



COPPE/UFRJ

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE CONFIGURAÇÕES DE CONTROLE DUAL
EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO**

Franklin Barreto Rangel

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientadores: Enrique Luis Lima

José Carlos Costa da Silva Pinto

RIO DE JANEIRO

MAIO DE 2010

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE CONFIGURAÇÕES DE CONTROLE DUAL
EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Franklin Barreto Rangel

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA
(COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE
EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Examinada por:

Prof. Enrique Luis Lima, D.Sc.

Prof. José Carlos Costa da Silva Pinto, D.Sc.

Prof. Argimiro Resende Secchi, D.Sc.

Prof. Márcia Peixoto Vega Domiciano, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

MAIO DE 2010

Rangel, Franklin Barreto

Avaliação do Desempenho de Configurações de Controle Dual em Colunas de Destilação / Franklin Barreto Rangel. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2010.

XVIII, 133 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: Enrique Luis Lima

José Carlos Costa da Silva Pinto.

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Química, 2010.

Referencias Bibliográficas: p.85-89.

1. Controle. 2. Destilação. I. Lima, Enrique Luis *et al.*.
II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE,
Programa de Engenharia Química. III. Título.

*A Deus
e a minha família.*

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, quero agradecer a Deus, que me deu forças para alcançar mais esta vitória em minha vida.

A minha família, que me acompanha em todos os momentos, compartilhando das alegrias e me encorajando nos momentos mais difíceis.

Sou muito grato a Deus pelos grandes orientadores que tive durante este período. Enrique Luiz Lima e José Carlos Pinto que Deus os abençoe. Muito obrigado por todo o apoio e pela oportunidade de aprender através de suas palavras.

Aos grandes amigos do LMSCP que conquistei durante esta árdua caminhada.

Muito obrigado!

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE CONFIGURAÇÕES DE CONTROLE DUAL EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Franklin Barreto Rangel

Maio/2010

Orientadores: Enrique Luis Lima

José Carlos Costa da Silva Pinto

Programa: Engenharia Química

Motivado pela grande importância do projeto de estruturas de controle no cenário industrial esta dissertação busca realizar uma análise das principais ferramentas utilizadas nesta metodologia. Foram analisados o Arranjo de Ganhos Relativos, o Número de Condicionamento Mínimo e o Número de Desempenho Robusto, o qual está baseado na Teoria de Controle Robusto. Para o melhor entendimento da Teoria de Controle Robusto é apresentado um breve estudo a cerca desta teoria. Neste contexto, foram realizados projetos de controladores robustos para modelos simples da literatura, os quais revelaram as grandes dificuldades em se trabalhar com esta metodologia.

Para a realização das análises das ferramentas de projeto, foram propostos 4 estruturas de controle para uma coluna de destilação, utilizando o simulador dinâmico ASPEN. Testes realizados com as ferramentas de projeto em modelos lineares para a coluna de destilação foram comparados com os dados da simulação dinâmica para problemas servo e regulador. Os resultados obtidos não foram suficientes para uma decisão segura a respeito de qual estrutura de controle seria a melhor para controlar o processo, sendo indispensável a utilização da simulação dinâmica para o processo.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

PERFORMANCE EVALUATION OF DUAL CONTROL CONFIGURATION IN
DISTILLATION COLUMN

Franklin Barreto Rangel

May/2010

Advisors: Enrique Luis Lima

José Carlos Costa da Silva Pinto

Department: Chemical Engineering

Motivated by the importance of the controller structure designer in real industrial problems, the main objective of the present work is to evaluate the performances of tools normally used to analyze the controller designer task. The Relative Gain Array (RGA), the condition Number and the Robust Performance Number (RPN), which is based on the Robust Control Theory, were considered. In order to facilitate the understanding of the principles of the Theory of Robust Control, the main aspects of the theory were reviewed and robust controllers were designed with the help of simple models.

In order to carry out the evaluation of the controller design with the analyzed tools, four different control structures were proposed for a distillation column and implemented in ASPEN[®]. Tests were performed with simplified linear models and compared to simulation results obtained in servo and regulation problems, in accordance with the proposed design evaluation tools. The obtained results indicate that the analyzed design tools may lead to selection of different control structures, meaning the dynamic simulations are of paramount importance for the analysis of the controller design problem.

ÍNDICE

1.	INTRODUÇÃO	1
2.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	3
2.1.	Controle Dual em Colunas de Destilação	3
2.2.	Conclusões	9
3.	ÍNDICES DE AVALIAÇÃO	10
3.1.	Representação de sistemas de controle por realimentação negativa	10
3.2.	Matriz de Ganhos Relativos – RGA	12
3.3.	Número de Condicionamento	15
3.4.	Introdução à Teoria de Controle Robusto	18
3.4.1.	Representação das Incertezas	18
3.4.2.	Estabilidade Robusta	21
3.4.3.	Desempenho Robusto	22
3.4.4.	Análise e Projeto Robustos	25
3.5.	Projeto de Controladores Robustos	33
3.5.1.	Caso I – Coluna de Destilação Ideal	34
3.5.2.	Caso II – Reator de Van der Vusse	41
3.6.	Número de Desempenho Robusto	50
3.7.	Conclusões	52
4.	PROCESSO DE DESTILAÇÃO - COLUNA DEBUTANIZADORA	53
4.1.	Descrição do Processo	53
4.1.1.	Estruturas de controle	56
4.2.	Modelagem dinâmica de colunas de destilação	60
4.2.1.	Obtenção dos Modelos Lineares	62
4.3.	Conclusões	67
5.	ANÁLISE DAS ESTRUTURAS PROPOSTAS	69
5.1.	Arranjo de Ganhos Relativos	69
5.2.	Número de Condicionamento Mínimo	70
5.3.	Número de Desempenho Robusto	71
5.4.	Conclusões	73
6.	SIMULAÇÃO	74

6.1	O Problema de Controle _____	74
6.2	Resultados das Simulações para o Problema Regulador _____	75
6.3	Resultados das Simulações para o Problema Servo _____	77
6.4	Comparação de Resultados _____	78
6.5	Conclusões _____	80
7.	CONCLUSÕES _____	81
7.1	Sugestões de Trabalhos Futuros _____	84
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS _____	85
	ANEXO I _____	90
	ANEXO II _____	94
	ANEXO III _____	110
	ANEXO IV _____	122
	ANEXO V _____	124
	ANEXO VI _____	130

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2. 1 – Esquema simples de uma coluna de destilação típica.....	4
Figura 3. 1 – Diagrama de bloco de controle feedback.....	11
Figura 3. 2 – (a) Malha (u_2, y_2) aberta; (b) Malha (u_2, y_2) fechada.....	12
Figura 3. 3 – Planta G admitindo incertezas multiplicativas na entrada.....	20
Figura 3. 4 – Diagrama de Nyquist para modelo nominal, mostrando a incerteza em um ponto.....	21
Figura 3. 5 – Planta G admitindo incertezas multiplicativas na entrada e o peso para definir o desempenho robusto desejado.....	23
Figura 3. 6 – Diagrama de Nyquist considerando desempenho nominal.....	24
Figura 3. 7 – Configuração de controle geral.....	26
Figura 3. 8 – Exemplo de transformação da configuração clássica.....	27
Figura 3. 9 – Estruturas $N-\Delta$ (a) e $M-\Delta$ (b).....	30
Figura 3. 10 – (a) Simulação do sistema 3.55 em malha fechada. (b) Análise de NP, RS e RP.....	36
Figura 3. 11 – Simulação para erros de modelagens.....	38
Figura 3. 12 – (a) Sistema em malha fechada com controladores μ e PI.....	40
Figura 3. 13 – Simulação para erros de modelagens com controlador PI.....	41
Figura 3. 14 – Reator de Van der Vusse.....	42
Figura 3. 15 – Simulação do sistema de Van de Vusse em malha fechada.....	44
Figura 3. 16 – Análise de NP, RS e RP.....	45
Figura 3. 17 – Sistema em malha fechada com controladores μ e PI.....	46
Figura 3. 18 – (a) e (b) Comportamento das variáveis manipuladas para os dois controladores.....	47
Figura 3. 19– Simulação para erros de modelagens.....	48
Figura 3. 20 – Simulação para erros de modelagens.....	49
Figura 4. 2 – Estrutura de controle L/D-V/B.....	58
Figura 4. 3 – Estrutura de controle DV.....	58
Figura 4. 4 – Estrutura de controle LVCascata.....	59
Figura 4. 5 – Perfil de temperatura na coluna.....	60

Figura 5. 1 – RGA para cada estrutura proposta.	70
Figura 5. 2 – Condicionamento Mínimo para cada estrutura proposta.	71
Figura I. 1 – Respostas do topo às perturbações negativas no topo (u_1) e no fundo (u_2) em malha aberta.....	90
Figura I. 2 – Respostas do fundo às perturbações negativas no topo (u_1) e no fundo (u_2) em malha aberta.....	91
Figura I. 3 – Respostas do topo às perturbações positivas no topo (u_1) e no fundo (u_2) em malha aberta.....	92
Figura I. 4 – Respostas do fundo às perturbações positivas no topo (u_1) e no fundo (u_2) em malha aberta.....	93
Figura II. 1 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_1(D)$ para a estrutura DV.	94
Figura II. 2 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_2(V)$ para a estrutura DV.	95
Figura II. 3 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_1(D)$ para a estrutura DV.	96
Figura II. 4 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_2(V)$ para a estrutura DV.	97
Figura II. 5 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_1(L/D)$ para a estrutura L/D_V/B.....	98
Figura II. 6 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_2(V/B)$ para a estrutura L/D_V/B.....	99
Figura II. 7 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_1(L/D)$ para a estrutura L/D_V/B.....	100
Figura II. 8 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_2(V/B)$ para a estrutura L/D_V/B.....	101
Figura II. 9 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_1(L)$ para a estrutura LV.....	102
Figura II. 10 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_2(V)$ para a estrutura LV.....	103

Figura II. 11 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_1(L)$ para a estrutura LV.....	104
Figura II. 12 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_2(V)$ para a estrutura LV.....	105
Figura II. 13 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_1(\textit{setpoint de L})$ para a estrutura LVCascata.....	106
Figura II. 14 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_2(\textit{setpoint de T})$ para a estrutura LVCascata.....	107
Figura II. 15 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_1(\textit{setpoint de L})$ para a estrutura LVCascata.....	108
Figura II. 16 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_2(\textit{setpoint de T})$ para a estrutura LVCascata.....	109
Figura III. 1 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LVCascata em malha aberta.	110
Figura III. 2 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LVCascata em malha aberta.	111
Figura III. 3 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LVCascata em malha aberta.	112
Figura III. 4 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LV em malha aberta.....	113
Figura III. 5 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LV em malha aberta.....	114
Figura III. 6 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LV em malha aberta.....	115
Figura III. 7 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura DV em malha aberta.	116
Figura III. 8 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura DV em malha aberta.	117
Figura III. 9 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura DV em malha aberta.	118
Figura III. 10 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura L/D_V/B em malha aberta.	119
Figura III. 11 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura L/D_V/B em malha aberta.	120
Figura III. 12 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura L/D_V/B em malha aberta.	121
Figura IV. 1 – RPN para as estruturas LVCascata e LV. Os pares ordenados indicam as coordenadas do valor máximo de RPN.	122

Figura IV. 2 – RPN para as estruturas DV e L/D_V/B. Os pares ordenados indicam as coordenadas do valor máximo de RPN.	123
Figura V. 1 – Resposta a distúrbios em F e T, sendo y_1 variável controlada do topo e u_1 manipulada do topo	124
Figura V. 2 – Resposta a distúrbios em F e T, sendo y_2 variável controlada do fundo e u_2 manipulada do fundo.....	125
Figura V. 3 – Resposta a distúrbios em F e Comp, sendo y_1 variável controlada do topo e u_1 manipulada do topo.	126
Figura V. 4 – Resposta a distúrbios em F e Comp, sendo y_2 variável controlada do fundo e u_2 manipulada do fundo.....	127
Figura V. 5 – Resposta a distúrbios em T e Comp, sendo y_1 variável controlada do topo e u_1 manipulada do topo.	128
Figura V. 6 – Resposta a distúrbios em F e Comp, sendo y_2 variável controlada do fundo e u_2 manipulada do fundo.....	129
Figura VI. 1 – Resposta à mudança de <i>setpoint</i> no topo. Variável controlada e manipulada do topo.	130
Figura VI. 2 – Resposta à mudança de <i>setpoint</i> no topo. Variável controlada e manipulada do fundo.	131
Figura VI. 3 – Resposta à mudança de <i>setpoint</i> no fundo. Variável controlada e manipulada do topo	132
Figura VI. 4 – Resposta à mudança de <i>setpoint</i> no fundo. Variável controlada e manipulada do fundo	133

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 4. 1 - Pseudo-componentes da fração pesada da alimentação	54
Tabela 4. 2 – Carga da coluna de estabilização de nafta.	55
Tabela 4. 3 – Especificações dos equipamentos.....	56
Tabela 4. 4 – Local de aplicação dos degraus nas diferentes estruturas de controle.....	63
Tabela 4. 5 – Valor estacionário das variáveis manipuladas.	63
Tabela 6. 1 – Distúrbios calculados para a direção de maior ganho do sistema.	75
Tabela 6. 2 - Parâmetros dos controladores PIDs.....	75
Tabela 6. 3 – <i>ISE</i> para as variáveis controladas do topo.	76
Tabela 6. 4 – <i>ISE</i> para as variáveis controladas do fundo y_2	76
Tabela 6. 5 – Mudança de <i>setpoint</i> no topo.....	78
Tabela 6. 6 – Mudança de <i>setpoint</i> no topo.....	78
Tabela 6. 7 – Classificação de resultados de índices de desempenho e simulação (<i>ISE</i>)	79

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolos Latinos

A	Limite inferior para a função de sensibilidade
B	Produto de Fundo
C_4^-	Componentes de baixa massa molecular (com 4 ou menos carbonos)
CB	Composição de ciclopentenol
$Comp$	Vazão molar de etano na entrada
D	Produto de topo
d	Vetor de distúrbios
D	Matriz de escalonamento de M
D_V/B	Estrutura de Controle em que D é a variável manipulada do topo e V/B a variável manipulada do fundo.
DB	Estrutura de controle em que D é a variável manipulada do topo e B a variável manipulada do fundo.
DV	Estrutura de Controle em que D é a variável manipulada do topo e V a variável manipulada do fundo.
f	Razão entre a vazão de entrada e o volume do meio reacional
F	Vazão molar da entrada
F_{in}	Vazão de entrada
F_{out}	Vazão de saída
G	Função de Transferência do Processo
G_c^*	Modelo IMC
G_d	Função de transferência da perturbação
GDV	Modelo identificado para a estrutura DV
GDV_d	Modelos de distúrbios identificados para a estrutura DV
GLD_VB	Modelo identificado para a estrutura $L/D_V/B$
GLD_VB_d	Modelo de distúrbios identificado para a estrutura $L/D_V/B$
$GLVCascata$	Modelo identificado para a estrutura LV
GLV	Modelo identificado para a estrutura LV
$GLVc_d$	Modelo de distúrbios identificados para a estrutura LV

GLV_d	Modelo de distúrbios identificados para a estrutura LV
H_∞	Norma Infinita $\ \cdot \ _\infty$
h_i	Função de transferência do atuador
IMC	Controle de Modelo Interno
K	Controlador
K_c	Ganho proporcional
k_m	Parâmetro que escalona a matriz de incertezas na expressão do valor singular estruturado
L	Refluxo de topo
L	Função de transferência da malha fechada
L/D_B	Estrutura de controle em que L/D é a variável manipulada do topo e B a variável manipulada do fundo.
L/D_V	Estrutura de controle em que L/D é a variável manipulada do topo e V a variável manipulada do fundo.
L/D_V/B	Estrutura de controle em que a razão L/D é a variável manipulada do topo e V/B a variável manipulada do fundo.
L_V/B	Estrutura de controle em que L é a variável manipulada do topo e V/B a variável manipulada do fundo.
LB	Estrutura de controle em que D é a variável manipulada do topo e B a variável manipulada do fundo.
LFT	Transformação Linear Fracionária
LQG	Controle Linear Quadrático Gaussiano
LV	Estrutura de controle em que L é a variável manipulada do topo e V a variável manipulada do fundo.
m	Saída do controlador
\overline{M}	Limite superior da função complementar de sensibilidade.
M	Matriz que leva em conta somente o termo N_{II} da Matriz N
$M-\Delta$	Estrutura $M-\Delta$
MPC	Controle Preditivo Multivariável
n	Sinal de ruído
N	Matriz resultante da aplicação da LFT entre o controlador e a matriz
	P
$N-\Delta$	Estrutura $N-\Delta$

NP	Desempenho Nominal
NS	Estabilidade Nominal
P	Modelo generalizado da planta
PID	Controlador Proporcional Integral e Derivativo
Q_k	Quantidade de calor fornecido à camisa
r	Sinal de mudança de <i>setpoint</i>
RGA	Matriz de Ganhos Relativos
RP	Desempenho robusto
RPN	Número de desempenho Robusto
RS	Estabilidade Robusta
S	Função de sensibilidade
SVD	Decomposição em valores singulares
T	Função complementar de sensibilidade
T	Temperatura do meio reacional
T_i	Ação integral
T_k	Temperatura do fluido da camisa
u	Saídas do controlador
u_j	Entrada manipulada j do processo
V	Refluxo de fundo
v	Entradas do controlador K , que envolvem comandos, medidas das saídas da planta, medidas de perturbações na estrutura generalizada P
V_R	Volume do meio reacional
w	Entradas externas, como comandos, perturbações e ruído estrutura generalizada P
w_I	Função peso de incertezas para o caso SISO
W_I	Função peso de incertezas para o caso MIMO
W_P	Função peso de desempenho para o caso MIMO
w_P	Função peso de desempenho para o caso SISO
x_B	Composição do fundo
y_D	Composição de topo
y_i	Variável controlada i
y_i^*	Variável desvio de y_i
z	Saídas externas para a estrutura generalizada P

Símbolos Gregos

Símbolos	Descrição
$\bar{\sigma}$	Maior Valor Singular
$\underline{\sigma}$	Menor Valor Singular
Δ	Matriz de incertezas multiplicativas
Δ_I	Matriz de incertezas multiplicativas na entrada
γ^*	Número condicional mínimo.
γ_d	Número de Condicionamento para Distúrbio
$\delta(s)$	Elementos da matriz de incertezas Δ
λ_{ij}	Elemento ij da matriz de RGA
μ	Valor singular estruturado
ρ	Raio espectral: Maior valor característico
ω	Frequência
ω_B^*	Largura de banda rad/s
Γ	Função gamma. Seu valor máximo representa o número RPN
Γ_{LR}	Função gamma com escalonamento constante.

