K.; PERKINS, J. D. **An Algorithmic Method for the Selection of Multivariable Process Control Structures.** Journal of Process Control, v. 12, p. 85-99, 2002.
- KUMAR, A.; DAOUTIDIS, P. **Nonlinear Dynamics and Control of Process Systems with Recycle.** Journal of Process Control, v. 12, p. 475-484, 2002.
- LEE, B.; KIM, Y.; SHIN, D. **A Study on Evaluation of Structural Controllability in Chemical Processes.** Computers & Chemical Engineering, v. 25, p. 85-95, 2001.
- LUYBEN, W. L.; TYRÉUS, B. D.; LUYBEN, M. L. **Plantwide Process Control.** McGraw-Hill, 1998.
- LUYBEN, W. L. **Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers.** 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw-Hill, 1990.
- LYMAN, P. R.; GEORGAKIS, C. **Plant-Wide Control of the Tennessee Eastman Problem.** Computers & Chemical Engineering, v. 19, p. 321-331, 1995.
- NG, C. S.; STEPHANOPOULOS, G. **Synthesis of Control Systems for Chemical Plants.** Computers & Chemical Engineering, v. 20, p. 999-1004, 1996.
- RICKER, N. L. **Decentralized Control of the Tennessee Eastman Challenge Process.** Journal of Process Control, v. 6, p. 205-221, 1996.

- RICKER, N. L. **Tennessee Eastman Challenge Archive**. Disponível em: <http://depts.washington.edu/control/LARRY/TE/download.html> Acesso em 2004.
- RUSSEL, B. M.; HENRIKSEN, J. P.; JORGENSEN, S. B.; GANI, R. **Integration of Design and Control through Model Analysis**. Computers & Chemical Engineering, v. 26, p. 213-225, 2002.
- SKOGESTAD, S. **Plantwide Control: The Search for the Self-Optimizing Control Structure**. Journal of Process Control, v. 10, p. 457-507, 2000.
- SKOGESTAD, S.; POSTLETHWAITE, I. **Multivariable Feedback Control – Analysis and Design**. John Wiley & Sons, 1996.
- STEPHANOPOULOS, G.; NG, C. S. **Perspectives on the Synthesis of Plant-Wide Control Structures**. Journal of Process Control, v. 10, p. 97-111, 2000.
- TRIERWEILER, J. O. **A Systematic Approach to Control Structure Design**. Ph.D. Thesis, Universität Dortmund, 1997.
- TRIERWEILER, J. O.; ENGELL, S. **The Robust Performance Number: A New Tool for Control Structure Design**. Computers & Chemical Engineering, v. 21, p. 409-414, 1997.
- WAL, M. van de; JAGER, B. de. **A Review of Methods for Input/Output Selection**. Automatica, v. 37, p. 487-510, 2001.
- WU, K. L.; YU, C. C. **Operability for Process with Recycles: Interaction between Design and Operation with Application to the Tennessee Eastman Challenge Process**. Ind. Eng. Chem. Res., v. 36, p. 2239-2251, 1997.
- WU, K. L.; YU, C. C.; LUYBEN, W. L.; SKOGESTAD, S. **Reactor/Separator Process with Recycles-2. Design for Composition Control**. Computers & Chemical Engineering, v. 27, p. 401-421, 2002.