1. INTRODUÇÃO

Dentro do contexto maior de projeto de estruturas de controle, este trabalho busca avaliar o potencial de algumas das ferramentas utilizadas em diferentes abordagens, neste caso específico focando o controle de colunas de destilação. Foram estudados o Arranjo de Ganhos Relativos (RGA), o Número de Condicionamento Mínimo e, dando-se ênfase especial, o Número de Desempenho Robusto (RPN), cujos fundamentos teóricos o colocam como uma ferramenta de análise importante. Como a base do RPN é a teoria de controle robusto, foi necessário um estudo aprofundado dessa teoria, tendo sido também um dos objetivos deste trabalho comparar o desempenho das estruturas de controle constituídas de controladores PID com o desempenho de controladores robustos projetados para o mesmo sistema. Desta forma foram projetados controladores robustos utilizando as abordagens H_∞ e μ e como consequência disso foram testados alguns pacotes computacionais disponíveis para análise e projeto desses controladores. Os testes foram realizados com modelos simples da literatura, em termos de funções de transferência, como o de uma coluna de destilação e o de um reator químico envolvendo reações série-paralelo. Estes trabalhos preliminares permitiram avaliar o grau de dificuldade envolvido e as deficiências dos pacotes testados.

A fim de analisar o desempenho de diferentes estruturas de controle foi focado o controle dual em colunas de destilação, trabalhando especificamente com a simulação rigorosa de uma coluna debutanizadora baseando-se em dados de processo reais, usando um simulador dinâmico comercial.

A metodologia aplicada no estudo consistiu das seguintes etapas:

- Construção da simulação dinâmica rigorosa da coluna de destilação.
- Obtenção de modelos lineares do processo a partir da simulação dinâmica.
- Análise das estruturas de controle, usando os índices RGA, número de condicionamento e RPN.
- Validação dos resultados das análises no controle da planta simulada.

Os resultados obtidos não permitem fazer um julgamento definitivo sobre os índices analisados, dentre outras coisas devido a ter se trabalhado em um único sistema.

Entretanto, ficou claro que algumas das técnicas estudadas (H_∞ , μ e RPN), apesar da sua sólida base teórica, ainda não representam uma solução prática para a análise e o projeto de controladores (robustos) na área dos processos químicos. Isto se deve principalmente ao fato de requererem conhecimentos muito elaborados da parte dos projetistas, o que fica evidente analisando-se os trabalhos publicados e a simplicidade dos sistemas considerados neles. Certamente as metodologias são promissoras, mas ainda há muito que fazer para transformá-las em ferramentas de uso comum na área do controle de processos no meio industrial.

No Capítulo 2 é apresentada uma revisão bibliográfica sobre configurações para controle dual de composição em colunas de destilação. No Capítulo 3 são introduzidas as ferramentas de análise e projeto utilizadas, incluindo uma introdução à teoria de controle robusto, necessária para o pleno entendimento do RPN. Neste capítulo também são realizados testes de projeto de controladores robustos para sistemas apresentados na literatura. No Capítulo 4 é descrita a planta utilizada neste estudo, sua modelagem rigorosa, as configurações de controle dual de composição estudadas e a identificação de modelos simplificados para fins de controle. No Capítulo 5 são mostrados e analisados os resultados do uso dos diferentes índices de avaliação nas diferentes configurações de controle. A verificação do comportamento do sistema para as diferentes estruturas frente a problemas de controle servo e regulador são apresentadas no Capítulo 6 para fins de comparação. Finalmente, no Capítulo 7 são apresentadas conclusões a que se chegou ao longo do estudo, sugerindo temas futuros que possam vir a complementar e melhorar este trabalho.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo será feita uma revisão bibliográfica sobre configurações de controle dual em colunas de destilação, focando especificamente no controle das composições. Desse modo, controles de nível e pressão são considerados consequência da escolha das configurações de controle de composição. Apesar de esta dissertação dar ênfase especial ao uso de índices de desempenho para avaliação dessas estruturas, a bibliografia sobre este tema não será especificamente revisada, sendo apresentada ao longo do Capítulo 3, onde são descritos os índices utilizados.

2.1. Controle Dual em Colunas de Destilação

As colunas de destilação têm recebido muita atenção com relação ao estudo de alternativas de controle que permitam sua operação eficiente. Dificuldades de controle inerentes, devidas ao comportamento dinâmico complexo, presença de não linearidades e acoplamento entre suas variáveis, fizeram com que estes sistemas apresentassem grande interesse para a comunidade de controle de processos, tanto no meio industrial como no acadêmico, há mais de 60 anos. As primeiras referências remontam ao início da década de 1940, como pode ser verificado no levantamento bibliográfico apresentado por RADEMAKER *et al.* (1975). Uma interessante perspectiva histórica do controle de colunas de destilação foi apresentada por BUCKLEY (1992), um dos pioneiros no tema, já atuante na década de 1940.

A Figura 2.1 apresenta um esquema simplificado de uma coluna de destilação, mostrando as principais variáveis envolvidas.

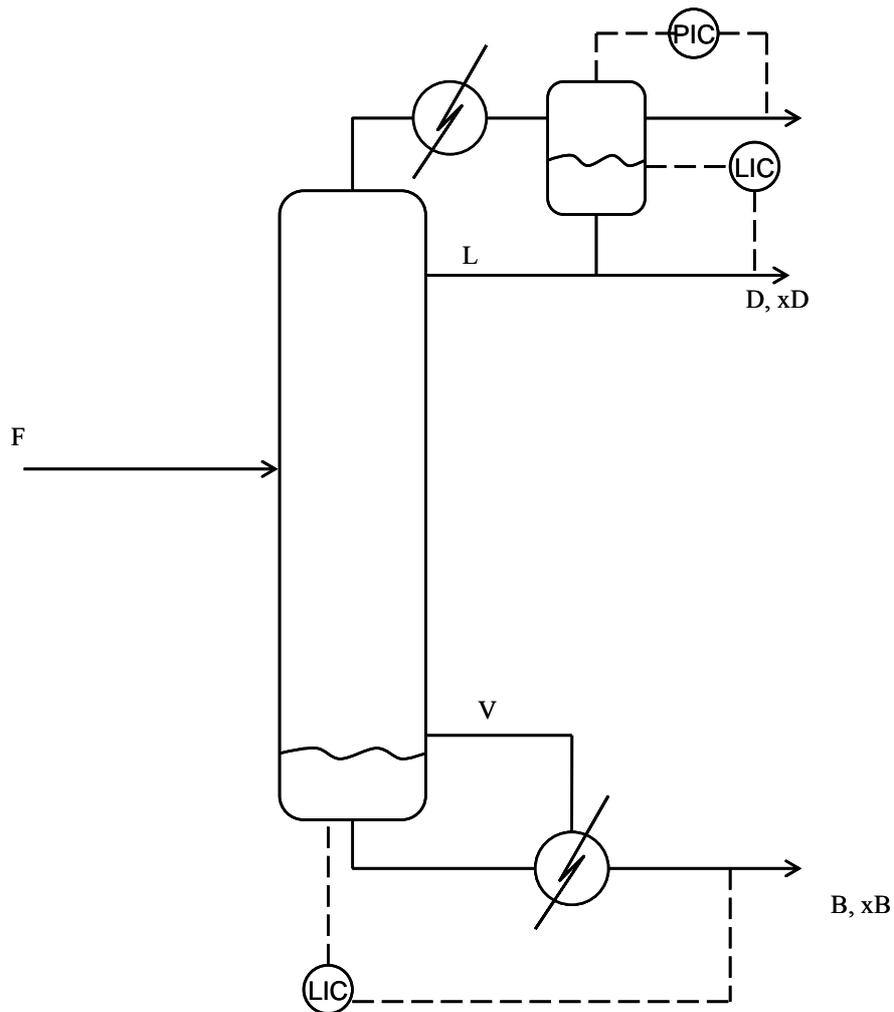


Figura 2. 1 – Esquema simples de uma coluna de destilação típica

O controle dual de composição visa satisfazer as especificações dos produtos de topo (x_D) e fundo (x_B). Segundo dados industriais, o controle dual resulta em uma economia de energia na faixa de 10% a 30%.

O número de possíveis variáveis manipuladas para o controle dual, considerando variáveis individuais e suas combinações, leva à potencial existência de uma quantidade infinita de alternativas de configuração para controle. Considerando apenas as variáveis individuais (L , V , D e B) e suas razões, eliminando algumas alternativas fisicamente inviáveis, resultam 47 configurações possíveis (SKOGESTAD & MORARI, 1987a). Desta forma, fica clara a existência de diversas alternativas de configurações de controle para colunas de destilação com controle dual, sendo muito extensa a literatura que discute as propriedades de cada uma delas. A leitura desta vasta literatura mostra

algumas inconsistências entre as opiniões de diferentes autores, mas estas não fazem mais do que comprovar o sentimento de que cada coluna de destilação representa um problema de controle único, não existindo métodos gerais de projeto e análise, fora o recurso atual da simulação rigorosa.

Até meados da década de 1980 predominavam os estudos de caso em controle de colunas de destilação (HILL, 1948; ROSEMBROCK, 1962; RIJNSDORP, 1965; SHISNKEY, 1967; NISENFELD, 1969; McCUNE & GALLIER, 1973; WOOD e BERRY, 1973; RADEMAKER *et al.*, 1975; RYSKAMP, 1980; SHINSKEY, 1984; BUCKLEY *et al.*, 1985), começando a crescer nessa época as abordagens com maior base teórica (TRIERWEILER, 1991). O grande número de trabalhos publicados nesta direção certamente tem colaborado muito para um melhor entendimento do problema, mas infelizmente não foram suficientes para sua solução. E o motivo é bastante claro: existe uma grande quantidade de informações para a escolha de uma configuração de controle, no caso das colunas de destilação, que muitas vezes divergem entre si. Um dos mais significativos é o fato de cada coluna se comportar de forma completamente particular; isto é, não há duas colunas de destilação iguais.

Para um estudo baseado em simulação, RIGGS (1998) reduz o número de configurações a apenas 9, considerando as variáveis L , D , L/D para controle da composição de topo e V , B e V/B para controle da composição de fundo. Neste estudo o autor analisou o comportamento das diferentes configurações para o caso de três colunas de destilação com características distintas em termos de comportamento dinâmico e vazões envolvidas. Ele chegou à conclusão acima colocada, da inexistência de métodos gerais para a determinação de configurações de controle em colunas de destilação, reforçando a importância da simulação dinâmica.

É importante notar a evolução nos últimos 30 anos da teoria de controle de colunas de destilação, ao receber um forte impulso na década de 1980 com o desenvolvimento de ferramentas baseadas na teoria de controle robusto no domínio da frequência. Um dos pioneiros deste tipo de abordagem foi o professor Manfred Morari, co-autor do livro *Robust Process Control* (MORARI & ZAFIRIOU, 1989). Desta forma, incertezas e comportamento dinâmico foram incorporadas à análise e ao projeto de sistemas de controle, com importante base teórica. Especialmente ao longo das décadas de 1980 e 1990 a academia dedicou grande esforço a este tipo de abordagem.

O que se observa na investigação da literatura correspondente é a introdução de um excelente ferramental de análise e projeto, baseado em modelos simples, mas com

limitada utilidade prática. A complexidade da abordagem mostrou desde o início a necessidade de simplificações e aproximações que permitissem, pelo menos, sua divulgação e uso parcial no meio industrial (SKOGESTAD & MORARI, 1987a).

Após mais de duas décadas de trabalho no tema, nas quais se estabeleceu como um dos maiores especialistas no assunto, Sigurd Skogestad, publicou um trabalho (SKOGESTAD, 2006) onde descreve uma abordagem mais prática de projeto de configurações de controle, fortemente baseada na experiência do usuário, com alguns conceitos teóricos e muita simulação (hoje a palavra chave). Em certos aspectos este trabalho parece um retorno parcial ao caminho da análise e projeto transitado pelos pioneiros já na década de 1940 (BUCKLEY, 1992).

Considerando respostas imediatas das vazões, controle perfeito de nível, vazões molares constantes e ausência de distúrbios na estrada, SKOGESTAD & MORARI (1987a) concluem que qualquer par das variáveis manipuladas L, V, D e B têm o mesmo efeito. Mudar L e V, por exemplo, é equivalente a mudar V e D ou V e B. Isto é, pode-se esperar conseguir praticamente o mesmo desempenho de controle escolhendo qualquer configuração. Entretanto, há várias razões que determinam que a escolha da configuração de controle possa ser importante, dentre elas: a existência de *incerteza* no modelo utilizado (diferença entre planta e modelo); a diferença entre *rejeitar distúrbios* e *acompanhar mudanças de setpoint*; a consideração pelo modelo de determinadas *características dinâmicas* do sistema; a presença de *restrições* nas variáveis. Levar ou não levar em conta estes aspectos pode gerar conclusões conflitantes. Os autores chegam à conclusão que o RGA (ver definição no Capítulo 3) é uma boa ferramenta para tratar o tema da presença de incertezas nas variáveis de entrada (atuadores), observando que valores grandes dos elementos do RGA devem ser evitados. Como resultados das análises realizadas a configuração L/D_V/B foi a que se mostrou mais eficiente para o conjunto das vazões consideradas.

A configuração LV foi estudada por SKOGESTAD & LUNDSTRÖM (1990) utilizando o valor singular estruturado, μ (ver definição no Capítulo 3), como índice de desempenho robusto. O estudo foi realizado sobre 5 colunas de destilação de complexidades diferentes. Dentre as conclusões apresentadas é importante mencionar que os autores afirmam que a configuração LV pode apresentar bom desempenho em controle dual se os tempos de medida (das composições) são pequenos, tipicamente menores do que 1 ou 2 min. Além disso, os autores mostram que problemas de interação

normalmente atribuídos à configuração LV podem ser praticamente eliminados com uma boa sintonia de duas malhas de controle PID.

Como extensão do trabalho de SKOGESTAD & MORARI (1987a), SKOGESTAD *et al.* (1990) reforçam a constatação de que as decisões relativas ao controle de colunas de destilação devem estar baseadas no seu comportamento dinâmico. As informações obtidas da resposta inicial, associadas a altas frequências, desempenham papel importante nessas decisões. Analisando 4 configurações para controle dual – LV, DV, L/D_V/B, DB – concluíram que a melhor configuração seria a L/D_V/B. Também observaram que não haveria uma correspondência exata entre os valores de μ e os valores RGA, visto que, para as estruturas DB e L/D_V/B, os valores de μ apresentaram pequenas diferenças indicando que a estrutura DB teria um desempenho inferior, o que, no entanto, não pôde ser observado através das análises de RGA. É importante destacar que em seu trabalho os autores não avaliaram se estas pequenas diferenças de desempenho indicadas no valor de μ são significativas para o desempenho real da planta. Nestas análises foi considerado não haver distúrbios, que refeedor e condensador têm baixas retenções e que a composição é inferida via temperatura (medida rápida).

O uso do RGA e do número condicionamento como medidas de robustez foi estudado por SKOGESTAD & HAVRE (1996), exemplificando seus resultados no controle de colunas de destilação. O desempenho do controle foi medido em termos da função sensibilidade da saída (efeito da perturbação sobre a variável controlada), sendo consideradas incertezas tanto de entrada (atuadores) como de saída (sensores). As conclusões foram tiradas para comportamento em torno da frequência de corte do sistema. Dentre as principais conclusões, considerando pequenos os valores ≤ 2 e grandes os valores ≥ 10 , os autores observaram que quando o RGA da planta contém elementos grandes, os controladores baseados na inversa do modelo (MPC, LQG, IMC, etc.) não são robustos para incertezas diagonais na entrada. Como este tipo de incerteza é inevitável, esses controladores não devem ser utilizados quando a planta apresenta elementos grandes no seu RGA.

ENAGANDULA & RIGGS (2005) criticaram recomendações reportadas na literatura para escolha da melhor configuração de controle baseadas em ferramentas de estado estacionário (SKOGESTAD e MORARI, 1987a; SHINSKEY, 1984). Eles citaram vários autores que mostraram de forma conclusiva que essas recomendações não se correlacionam bem com o desempenho de controle. Como alternativa propõem

uma metodologia para escolha de configurações de controle em colunas de destilação que usa dados de distúrbios que atuam sobre o processo e aplicam técnicas de processamento de sinais para extrair informações de resposta de frequência. Esta informação é combinada com o diagrama de Bode da malha fechada do processo para prever a variabilidade do produto da coluna em malha fechada. O diagrama de Bode da malha fechada é obtido usando um modelo fenomenológico linear do processo. A metodologia é avaliada em duas colunas simuladas, sendo testadas 9 configurações de controle dual: LB, LV, L_V/B, DB, DV, D_V/B, L/D_B, L/D_V, L/D_L/B. Esta última configuração mostrou o melhor desempenho, mas é importante notar que os autores citam contradições com resultados anteriores do mesmo grupo, obtidos usando outras abordagens.

Recentemente SKOGESTAD (2006) discutiu o controle de colunas de destilação dentro do esquema geral de controle global de planta (*plantwide control*). Concluiu que a configuração LV se mostra apropriada para a maior parte dos casos, incluindo aqueles que envolvem vazões de refluxo grandes, sempre que se use uma malha rápida de temperatura, que fornece controle indireto de nível.

CANABARRO *et al.* (2009) empregaram ferramentas estacionárias de análise, tais como RGA e SVD (*Singular Value Decomposition*), com a finalidade de caracterizar o desempenho de diferentes configurações de controle dual para uma coluna debutanizadora. As configurações foram propostas por engenheiros de uma empresa, baseados na sua própria experiência. Neste trabalho os autores fizeram uso do simulador dinâmico gPROMS verificando o desempenho de cada configuração analisada. Os resultados mostraram que as informações dos índices estacionários utilizados para análise não ratificaram os desempenhos obtidos por meio da simulação dinâmica. Para os autores as informações fornecidas pelos índices não são suficientes para uma tomada de decisão à respeito da melhor configuração de controle e os esforços despendidos para obter uma simulação rigorosa não devem ser dispensados. É importante destacar que neste trabalho os índices utilizados foram estacionários e os distúrbios introduzidos na simulação para verificação de desempenho não foram orientados segundo a sensibilidade do sistema.

2.2 Conclusões

Neste capítulo foi apresentada uma revisão bibliográfica sucinta sobre o problema da escolha de configurações para o controle dual de composição em colunas de destilação. O tema vem sendo discutido há mais de 60 anos, principalmente em termos de estudo de caso, sendo que a partir da década de 1980 houve um crescimento das abordagens analíticas. O que se pode concluir desta revisão é que a evolução é significativa, mas que o problema ainda não está totalmente resolvido e, talvez, nunca o venha a estar. Neste sentido, é interessante observar que um mesmo grupo de pesquisa ENAGANDULA & RIGGS (2005), ao longo do tempo, tem obtido diferentes “melhores” configurações para um mesmo processo usando diferentes abordagens. O motivo principal que leva a tantas divergências está associado à complexidade das colunas de destilação e ao fato de que cada uma delas apresenta características próprias; isto é, não há duas colunas iguais. A simulação dinâmica, recomendada há mais de 40 anos (McCUNE & GALLIER, 1973) desponta como importante ferramenta de análise, especialmente devido a cada vez maior disponibilidade de programas confiáveis e eficientes.

3. ÍNDICES DE AVALIAÇÃO

Os processos químicos têm se tornado cada vez mais complexos devido à presença de ciclos, integrações energéticas e várias operações unitárias interagindo entre si (XU & BAO, 2009). Segundo LAUSCH *et al* (1998) tais integrações resultam na redução de perdas de material e melhoramento da qualidade dos produtos. Desta forma, ao considerar a planta de um processo, o engenheiro se depara com um grande número de variáveis que podem ser controladas e manipuladas, ou seja, diversas estruturas de controle podem ser propostas para uma mesma planta. A avaliação do possível desempenho que cada estrutura poderá vir a ter na prática é uma tarefa desafiante, sendo que diversas ferramentas têm sido propostas para ajudar nessa tarefa, dentre elas vários índices de desempenho. Para analisar nesta dissertação foram escolhidos os índices considerados mais promissores: Arranjo de Ganhos Relativos (RGA), Número de Condicionamento Mínimo (γ^*), Número de Condicionamento ao Distúrbio (γ_d) e Número de Desempenho Robusto (RPN). Neste capítulo, serão introduzidos os principais conceitos que permitam o correto entendimento desses índices.

3.1. Representação de sistemas de controle por realimentação negativa

Considere o sistema em malha fechada representado pelo diagrama de blocos da Figura 3.1, sujeito a sinais de ruído n e de distúrbios d , sendo G a função de transferência do processo, K a função de transferência do controlador, G_d a função de transferência da perturbação e r o valor desejado para a saída y .

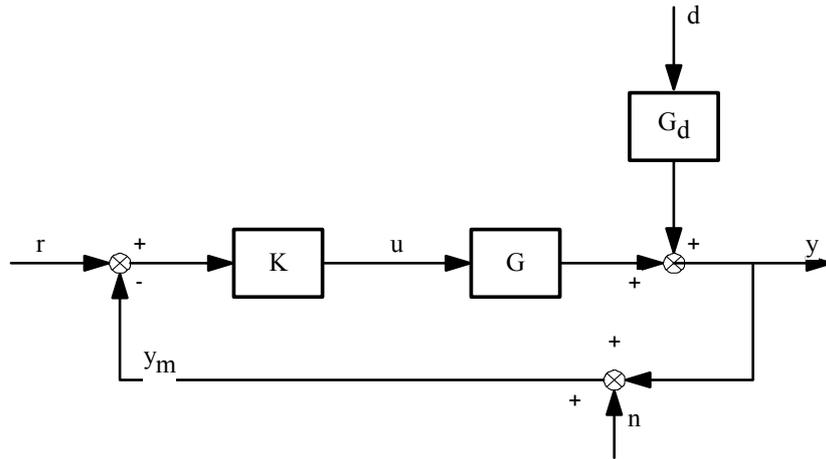


Figura 3. 1 – Diagrama de bloco de controle feedback

O objetivo do controle por realimentação negativa (*feedback*) é eliminar o erro e dado pela diferença entre a saída e o valor desejado, manipulando-se a entrada u . Desta forma, o sistema em malha fechada pode ser descrito da seguinte forma:

$$y = G(s)u + G_d(s)d \quad (3.1)$$

Substituindo $u = K(s)(r - y - n)$ na Equação 3.1 e operando tem-se

$$y = (I + GK)^{-1}GKr + (I + GK)^{-1}G_d d - (I + GK)^{-1}GKn \quad (3.2)$$

Seja a seguinte notação:

$L = GK$ Função de transferência da malha aberta.

$S = (I + GK)^{-1}$ em que I é matriz identidade. Função de sensibilidade que relaciona a perturbação do sistema com a saída y .

$T = (I + GK)^{-1}GK$ Função complementar de sensibilidade que relaciona o sinal do valor desejado com a saída y .

Usando esta notação, a Equação 3.2 pode ser reescrita como:

$$y = Tr + SG_d d - Tn \quad (3.3)$$

É importante destacar que a seguinte identidade pode ser obtida:

$$S + T = I \quad (3.4)$$

3.2. Matriz de Ganhos Relativos – RGA

Um dos grandes problemas do controle de sistemas multivariáveis é o efeito que uma malha de controle tem sobre as outras, de forma que a ação de um controlador não afeta somente a variável que lhe cabe controlar, mas também as outras variáveis controladas por outros controladores. A Matriz de Ganhos Relativos RGA (*Relative Gain Array*) foi proposta por BRISTOL (1966) com o objetivo de quantificar este acoplamento entre as variáveis. Muitas vezes, a matriz RGA é considerada um índice (quando na realidade o são seus elementos), pelo que costuma ser citada como “o RGA”.

Seja apenas como ilustração, um sistema multivariável descrito pela matriz de funções de transferência $G(s)$, de ordem 2×2 , como o mostrado na Figura 3.2a. O RGA consiste em uma matriz em que seus termos são razões entre o ganho estático de cada par entrada-saída quando o outro par se encontra em malha aberta e o ganho estático do mesmo par quando o outro se encontra em malha fechada. A Figura 3.2b exemplifica o caso do par (u_1, y_1) .

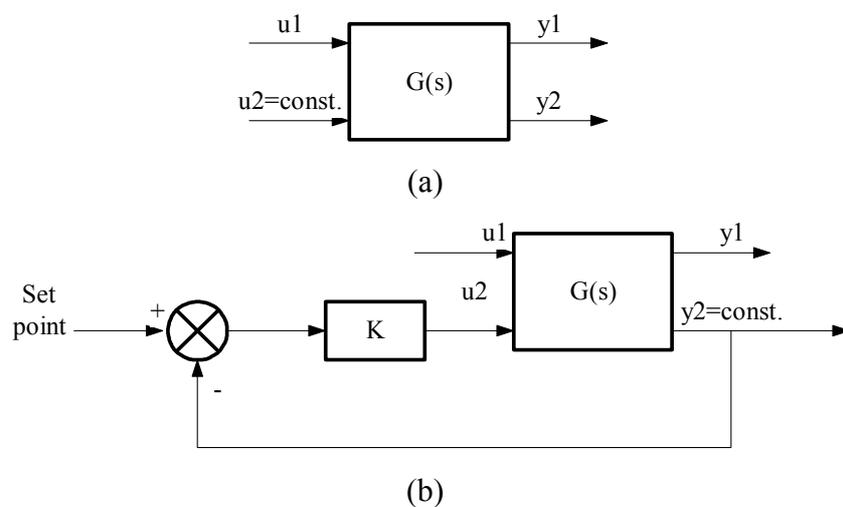


Figura 3. 2 – (a) Malha (u_2, y_2) aberta; (b) Malha (u_2, y_2) fechada

Para o caso de sistemas quadrados (aqueles que apresentam o mesmo número de variáveis de entrada e de saída) de qualquer dimensão, pode-se obter a matriz RGA a partir da matriz de ganhos estáticos $G(0)$ segundo:

$$RGA(G) = G(0) \times (G(0)^{-1})^T \quad (3.5)$$

o operador \times é o produto de Schur (multiplicação elemento por elemento)

Para sistemas 2x2 com matriz de funções de transferência $G(s)$ em que seus elementos são representados por g_{ij} , a matriz de ganhos relativos é dada por

$$RGA(G(0)) = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} \end{bmatrix} \quad (3.6)$$

$$\lambda_{ij} = (-1)^{i+j} \frac{g_{ij} \det(G(0)^{ij})}{\det(G(0))}, \text{ sendo } G(0)^{ij} \text{ a matriz } G(0) \text{ sem a linha } i \text{ e coluna } j.$$

Uma das várias propriedades do RGA é que a soma dos elementos de qualquer linha ou qualquer coluna é sempre igual à unidade, portanto no caso 2x2:

$$RGA(G(0)) = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & 1 - \lambda_{11} \\ 1 - \lambda_{11} & \lambda_{11} \end{bmatrix} \quad (3.7)$$

As análises de interação entre as malhas de controle de um sistema usando informações do RGA são realizadas a partir da magnitude dos valores de λ_{ij} conforme apresentado abaixo:

- $\lambda_{ij}=0$ significa que a variável de entrada j não atua sobre a saída i . Neste caso, para sistemas 2x2, a melhor escolha para o controle da variável de saída seria a outra variável de entrada (não a variável de entrada j).
- $\lambda_{ij}=1$ significa que o sistema é desacoplado, isto é, somente a entrada j atua sobre a saída i , o que possibilita que o sistema multivariável seja tratado como um

sistema de múltiplas malhas individuais monovariáveis (SISO; *single input – single output*), resultando no chamado controle descentralizado.

- $0 < \lambda_{ij} < 1$ significa que há interações entre as malhas de controle.
- $\lambda_{ij} < 0$ significa a impossibilidade de controlar o sistema, pois ao fechar outra malha de controle muda o ganho do par ij inviabilizando a operação do controlador da variável de saída i
- $\lambda_{ij} > 1$ significa que há interação, mas também que há menos opções de pareamento (nenhuma no caso 2×2), pois outros λ terão valores negativos, para que a soma resulte 1.

O RGA foi introduzido como uma ferramenta estacionária para medir o grau de interação entre as malhas dos sistemas. Isto é, o RGA é calculado na frequência zero. Entretanto, para fins de controle, é muito mais importante avaliar o desempenho do sistema na região próxima da frequência de corte (*crossover*) na resposta de frequência (SKOGESTAD & POSTLETHWAITE, 1996). Desta forma, o RGA deve ser obtido para uma faixa de frequência usando as matrizes de resposta de frequência conforme,

$$RGA(i\omega) = G(i\omega) \times (G(i\omega)^{-1})^T \quad (3.8)$$

Além das informações mencionadas anteriormente, o RGA fornece outras informações a respeito do controle do sistema. Altos valores de RGA na região de frequência de *crossover* indicam sensibilidade do sistema de controle a incertezas do modelo e, portanto, correspondem a situações difíceis de controlar (GROSDIDIER et al., 1985).

Para controle descentralizado a orientação de SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996) é optar por pares de variáveis entrada-saída que forneçam um valor de RGA próximo de 1 na região de frequência de *crossover*. Além disso, estes autores mostraram que quando ocorrem mudanças de sinal no valor de RGA ao longo da frequência, isto é, de $s=0$ até $s=\infty$, o sistema apresenta um zero no semi-plano direito do plano complexo. Também mostraram uma forma de realizar o cálculo do RGA para plantas não quadradas e, neste caso, quando a soma dos valores dos elementos de uma das colunas do RGA for menor que a unidade significa que a entrada correspondente deve ser desconsiderada para medidas. Da mesma forma, quando a soma dos elementos

de uma das linhas do RGA for menor que a unidade significa que a correspondente saída não pode ser controlada.

É importante ressaltar que o RGA não sofre influência do sistema de unidades utilizado, não sendo necessário escalonar o modelo para se obter uma análise adequada.

3.3. Número de Condicionamento

A direcionalidade de um sistema indica a sensibilidade das variáveis de saída (vetor) a mudanças nas variáveis de entrada (vetor). Em geral, as diferentes combinações de variáveis de entrada (direções do vetor no espaço das variáveis) influenciam de forma diferente as combinações de variáveis de saída. Haverá uma determinada combinação de variáveis de entrada que terá um efeito máximo em uma determinada combinação de variáveis de saída, a direção de máxima sensibilidade, como também determinadas combinações de variáveis de entrada e saída que resultam na direção de menor sensibilidade. Entre esses dois extremos se encontram todas as outras combinações possíveis. Claramente, o fato dos sistemas multivariáveis apresentarem sensibilidades diferentes entre variáveis de entrada e saída (o que não existe em sistemas monovariáveis) determina diferentes níveis de dificuldade para seu controle. Da mesma forma que o RGA, a direcionalidade é função da faixa de frequência em que opera o sistema.

A sensibilidade de um sistema multivariável nas diferentes direções é caracterizada pelos valores singulares (σ) da sua matriz de funções de transferência, que variam entre um valor máximo e um valor mínimo. Como os valores singulares medem sensibilidade, muitas vezes são chamados de ganhos do sistema. Uma forma de caracterizar o grau de dificuldade que a existência de direções de sensibilidade diferente pode trazer para o controle de um sistema é por meio de seu Número de Condicionamento. Este é definido como o quociente entre o maior ($\bar{\sigma}$) e o menor ($\underline{\sigma}$) valores singulares da matriz de funções de transferência do sistema, que no domínio da frequência é dado por

$$\gamma(G(i\omega)) = \frac{\overline{\sigma}(G(i\omega))}{\underline{\sigma}(G(i\omega))} \quad (3.9)$$

Um sistema será dito bem condicionado se apresentar valores singulares (ganhos) de magnitudes próximas para as diferentes direções, resultando em um valor baixo (próximo de 1) para o número de condicionamento. Esta qualidade de condicionamento, em termos práticos, está associada à maior ou menor facilidade do sistema ser controlado. Os sistemas que apresentam ganhos bem diferentes para diferentes direções são chamados de mal condicionados e fornecem altos valores de número de condicionamento. Os sistemas bem condicionados são insensíveis a incertezas na entrada.

Diferente do que ocorre com o RGA, o número de condicionamento γ sofre influência do sistema de unidades utilizado para medir as variáveis de entrada e saída. Portanto, é mais adequado fazer uso do índice escalonando a matriz do processo de tal forma a se obter um número de condicionamento mínimo γ^* . Este escalonamento é realizado multiplicando-se matrizes diagonais à direita (R) e à esquerda (L) da matriz do processo (G), que são determinadas na solução do seguinte problema de otimização,

$$\gamma^*(G) = \min_{L,R} \gamma(LG(i\omega)R) \quad (3.10)$$

Como relatado anteriormente, sistemas bem condicionados têm um valor de $\gamma^*(G(i\omega))$ pequeno. Contudo, altos valores de $\gamma^*(G(i\omega))$ podem ser devido a pequenos valores de $\underline{\sigma}(G(i\omega))$ ou a altos valores de $\overline{\sigma}(G(i\omega))$, o que segundo SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996) não implicaria obrigatoriamente em um problema. Neste caso, a menos que o sistema esteja muito bem instrumentado, o problema estará associado à redução de graus de liberdade para controle, que gera a necessidade de se definir o que poderá realmente ser controlado.

Para sistemas 2x2 (GROSDIDIER *et al.*, 1985) mostraram que o número de condicionamento mínimo é dado por

$$\gamma^*(G(j\omega)) = \|RGA\|_1 + \sqrt{\|RGA\|_1^2 - 1} \quad (3.11)$$

sendo que para sistemas 2x2 a norma do RGA pode ser escrito da seguinte forma

$$\|RGA\|_1 = \|RGA\|_\infty = |\lambda_{11}| + |1 - \lambda_{11}| \quad (3.12)$$

Desta forma, a Equação 3.11 pode ser reescrita da seguinte forma

$$\gamma^*(G(j\omega)) + \frac{1}{\gamma^*(G(j\omega))} = 2\|RGA\|_1 = 2\|RGA\|_\infty \quad (3.13)$$

Buscando caracterizar o efeito da direção de um distúrbio sobre o desempenho do sistema controlado SKOGESTAD e MORARI (1987a) propuseram o Número de Condicionamento para Distúrbio. Este número representa a magnitude da variável manipulada necessária para rejeitar um determinado distúrbio, d , relativa à magnitude necessária para rejeitar um distúrbio da mesma magnitude, mas que entra na, chamada, melhor direção de distúrbio.

A Melhor Direção de Distúrbio é definida pelos autores como a direção do distúrbio que requer a menor magnitude da variável manipulada (isto é, menor ação de controle) para ser rejeitado. Portanto, vetores de distúrbios que resultam em valores de γ_d próximos de 1 indicam que estes vetores de distúrbios têm direção mais favorável sendo mais facilmente rejeitados. De forma oposta, vetores que resultem em um valor de γ_d próximos do valor de $\bar{\sigma}(G)$ constituem o pior cenário em termos de distúrbio para o processo.

O Número de Condicionamento para Distúrbio é dado pela seguinte Equação,

$$\gamma_d(G) = \frac{\|G^{-1}d\|_2}{\|d\|_2} \bar{\sigma}(G) \quad (3.14)$$

3.4. Introdução à Teoria de Controle Robusto

Para se conseguir capturar os conceitos envolvidos no Número de Desempenho Robusto, proposto por TRIERWEILER (1997), é importante apresentar uma rápida introdução aos conceitos da teoria de controle robusto.

As metodologias de controle robusto levam em conta as incertezas que ocorrem nos sistemas reais. Estas incertezas podem ser decorrentes de distúrbios na entrada e ruídos, bem como erros devido a diferenças entre o processo real e o modelo obtido por modelagens ou por identificação do sistema. Devido à complexidade dos sistemas reais é comum assumir algumas simplificações na descrição do seu comportamento dinâmico, desconsiderando modos associados às altas frequências, por exemplo. Desta forma consegue-se reduzir a dimensão dos problemas a resolver. Estas simplificações introduzem incertezas que levam a diferenças entre a planta real e o modelo utilizado para análise e projeto, conhecido como modelo nominal. Para que um sistema de controle seja robusto ele deve ser insensível às incertezas que diferenciam a planta do modelo nominal utilizado no seu projeto.

3.4.1. Representação das Incertezas

Para incluir incertezas no modelo do sistema é fundamental a sua representação matemática apropriada. Os diferentes tipos de incerteza podem ser divididos em dois grupos:

- Incertezas paramétricas: dizem respeito a parâmetros que não têm seus valores conhecidos com precisão;
- Incertezas relativas a dinâmicas não modeladas: estão relacionadas a erros de modelagem ou a simplificações assumidas para a dinâmica do sistema;

Há diferentes formas de definir e representar as incertezas, existindo também diferentes nomenclaturas para os casos monovariável e multivariável (SKOGESTAD & POSTLETHWAITE, 1996). Basicamente há representações mais ou menos detalhadas. Por exemplo, considerando um modelo monovariável na forma de função de transferência, cada um dos seus parâmetros pode apresentar incertezas diferentes. A consideração de cada incerteza individual leva a uma representação *estruturada*, no sentido de que ela reflete a estrutura do modelo, que é caracterizada por seus parâmetros. Como é fácil inferir, esta representação mais acurada da realidade é de difícil implementação prática, pois

- demanda um grande esforço de modelagem,
- fornece mais detalhe do que o próprio modelo pode oferecer,
- não podem lidar com dinâmicas não modeladas, pois para isso seria necessário um modelo que as considerasse (um modelo *exato*),
- requer perturbações representadas no domínio dos números reais, que são mais difíceis de lidar que as perturbações representadas no domínio complexo (funções de transferência; resposta de frequência).

A solução é agrupar os efeitos de todas as incertezas em um único termo (de incerteza *não estruturada*) que atua sobre o modelo nominal. Por exemplo, considerando uma determinada frequência do diagrama de Nyquist, o ponto que representa o modelo nominal transforma-se em uma circunferência (disco) no modelo com incertezas.

No caso multivariável o conceito de incerteza *não estruturada* é o mesmo. Idealmente vai se desejar agrupar diferentes fontes de incerteza em uma única perturbação para conseguir uma descrição de incerteza simples. Entretanto, como cada canal de entrada e saída ao sistema estaria associado a uma incerteza não estruturada específica, a matriz que representa o conjunto de incertezas é cheia.

Considerando que as diferentes formas de incertezas, relativas aos parâmetros e à dinâmica, foram agrupadas em um mesmo bloco (matriz) de incertezas Δ , a forma mais comum de associá-las ao modelo nominal é a multiplicativa na entrada conforme apresentado na Figura 3.3. Neste caso, foram desconsiderados os sinais de referência r e ruídos no sistema.

As incertezas estruturadas que podem ocorrer em diferentes locais de sistemas multivariáveis realimentados podem ser coletadas e colocadas em uma matriz de perturbações bloco-diagonal (MORARI & ZAFIRIOU, 1989).

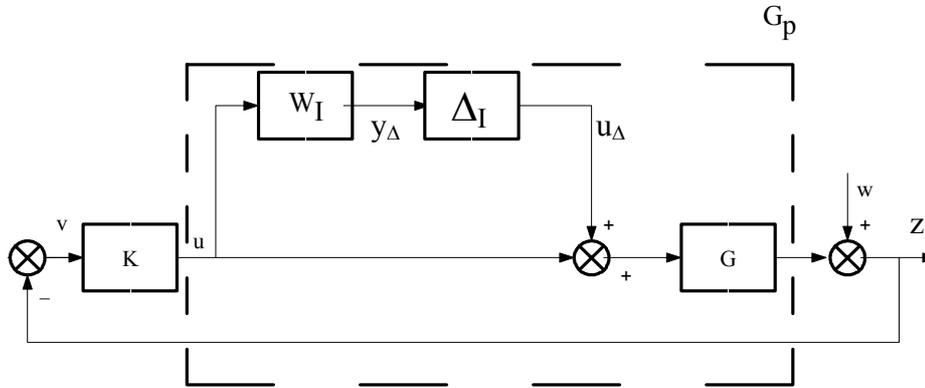


Figura 3. 3 – Planta G admitindo incertezas multiplicativas na entrada

Se os atuadores vinculam cada saída do controlador com cada entrada manipulada do processo da forma $m_i = h_i(s)u_i$, eles têm incertezas representadas por

$$h_{pi} = h_i(s)[1 + w_{li}(s)\delta_i(s)] \quad |\delta_i(i\omega)| \ll 1, \forall \omega \quad (3.15)$$

Combinando todas as incertezas, pode-se relacionar o modelo da planta G_p com o modelo nominal G da seguinte forma:

$$G_p(s) = G(s)(I + W(s)\Delta(s)) \quad (3.16)$$

com $\Delta_I = \text{diag}\{\delta_i\}$ e $W_I = \text{diag}\{w_{li}\}$

Um dos objetivos do controle robusto é estabelecer margens de estabilidade robusta (*RS; Robust Stability*) e desempenho robusto (*RP; Robust Performance*) para os sistemas. Além destas, claro, existem as margens que garantem estabilidade nominal (*NS; Nominal Stability*) e desempenho nominal (*NP; Nominal Performance*). As definições destas propriedades são

- *NS*: um sistema é nominalmente estável se o modelo nominal da planta for estável;

- *NP*: um sistema apresenta desempenho nominal quando o modelo nominal da planta atende as especificações de desempenho;
- *RS*: um sistema apresenta estabilidade robusta se todas as possíveis plantas, considerando as incertezas, forem estáveis;
- *RP*: um sistema apresenta desempenho robusto se atende às especificações de desempenho para todas as possíveis plantas, considerando as incertezas.

3.4.2. Estabilidade Robusta

Em que condições existe estabilidade robusta? Considerando sistemas SISO para facilitar o entendimento (o caso MIMO é conceitualmente semelhante, mas bem mais complexo), o teorema de estabilidade de Nyquist estabelece que o sistema em malha fechada, $S(i\omega)$, é estável se a curva que representa a função de transferência da malha aberta, $L(i\omega)$, no diagrama de Nyquist (Figura 3.4) não envolve o ponto $(-1,0)$. Quando se consideram as diversas incertezas a que os sistemas estão sujeitos, o critério de estabilidade de Nyquist fornece a condição de estabilidade robusta, sendo que o peso w_I delimita a região de incerteza do sistema.

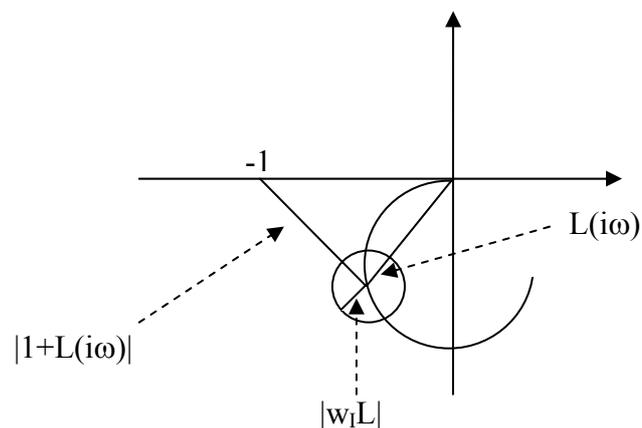


Figura 3. 4 – Diagrama de Nyquist para modelo nominal, mostrando a incerteza em um ponto.

Assim, para que o sistema apresente *estabilidade robusta* é necessário que o raio do disco que representa a incerteza não estruturada não exceda, para nenhuma

freqüência, a distância do centro do disco ao ponto -1. Verifica-se que isto requer que seja satisfeita a seguinte condição de estabilidade robusta,

$$|w_I L| < |1 + L| \quad \forall \omega \quad (3.17)$$

Esta condição pode também ser escrita como,

$$\left| \frac{w_I L}{1 + L} \right| = |w_I T| < 1 \quad \text{ou} \quad |T| < \frac{1}{|w_I|} \quad \forall \omega \quad (3.18)$$

que são equivalentes a

$$\|w_I T\|_\infty < 1 \quad (3.19)$$

onde a norma infinita $\|*\|_\infty$ pode ser interpretada como o supremo de $*$.

3.4.3. Desempenho Robusto

A função de sensibilidade S é um bom indicador de desempenho da malha fechada (SKOGESTAD & POSTERTHWAITTE, 1996). Como idealmente deseja-se S pequeno (para rejeitar perturbações), é importante se focar na sua magnitude $|S|$. Existem diversas especificações típicas em termos de S para garantir um desempenho nominal desejado, sendo que para controle robusto interessa que a magnitude do maior pico da função S em termos da freqüência não exceda um determinado limite, $\|S(i\omega)\| < \bar{M}$. A escolha apropriada do limite \bar{M} previne a amplificação do ruído a altas freqüências e introduz certa margem de robustez.

Ainda considerando sistema monovariável, matematicamente essa especificação pode ser dada simplesmente como um limite superior,

$$\|S(i\omega)\| < \frac{1}{|w_p(i\omega)|} \quad \forall \omega \quad (3.20)$$

onde $w_p(s)$ é um peso definido pelo projetista.

Essa condição pode ser também expressa como

$$|w_p S(i\omega)| < 1 \quad \forall \omega \quad (3.21)$$

ou, usando norma infinita,

$$\|w_p S\|_\infty < 1 \quad (3.22)$$

Substituindo $S = (I + L)^{-1}$ em $\|w_p S\|_\infty < 1$, resulta $|w_p(I + L)^{-1}| < 1$, ou $|w_p| < |I + L|$. Assim, o critério para desempenho nominal é $|w_p| < |I + L| \quad \forall \omega$.

O diagrama de blocos da Figura 3.3 pode ser modificado para incluir o peso w_p associado ao desempenho robusto, conforme mostra a Figura 3.5.

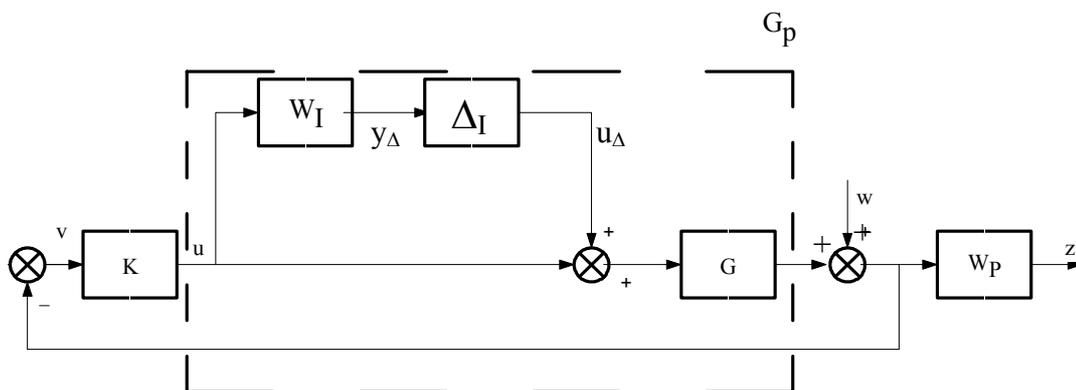


Figura 3. 5 – Planta G admitindo incertezas multiplicativas na entrada e o peso para definir o desempenho robusto desejado.

Para desempenho robusto é requerido que a condição obtida para desempenho nominal seja satisfeita por todas as plantas do conjunto perturbado, inclusive para a pior delas. Isto é

$$|w_p| < |1 + L_p| \quad \forall S_p, \forall \omega \quad (3.23)$$

Por um lado RP exige que para todas as frequências, todas as possíveis plantas com incerteza em malha aberta, L_p , estejam fora de um círculo de raio $|w_p|$ em torno de -1. Por outro lado, para RS, todas as plantas possíveis L_p , para todas as frequências, devem estar dentro de um círculo que define as perturbações multiplicativas de raio $|w_I L|$ centrado em L , pois $L_p = L + (w_I \cdot L) \cdot \Delta_I$. Isto é mostrado graficamente na Figura 3.6

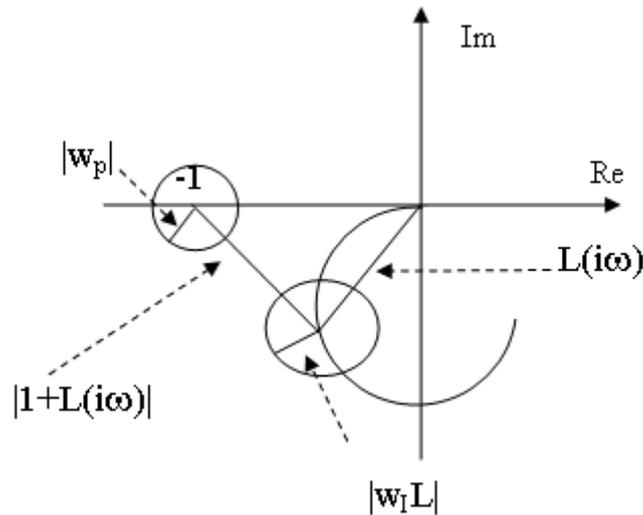


Figura 3. 6 – Diagrama de Nyquist considerando desempenho nominal.

A condição de desempenho robusto requer que os dois círculos não se superponham. Como os centros desses círculos estão à distância $|1 + L|$, é necessário que

$$|w_p| + |w_I L| < |1 + L| \quad \forall \omega \quad (3.24)$$

Isto é equivalente a

$$|w_p(1 + L)^{-1}| + |w_I L(1 + L)^{-1}| < 1 \quad \forall \omega \quad (3.25)$$

Chegando finalmente à condição para RP

$$\max_{\omega} (|w_p S| + |w_l T|) < 1 \quad (3.26)$$

3.4.4. Análise e Projeto Robustos

As funções peso aqui descritas (w no caso monovariável e W no multivariável) são parâmetros cuja especificação requer experiência, mas a literatura oferece recomendações que podem auxiliar na obtenção dessas funções. SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996) apresentam dois modelos para w_p em função da largura de banda, definida como a frequência em que $|S(i\omega)|$ passa pelo ponto 0,707 de magnitude:

$$w_p = \frac{\frac{S}{M} + \omega_B^*}{s + \omega_B^* A} \quad (3.27)$$

$$w_p = \frac{\left(\left(\frac{S}{M} \right)^{1/2} + \omega_B^* \right)^2}{(s + \omega_B^* A^{1/2})^2} \quad (3.28)$$

Os parâmetros A e \overline{M} indicam os limites a baixa e alta frequência, respectivamente, para a função de sensibilidade e ω_B^* a largura de banda desejada. Segundo os autores, utilizando-se valores de A menores que 1 pode-se induzir uma ação integral no desempenho do sistema. Da mesma forma, o valor de \overline{M} pode ser ajustado configurando um máximo para S .

Considerando sistemas MIMO as condições de RS e RP , que no caso SISO são dadas pelas Equações (3.19) e (3.26), respectivamente, podem ser representadas em termos dos maiores valores singulares das matrizes correspondentes segundo,

$$RS: \quad \overline{\sigma} |W_l T(i\omega)| < 1 \quad \forall \omega \quad (3.29)$$

$$RP: \quad \overline{\sigma} |W_l T(i\omega)| + \overline{\sigma} |W_p S(i\omega)| < 1 \quad \forall \omega \quad (3.30)$$

Segundo DOYLE & STEIN (1991), estas condições são mais difíceis de serem satisfeitas e limitadas, pelo que é comum utilizar uma forma mais geral de representação de sistemas transformando o sistema apresentado na Figura 3.5 na forma abaixo, com três entradas e três saídas, chamada configuração de controle geral.

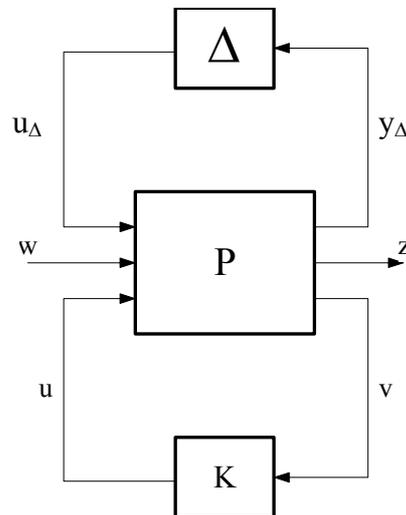


Figura 3. 7 – Configuração de controle geral

Nesta representação:

P: é o modelo generalizado da planta, que inclui G e G_d e a estrutura de interconexão entre a planta e o controlador; além disso, P é usado para formular o problema de projeto, pelo que também inclui as funções peso.

K: é o controlador.

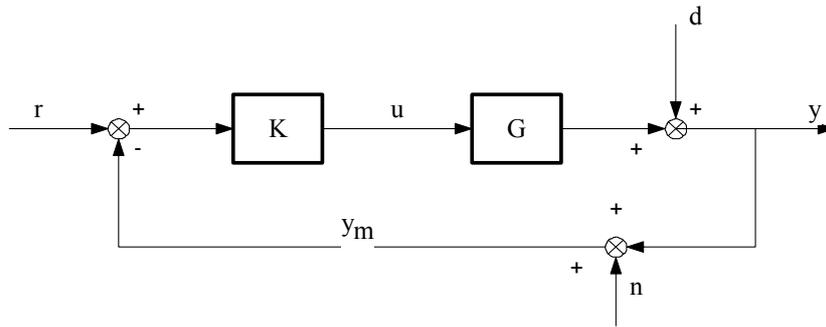
w: são as entradas externas, como comandos, perturbações e ruído.

z: são as saídas para o exterior; por exemplo, o erro $e = \underline{y} - \underline{r}$ a ser minimizado.

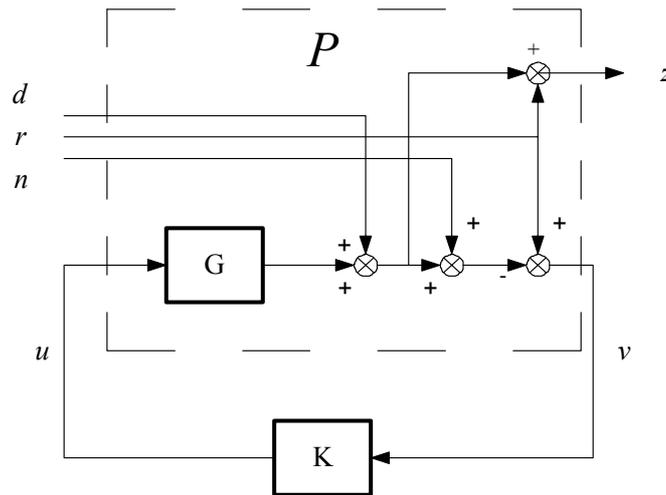
v: são as entradas do controlador K, que envolvem comandos, medidas das saídas da planta, medidas de perturbações, etc; no caso de controlador de um grau de liberdade, com medidas perfeitas, $v = r - y$.

u: são as saídas do controlador.

Com fins ilustrativos, e considerando apenas a parte inferior da configuração de controle geral, a Figura 3.8 mostra como chegar a ela a partir da configuração de controle clássica.



(a)



(b)

Figura 3. 8 – Exemplo de transformação da configuração clássica.
 (a) configuração clássica, (b) configuração transformada

Verificam-se as seguintes formas para entradas e saídas,

$$w = \begin{bmatrix} w_1 \\ w_2 \\ w_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} d \\ r \\ n \end{bmatrix} \quad z = e = y - r \quad v = r - y_m = r - y - n ; \quad (3.31)$$

A forma da matriz P, neste exemplo, é obtida acompanhando o seguinte equacionamento,

$$z = y - r = Gu + d - r = Iw_1 - Iw_2 + 0w_3 + Gu \quad (3.32)$$

$$v = r - y_m = r - Gu - d - n = -Iw_1 + Iw_2 - Iw_3 - Gu \quad (3.33)$$

$$\begin{bmatrix} z \\ v \end{bmatrix} = P \begin{bmatrix} w \\ u \end{bmatrix} \quad (3.34)$$

$$P = \begin{bmatrix} I & -I & 0 & G \\ -I & I & -I & -G \end{bmatrix} \quad (3.35)$$

No caso geral multivariável e partindo da configuração equivalente à do caso monovariável ilustrada na Figura 3.5, a matriz P é obtida considerando as relações entre as entradas u_Δ , w e u com as saídas z , v e y_Δ ,

$$y_\Delta = uW_I \quad (3.36)$$

$$v = -w - uG - u_\Delta G \quad (3.37)$$

$$z = W_p v \quad (3.38)$$

tal que,

$$\begin{bmatrix} y_\Delta \\ z \\ v \end{bmatrix} = \overbrace{\begin{bmatrix} 0 & 0 & W_I \\ W_p G & W_p & W_p G \\ -G & -I & -G \end{bmatrix}}^P \begin{bmatrix} u_\Delta \\ w \\ u \end{bmatrix} \quad (3.39)$$

A partir da forma apresentada na Figura 3.7 podem-se agrupar em um único bloco N, o controlador K e a planta generalizada P. Isto pode ser feito utilizando a transformação linear fracionária inferior (LFT), que pode ser vista como uma manipulação algébrica entre os sinais de entrada e saída que relacionam os elementos da matriz P e o bloco K.

Sendo $P = \begin{bmatrix} P_{11} & P_{12} \\ P_{21} & P_{22} \end{bmatrix}$, podem-se escrever as seguintes Equações para os sinais

z , v e u :

$$\underline{z} = P_{11}\underline{w} + P_{12}u \quad (3.40)$$

$$v = P_{21}\underline{w} + P_{22}u \quad (3.41)$$

$$u = Kv \quad (3.42)$$

sendo, neste caso $\underline{z} = \begin{bmatrix} y_\Delta \\ z \end{bmatrix}$ e $\underline{w} = \begin{bmatrix} u_\Delta \\ w \end{bmatrix}$.

A partir destas Equações, eliminando as variáveis u e v , obtém-se a transformação desejada

$$\underline{z} = F(P, K)\underline{w} = [P_{11} + P_{12}K(I - P_{22}K)^{-1}P_{21}]\underline{w} \quad (3.43)$$

em que $F(P, K)$ indica a aplicação da LFT entre P e K.

É importante destacar que ao se aplicar a LFT na matriz generalizada P é comum dividir a matriz em partes com dimensões compatíveis com os sinais w , z , u e v , resultando em um sistema 2x2. Considerando a Equação (3.39) e a seguinte propriedade de matrizes:

$$(I - GK)^{-1}G = G(I + KG)^{-1} \quad (3.44)$$

os elementos de P e da matriz N resultante da LFT entre P e K podem ser escritos da seguinte forma

$$P_{11} = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ W_P G & W_P \end{bmatrix} \quad P_{12} = \begin{bmatrix} W_I \\ W_P G \end{bmatrix} \quad (3.45a)$$

$$P_{21} = [-G - I] \quad P_{22} = -G \quad (3.45b)$$

$$N = \begin{bmatrix} -W_I K G (I + K G)^{-1} & -W_I K (I + G K)^{-1} \\ W_p G (I + K G)^{-1} & W_p (I + G K)^{-1} \end{bmatrix} \quad (3.46)$$

A Figura 3.9a ilustra a estrutura resultante, denominada de estrutura $N-\Delta$. Quando se busca analisar somente RS o único termo de N que fornece esta informação é o N_{11} , o qual relaciona a entrada u_Δ e a saída y_Δ . A partir desta informação cria-se uma nova estrutura, levando em conta somente o termo N_{11} , chamada de estrutura $M-\Delta$ e ilustrada na Figura 3.9b, que é útil para a análise de RS.

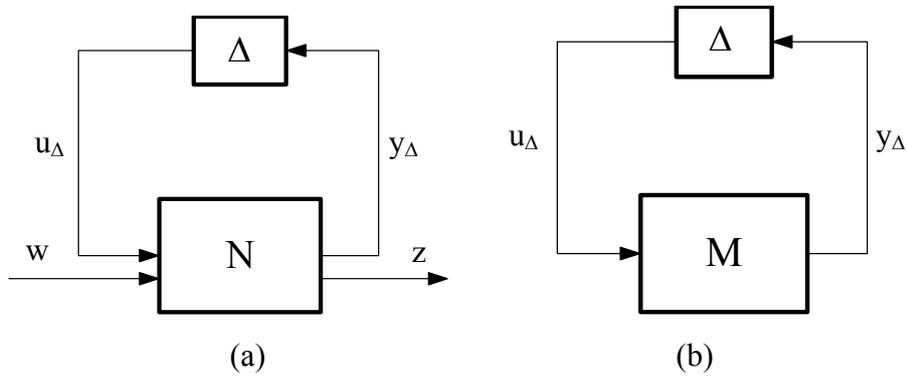


Figura 3. 9 – Estruturas $N-\Delta$ (a) e $M-\Delta$ (b).

Como mencionado anteriormente, o objetivo de reescrever o sistema nas formas apresentadas na Figura 3.9 é obter uma forma mais adequada para descrever as condições de RS e RP . Usando estas estruturas resultam as seguintes condições para NS , NP , RS e RP ,

$$NS : N \text{ deve ser estável} \quad (3.47)$$

$$NP : \bar{\sigma}(N_{22}) < 1, \forall \omega, \text{ e } NS \quad (3.48)$$

$$RS : \mu(N_{11}(i\omega)) < 1 \quad \forall \omega, NS \quad (3.49)$$

$$RP : \mu(N(i\omega)) < 1 \quad \forall \omega \text{ e } NS \quad (3.50)$$

O valor singular estruturado μ é uma generalização do maior valor singular para uma determinada matriz, considerando o caso de incertezas estruturadas. Ele foi

introduzido por DOYLE (1982) e sua finalidade é buscar o menor valor do parâmetro k_m que leva a matriz $(I - k_m M \Delta)$ à singularidade. Considerando Δ estruturada e $\bar{\sigma}(\Delta) \leq 1$, o valor singular estruturado pode ser definido como

$$\mu(M) = \frac{1}{\min\{k_m \mid \det(I - k_m M \Delta) = 0\}} \quad (3.51)$$

No cálculo do valor singular estruturado a matriz de incertezas é escalonada a partir do parâmetro k_m , de tal forma que valores altos de μ significam que pequenas incertezas são capazes de levar a planta à instabilidade. Assim, uma boa estrutura de controle seria aquela com menores valores de μ .

Uma forma de entender o significado da função definida por DOYLE (1982) pode ser buscada observando que o critério de estabilidade de Bode para sistemas monovariáveis estáveis em malha aberta, $p(s)$, estabelece que a malha fechada será estável se $|p(i\omega)| < 1 \quad \forall \omega$. Por outro lado, para sistema multivariáveis estáveis em malha aberta, $P(s)$, o teorema do Ganho Pequeno estabelece que a malha fechada será estável se $\rho(P(i\omega)) < 1 \quad \forall \omega$, onde $\rho(A)$ indica raio espectral da matriz A , que corresponde ao seu maior valor característico. O valor singular estruturado permite a extensão destes resultados ao caso multivariável com incerteza estruturada, tal que para determinadas características da incerteza a malha fechada da Figura 3.9b é estável se (e só se) $\mu(M(i\omega)) < 1 \quad \forall \omega$.

DOYLE & STEIN (1991) desenvolveram uma expressão analítica para o cálculo do valor singular estruturado, considerando controladores baseados na inversa do processo, incertezas estruturadas e que o controlador produza um sistema em malha fechada descentralizado,

$$\mu(N(i\omega)) = \sqrt{|w_p s| + |w_t t| + |w_p s| |w_t t| \left[\gamma(G) + \frac{1}{\gamma(G)} \right]} \quad (3.52)$$

com $W_p = w_p I$, $W_t = w_t I$, $T = tI$ e $S = sI$

Esta expressão foi a base utilizada por TRIERWEILER (1997) para desenvolver o Número de Desempenho Robusto (RPN), o qual será descrito mais adiante.

É importante destacar que o valor singular estruturado é uma ferramenta de análise que depende não só do modelo do processo como também do controlador. No entanto, é possível realizar projetos de controladores de forma a minimizar μ . Um método bastante conhecido neste sentido é o chamado *DK-iteration*, que combina a síntese de controladores utilizando a norma infinita, H_∞ , e a análise de valor singular estruturado. A seguinte desigualdade (SKOGESTAD & POSTLETHWAITE, 1996) estabelece um limite superior para μ em termos de valor singular escalonado,

$$\mu(N) \leq \min_{D \in D} \bar{\sigma}(DN(K)D^{-1}) \quad (3.53)$$

onde D é qualquer matriz tal que $\Delta D = D\Delta$. Partindo deste resultado o método *DK-iteration* busca achar, de forma iterativa, o controlador que minimize o valor máximo desse limite ao longo de todas as frequências. Isto é expresso da seguinte forma,

$$\min_K (\min_{D \in D} \|DN(K)D^{-1}\|_\infty). \quad (3.54)$$

O procedimento iterativo envolve as seguintes etapas:

1. Encontrar um controlador K que minimize $\|DN(K)D^{-1}\|_\infty$ considerando uma matriz $D(s)$ fixa;
2. Encontrar uma matriz $D(i\omega)$ que minimize, ao longo da frequência, o maior valor singular de $(DN(K)D^{-1})$ considerando na matriz N o sistema com o controlador obtido na etapa anterior.
3. Aproximar a magnitude de cada elemento de $D(i\omega)$ por uma função transferência de fase mínima e estável, voltando à etapa 1 com a $D(s)$ resultante.

Como mencionado anteriormente, trabalhar com estas ferramentas requer grande experiência e a literatura não se mostra muito clara sobre este assunto, especialmente com relação à descrição das incertezas e das funções peso. Diversos trabalhos têm sido realizados sobre um modelo de coluna de destilação apresentado por SKOGESTAD *et al*, (1988) conhecido como coluna A, utilizando funções peso

específicas, sem uma justificativa clara. O controle de outros sistemas simples também foi estudado e divulgado, mas sempre sem justificativas claras para a escolha das incertezas e pesos utilizados. Esta situação parece ser um indicativo das dificuldades que o usuário deve enfrentar na prática industrial.

Ao longo dos estudos vinculados a esta dissertação foram projetados controladores robustos de sistemas simples bem conhecidos, utilizando pacotes computacionais comerciais, visando avaliar a possibilidade de projetar um controlador para o sistema aqui utilizado. Como colocado na introdução, o desempenho deste controlador serviria como referência para avaliar as configurações de controle analisadas.

A seguir são apresentados dois exemplos de projeto de controladores robustos, para a coluna A (SKOGESTAD *et al*, 1988) e para reator de Van der Vusse (TRIERWEILER, (1997), enfatizando as dificuldades encontradas, não só na hora da modelagem das incertezas, mas também com os pacotes computacionais disponíveis utilizados.

3.5. Projeto de Controladores Robustos

Para ilustrar a utilização das ferramentas apresentadas na Seção 3.4 dois processos foram utilizados visando avaliar as potencialidades e dificuldades de se trabalhar com estas ferramentas.

Para o projeto de controladores foi utilizado o método iterativo *DK-iteration* que consiste em encontrar um controlador que minimize a norma infinita da matriz do processo generalizada N , ou seja, que minimize o máximo valor de μ na frequência.

3.5.1.Caso I – Coluna de Destilação Ideal

SKOGESTAD *et al* (1988), introduziram um modelo de coluna de destilação baseado na estrutura de controle LV a qual tem sido bastante empregada na literatura para o estudo de controle de processos. Neste modelo, as entradas são o refluxo de topo L e o refluxo de fundo V sendo consideradas como variáveis controladas as composições de topo e fundo, x_D e x_B . Segundo os autores, apesar do modelo proposto não resultar de uma modelagem refinada de um processo de destilação, este modelo, Equação (3.55), descreve de forma adequada os processos mal condicionados e, por isto, difíceis de controlar.

$$G(s) = \frac{1}{75s + 1} \begin{bmatrix} 87.8 & -86.4 \\ 108.2 & -109.6 \end{bmatrix} \quad (3.55)$$

Para realizar o projeto de controladores utilizando a teoria de controle robusto apresentada é necessário estabelecer as margens de incertezas e desempenho representadas pelas funções peso W_i e W_p . Os autores propuseram uma função peso para as incertezas que correspondesse a 20% de erro em baixas frequências atingindo 100% a altas frequências.

Segundo os autores este aumento ao longo da frequência poderia compensar o efeito da dinâmica de escoamento que não foi levada em consideração durante a modelagem

$$w_I = \frac{1s + 0,2}{0,5s + 1}, \quad W_I = I_{2 \times 2} w_I \quad (3.56)$$

Para o desempenho robusto, foi proposto para este trabalho a seguinte função peso

$$w_P = 0,5 \frac{10s + 0,5}{10s}, \quad W_P = I_{2 \times 2} w_P \quad (3.57)$$

baseado no fato de que esta função peso impõe que o controlador projetado resulte em um sistema em malha fechada com ação integral na região de baixas frequências, ou seja, $w_p(0) = \infty$.

Comparando-se a função w_P ao modelo proposto na Equação (3.27), podemos identificar os parâmetros M , A , e ω_B^* para a Equação (3.57). Neste caso pode-se observar que esta função peso com $\overline{M} = 2$ direciona a um desempenho com um valor máximo para a função de sensibilidade S igual a 2. É importante ressaltar que embora para este caso o valor de A identificado seja zero, na verdade ter-se-ia o valor do produto $\omega_B^* A \ll 1$.

Para a realização do projeto de controladores nesta dissertação utilizaram-se as rotinas de controle robusto (*Robust Control Toolbox*) do *software* MatLab 7.0.1 na implementação do método *DK-iteration*. Os resultados foram semelhantes aos apresentados pelos autores SKOGESTAD & POSTLETHWAITE (1996). No entanto, estes autores apresentaram um controlador com desempenho superior ao obtido pela simples aplicação do método. No método *DK-iteration*, a matriz de escalonamento D é uma matriz tal que minimize o maior valor singular de DND^{-1} em toda a região de frequência, porém o desempenho ótimo apresentado pelos autores está baseado em uma matriz de escalonamento obtido via tentativa e erro. Isto não foi feito neste trabalho, pois nele apenas se buscou o domínio das ferramentas para uso posterior no projeto de um controlador robusto de planta estudada.

A Figura 3.10a apresenta o resultado da simulação em malha fechada para a coluna de destilação da Equação (3.55), com o controlador sintetizado via *DK-iteration*. Neste caso, foi aplicada uma mudança tipo degrau unitário no valor desejado da composição do topo da coluna. O controlador obtido resultou em um máximo para μ de 1.18 com 12 estados. As curvas *NP*, *RS* e *RP* na Figura 3.10b representam as tendências do desempenho nominal, $\overline{\sigma}(N_{22}) < 1$, da estabilidade e do desempenho robustos, $\mu(N_{11}(i\omega)) < 1$ e $\mu(N(i\omega)) < 1$, para o sistema com o controlador sintetizado conforme as margens estabelecidas pelas Equações (3.48), (3.49) e (3.50).

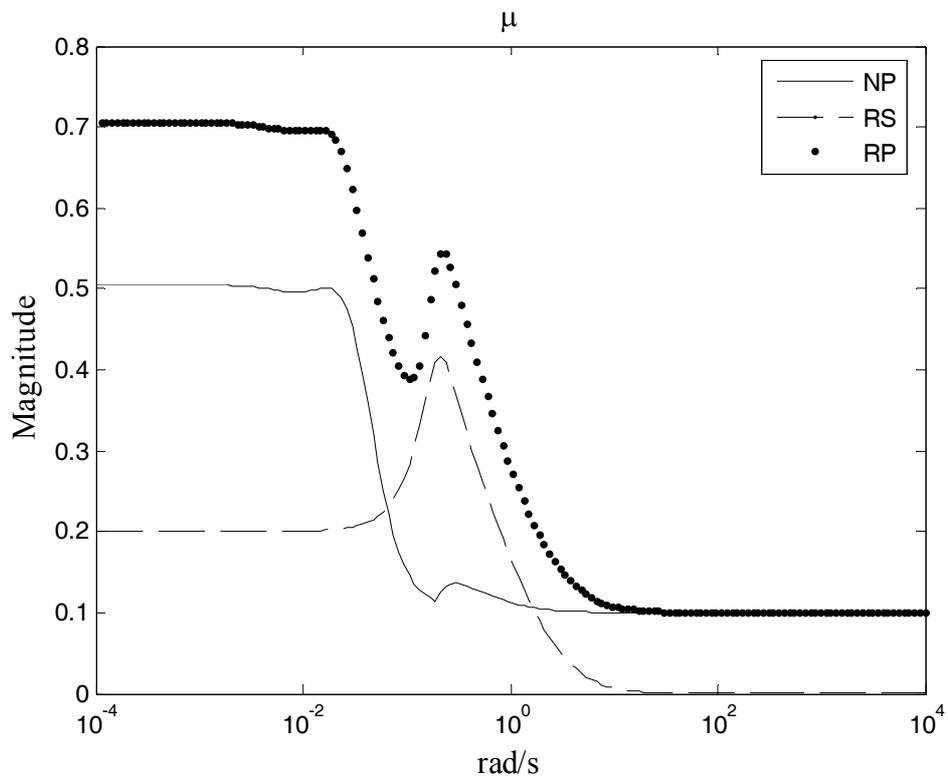
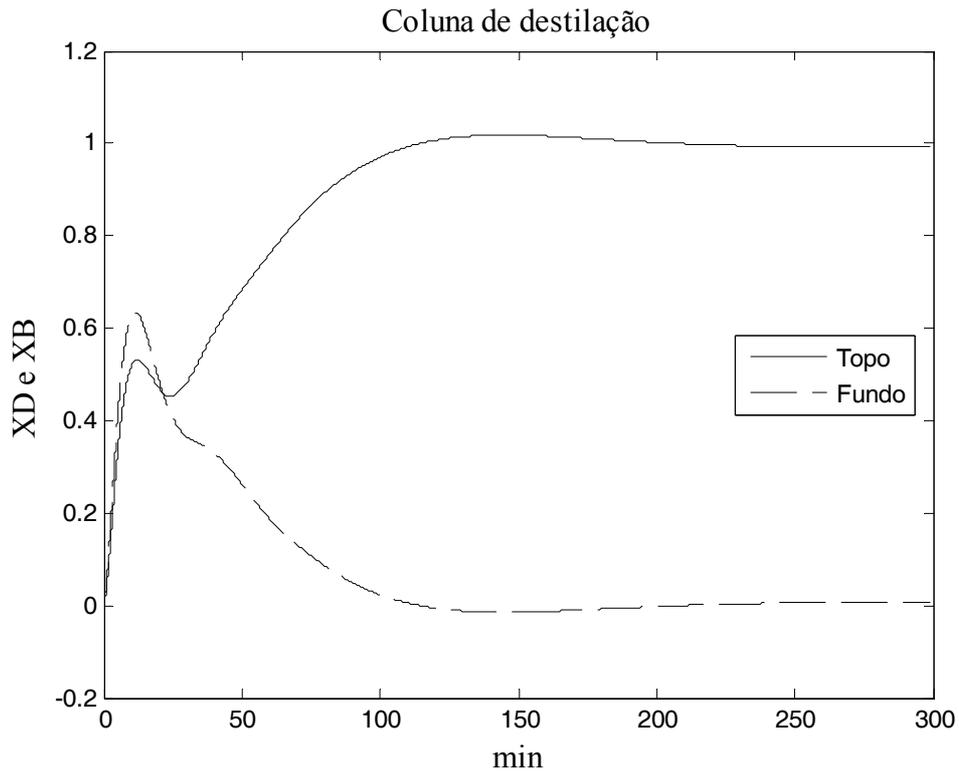


Figura 3. 10 – (a) Simulação do sistema 3.55 em malha fechada. (b) Análise de NP, RS e RP.

Observa-se que, a rigor, os critérios de estabilidade e robustez, calculados a partir do valor singular estruturado são alcançados, sendo o valor de NS , RS e RP menores que 1 ao longo de toda a faixa de frequência analisada. O máximo de μ para a condição de RP foi de 0,7057, sendo este valor obtido após 4 iterações.

A resposta do sistema, para uma mudança tipo degrau unitário no valor desejado no topo, mostra que o controlador multivariável sintetizado impõe ao sistema um pequeno *offset* e um tempo de ascensão de 17,6402.

É importante ressaltar que os controladores multivariáveis obtidos nesta abordagem têm a desvantagem de não possuírem parâmetros, os quais poderiam estar associados a características do desempenho gerado em malha fechada para o sistema. Este fato torna impossível um reajuste do controlador para eventuais mudanças na planta. Além disso, a complexidade desses controladores pode limitar sua aplicação devido à presença de pólos ou zeros instáveis, não sendo possíveis futuros ajustes, como é possível quando o mesmo ocorre em sistemas com controladores do tipo PID. Em contrapartida, os controladores PIDs, além de apresentarem robustez e serem fáceis de entender, possuem parâmetros bem característicos que facilitam sua sintonia.

O comportamento deste controlador foi investigado considerando erros de modelagens para o sistema. A matriz de incertezas Δ_I , utilizada para esta simulação, foi construída utilizando a função *ultidyn*, disponível no Toolbox de Controle Robusto para MatLab. Os parâmetros da função *ultidyn* foram escolhidos de forma a obter uma matriz Δ_I de dimensão 2x2 e $\|\Delta_I\| < 1 \quad \forall \omega$. A simulação, apresentada na Figura 3.11, mostra que este sistema se comporta adequadamente frente a este cenário de incertezas.

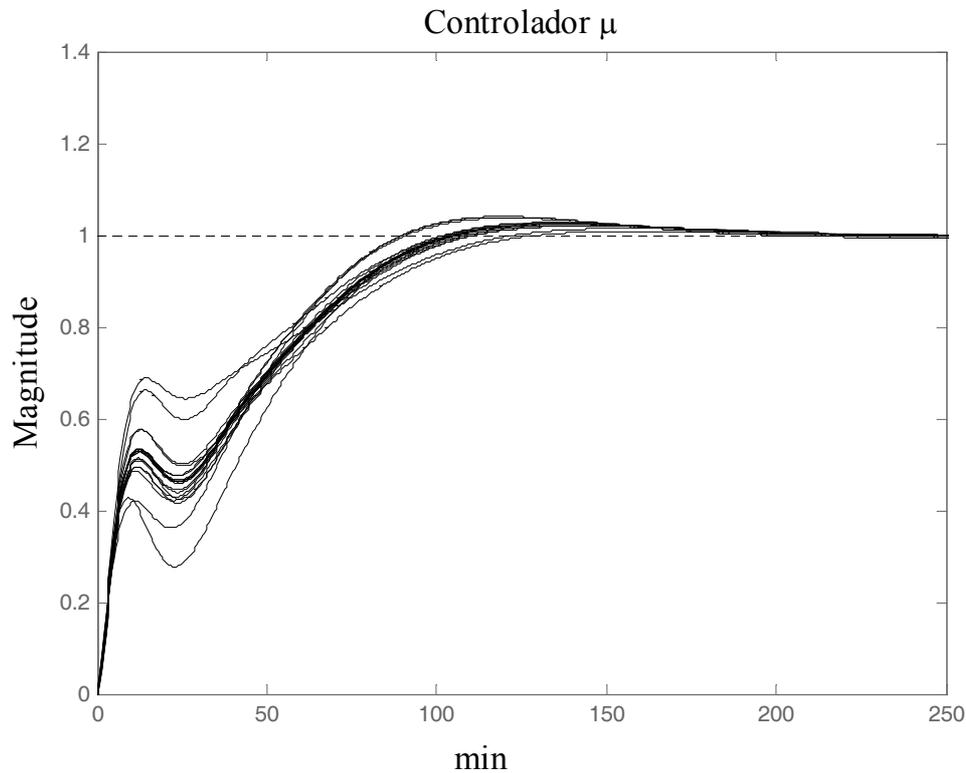
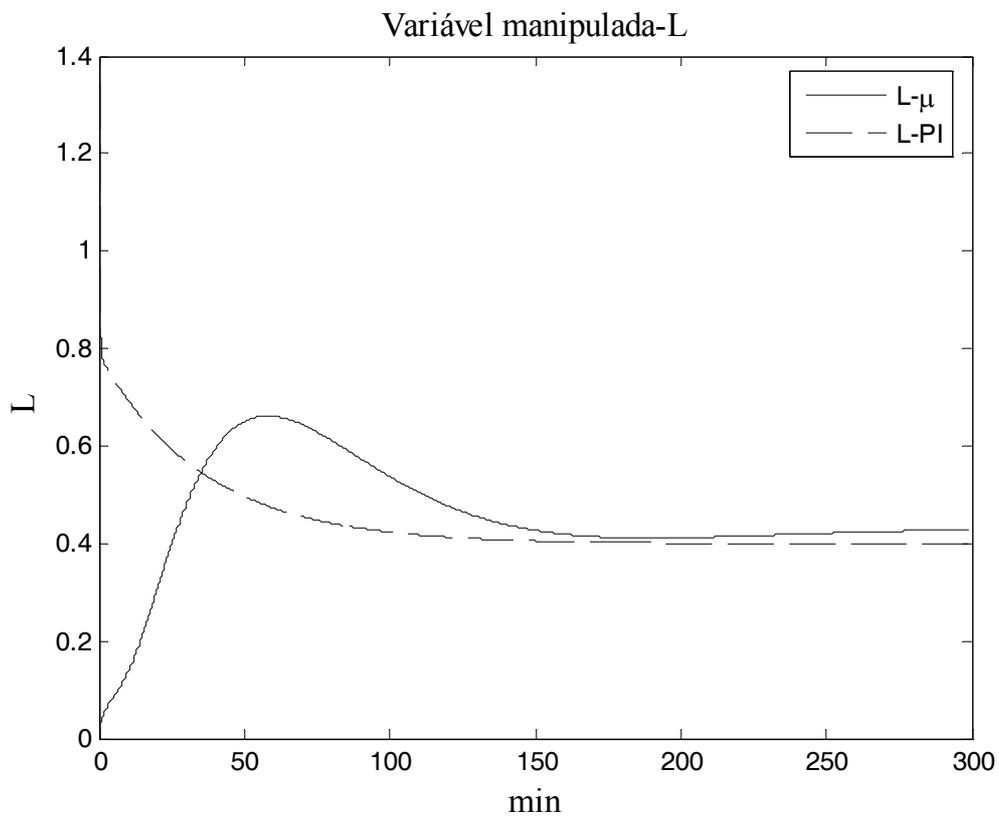
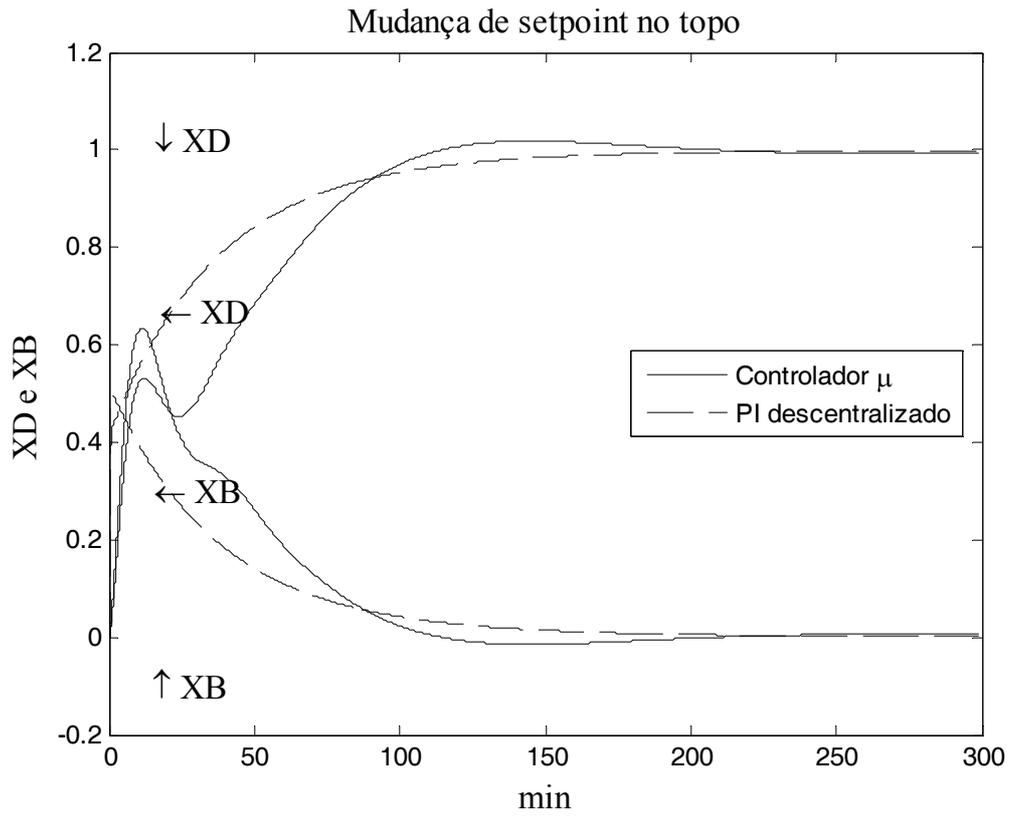
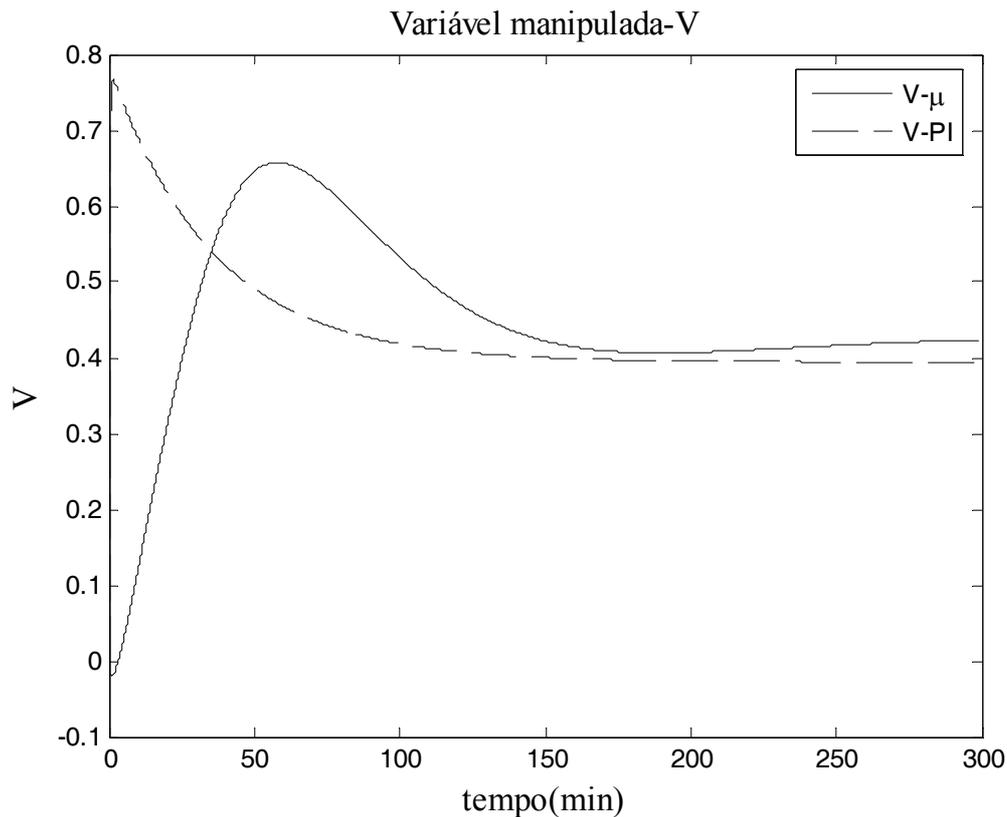


Figura 3. 11 – Simulação para erros de modelagens.

Cada curva apresentada na Figura 3.11 representa um cenário diferente de incertezas possíveis limitadas da seguinte maneira: $\|\Delta_l\| < 1 \quad \forall \omega$. Verificou-se, por meio de perturbações degrau na entrada, que um controlador PI descentralizado devidamente sintonizado é capaz de fornecer um desempenho satisfatório para o sistema assim com o obtido com o controlador sintetizado. O controlador foi sintonizado de forma a obter um desempenho semelhante ao obtido pelo controlador multivariável sintonizado, calculando-se os parâmetros do PI que aproximassem este controlador, no domínio da frequência, do controlador obtido via *DK-iteration*.

A Figura 3.12 apresenta o comparativo entre os desempenhos do sistema com o controlador multivariável e com o controlador PI descentralizado.





(c)

Figura 3. 12 – (a) Sistema em malha fechada com controladores μ e PI.

(b) e (c) Ações de controle para os dois controladores.

A Tabela 3.1 apresenta os valores dos parâmetros de sintonia do controlador PI utilizado na simulação.

Tabela 3.1 – Parâmetros do Controlador PI descentralizado

Malha	Kc	Ti
Topo	1,3435	-1,5189
Fundo	0.0172	-0,0192

Observa-se que os dois controladores possuem comportamentos semelhantes para as variáveis manipuladas, embora o controlador PI seja descentralizado.

Testes realizados com o controlador PI mostraram, como apresentado na Figura 3.13, que este controlador apresenta desempenhos tão bons quanto os obtidos com o controlador sintetizado diante do mesmo conjunto de incertezas. Vale ressaltar que eventuais mudanças no processo podem fazer com que os sistemas se desestabilizem,

requerendo uma nova sintonia. No entanto, utilizando controladores multivariável que não possuem parâmetros com influência direta nas características do desempenho do sistema, tais como os controladores sintetizados pelo método *DK-iteration*, um reajuste nos parâmetros seria impossível restringindo suas aplicações.

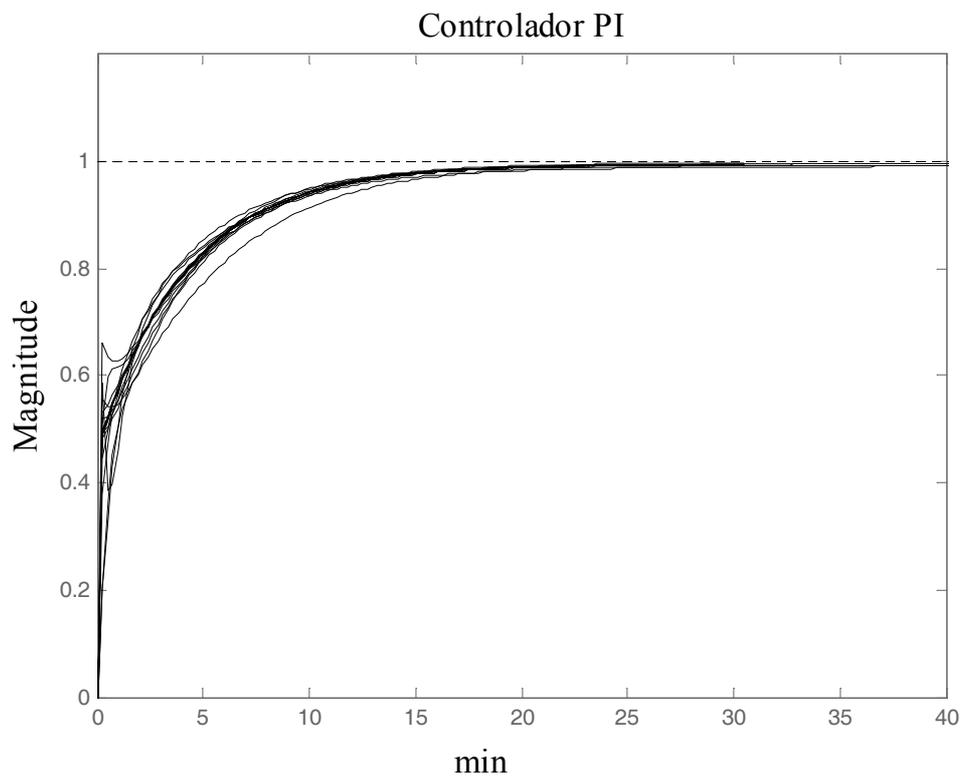


Figura 3. 13 – Simulação para erros de modelagens com controlador PI.

Cada curva apresentada na Figura 3.13 representa um cenário diferente de incertezas possíveis limitadas da seguinte maneira: $\|\Delta_l\| < 1 \quad \forall \omega$, revelando que o controlador PI foi capaz de estabilizar o sistema em todos os casos. Desta forma pode-se afirmar que, para este sistema, desempenhos robustos podem ser obtidos também com controladores simples como os PIs.

3.5.2.Caso II – Reator de Van der Vusse

Neste caso é projetado um controlador para o processo de obtenção de ciclopentenol (B) a partir do ciclopentadieno (A), apresentado por VAN DER VUSSE (1984). Este processo é conduzido em um reator de mistura perfeita (CSTR) onde ocorrem as seguintes reações série-paralelo:



O objetivo é produzir o ciclopentenol, mas como pode ser observado, neste processo ocorre a formação de dois subprodutos: ciclopentanodiol (C) e dicitlopentadieno (D). Desta forma, a malha de controle para este sistema deve ser capaz de controlar a concentração do componente B minimizando a concentração dos produtos indesejáveis. Neste caso buscou-se reproduzir a abordagem de TRIERWEILER (1997), que para controlar este processo utilizando como variáveis manipuladas o calor removido na camisa Q_K e a razão entre a vazão volumétrica da entrada e o volume do reator representado por f (Figura 3.14).

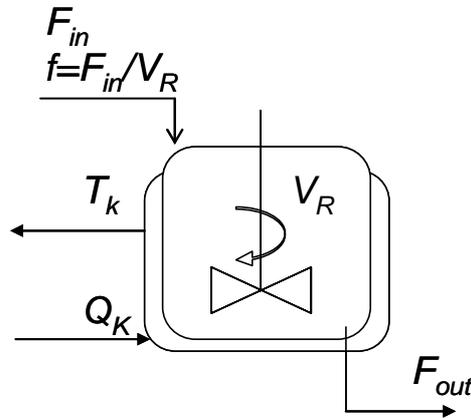


Figura 3. 14 – Reator de Van der Vusse

O modelo linearizado da planta em espaço de estados é descrito pelo sistema de Equações (3.59)

$$\dot{x} = Ax + Bu \quad (3.59)$$

$$y = Cx + Du$$

onde

$$x^T = [C_A \quad C_B \quad T \quad T_K]$$

$$A = \begin{bmatrix} -84,7158 & 0 & -3,7806 & 0 \\ 53,2354 & -69,5297 & 0,7806 & 0 \\ 146,5003 & 208,2508 & -35,8206 & 30,8285 \\ 0 & 0 & 86,6880 & -86,6880 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 4,225 & 0 \\ -0,825 & 0 \\ -5,0 & 0 \\ 0 & 0,1 \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \end{bmatrix}$$

$$D = 0$$

As funções peso utilizadas pelo autor para incertezas, W_I , e desempenho, W_P , são dadas por,

$$W_I(1,1) = \frac{0,004805(0,001001s+1)(0,009398s+1)(0,3586s+1)}{(0,001001s^2+0,03855s+1)(0,158s+1)}$$

$$W_I(1,2) = \frac{1,877 \cdot 10^{-5}(3,883 \cdot 10^{-4}s+1)(3,61 \cdot 10^{-3}s+1)(0,04372s+1)}{(0,00428s^2+0,0547s+1)(0,1484s+1)} \quad (3.60)$$

$$W_I(2,1) = \frac{0,1887(1,06 \cdot 10^{-6}s^2+1,471s+1)(0,8382s+1)}{(0,01169s+1)(0,1176s+1)(0,8222s+1)}$$

$$W_I(2,2) = \frac{7,439 \cdot 10^{-4}(1,888 \cdot 10^{-6}s^2+1023 \cdot 10^{-3}s+1)(0,2156s+1)}{(0,008591s^2+0,1264s+1)(0,2895s+1)}$$

$$W_P = \text{diag} \left\{ \frac{s+0,05}{10s+1 \times 10^{-5}}; \frac{s+0,05}{5s+1 \times 10^{-5}} \right\} \quad (3.61)$$

É importante ressaltar que os pesos para as incertezas foram obtidos a partir da linearização do sistema para valores extremos de concentração do componente B , no entanto, nenhuma justificativa foi fornecida para a função peso W_P ; apenas foi informado que esta resultou em bom desempenho. Este fato demonstra a dificuldade de se trabalhar com a metodologia de controle robusto, visto que em geral não são

disponibilizadas informações concretas sobre como construir as funções peso para o desempenho. Esta constatação sugere a não existência de abordagens gerais e a suspeita de que a forma final é obtida por meio de tentativas sucessivas.

A partir dos dados do processo apresentados por TRIERWEILER (1997) realizou-se a síntese de controladores robustos pelo método *DK-iteration*. As Figuras 3.15 e 3.16 apresentam o comportamento da concentração do produto B, C_B , frente a uma mudança tipo degrau no seu valor desejado e as análises de robustez, respectivamente.

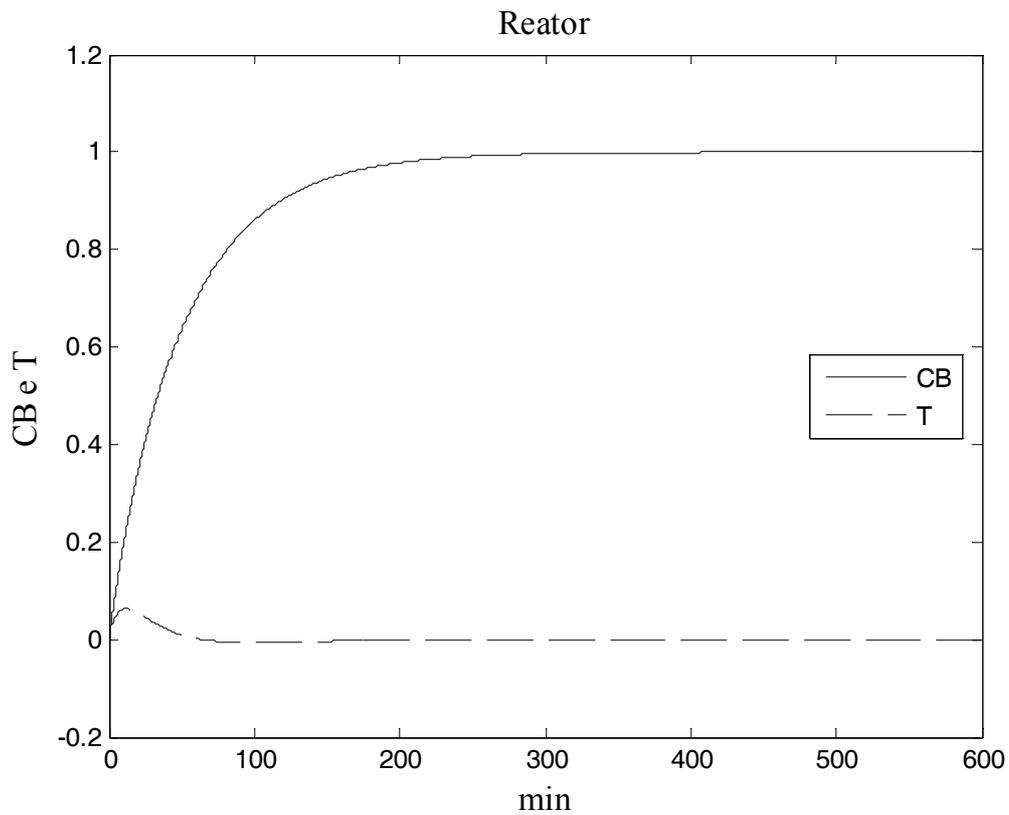
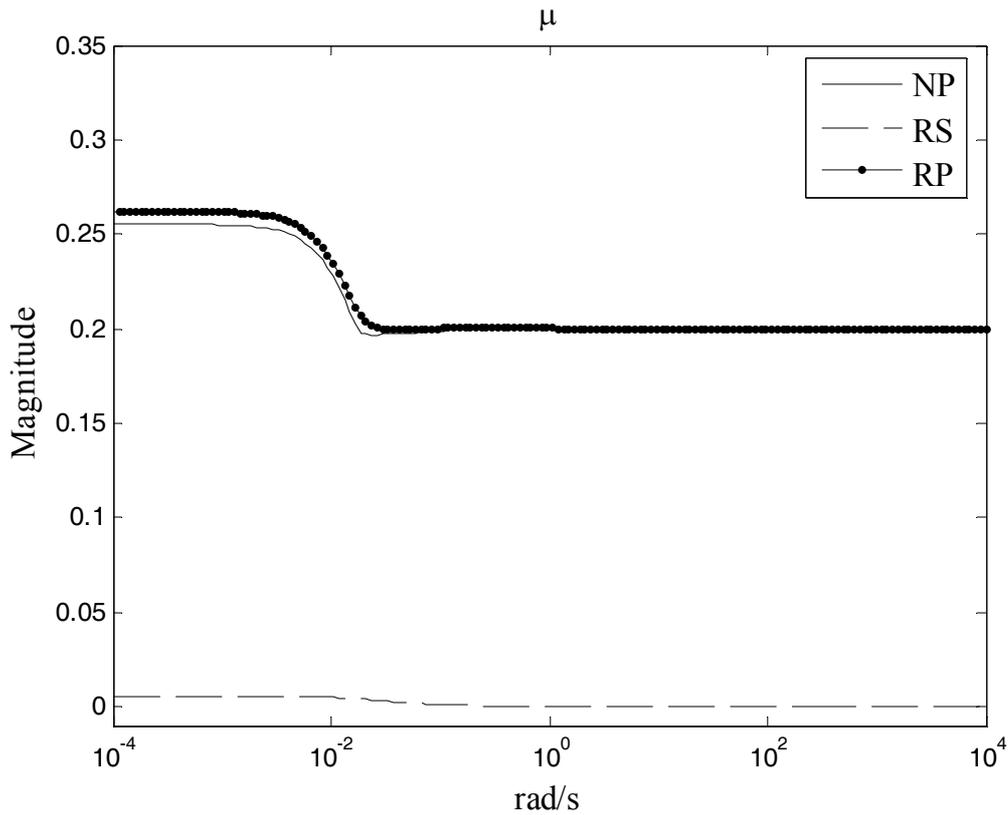


Figura 3. 15 – Simulação do sistema de Van de Vusse em malha fechada.



(b)

Figura 3. 16 – Análise de NP, RS e RP.

A simulação mostra que o sistema se comporta adequadamente com o controlador sintetizado, sem oscilação, atingindo 90% do valor desejado em 118min. Observa-se também que a condição de robustez foi satisfeita, sendo o valor máximo da curva para as curvas de *NS*, *RS* e *RP* menores que 1 em toda a faixa de frequência.

O controlador multivariável obtido possui 46 estados e resultou em um pico de μ igual a 1,78. Conforme relatado anteriormente, a estrutura deste tipo de controlador não fornece a facilidade de se realizar uma nova sintonia caso haja uma mudança no comportamento do sistema. Portanto, sintonizou-se devidamente um controlador PI descentralizado para o sistema em questão de forma a obter um desempenho semelhante ao obtido com o controlador multivariável. As respostas do sistema com cada um dos controladores frente a um degrau unitário na concentração de CB pode ser observado nas Figuras 3.17 e 3.18. A Tabela 3.2 apresenta a sintonia dos controladores PI utilizados no controle descentralizado.

Tabela 3.2 Parâmetros do controlador PI descentralizado

Malha	Kc	Ti
CB/f	5,7827	0,8473
T/Q _K	3,06545x10 ³	18,5438 x10 ³

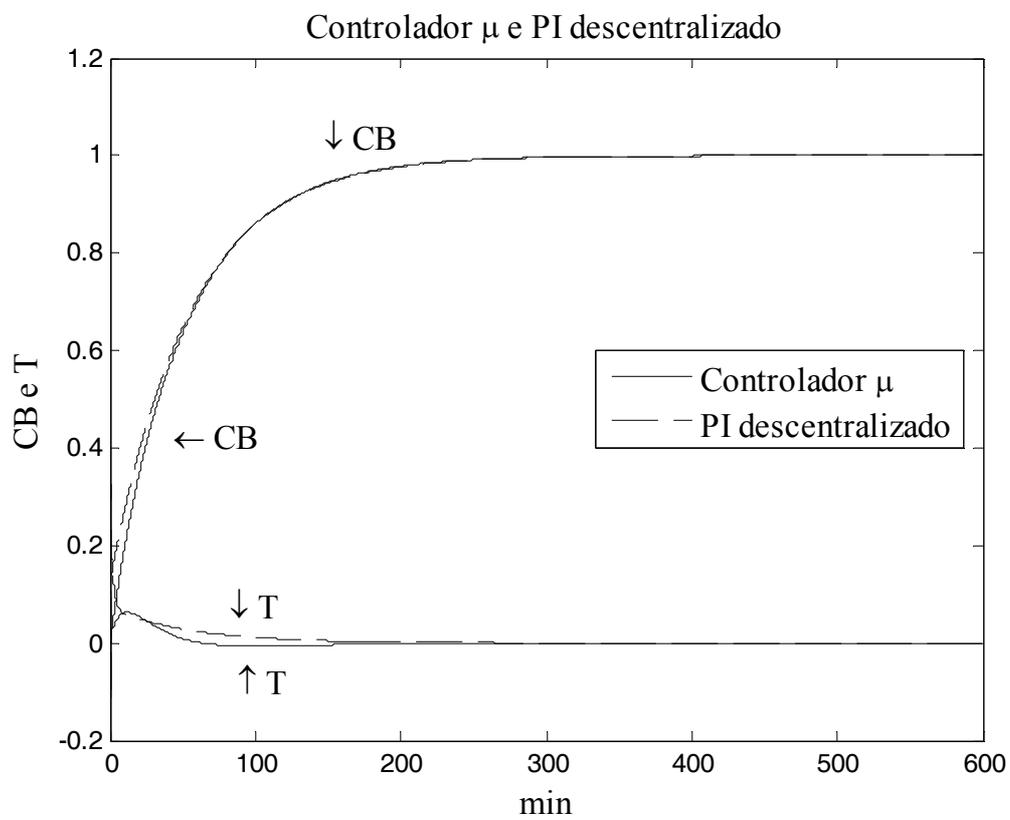
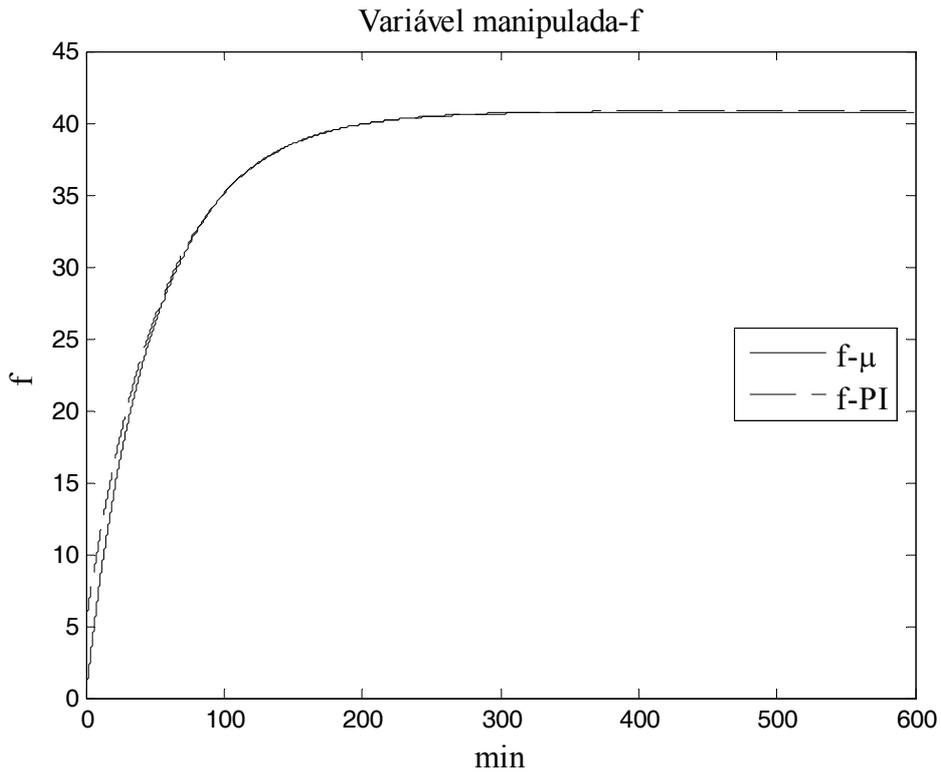
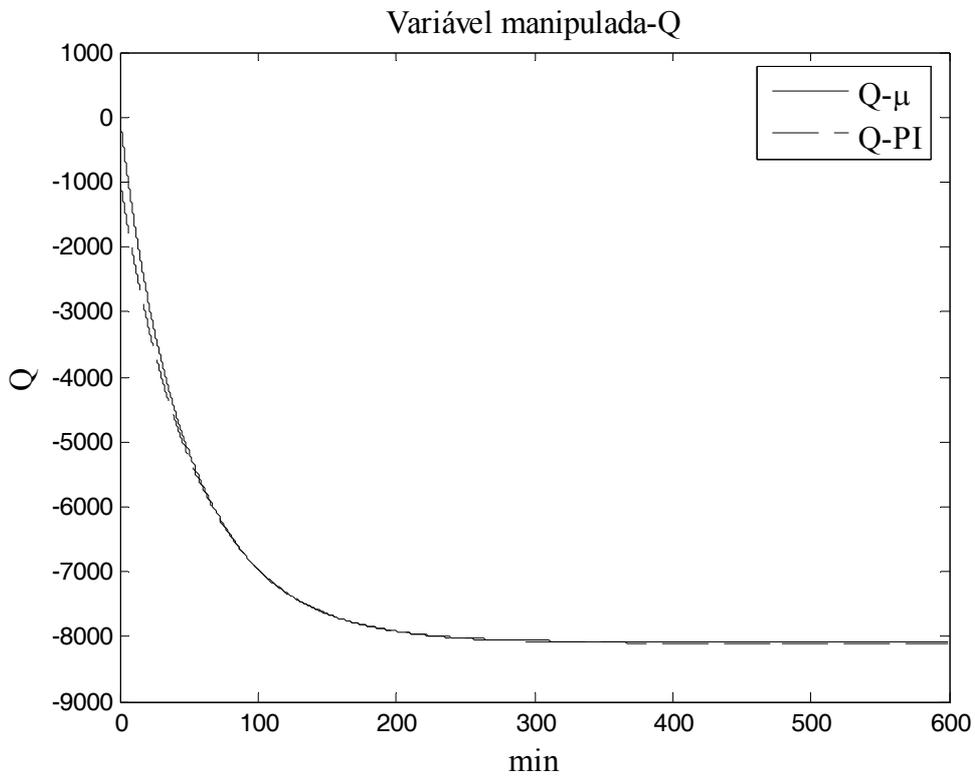


Figura 3. 17 – Sistema em malha fechada com controladores μ e PI



(b)



(c)

Figura 3. 18 – (a) e (b) Comportamento das variáveis manipuladas para os dois controladores.

O desempenho alcançado com os dois controladores foram bem semelhantes e satisfatórios, tanto para o comportamento das variáveis manipuladas quanto para as variáveis controladas.

Investigando a robustez, considerando erros de modelagens para o sistema, sendo $\|\Delta_l\| < 1 \quad \forall \omega$, observa-se que o controlador sintetizado não foi capaz de estabilizar o sistema frente ao conjunto de incertezas testadas, enquanto que o controlador PI se comportou de forma adequada para a mesma situação. A simulação de mudança degrau unitário em CB, considerando os erros de modelagem, em malha fechada para cada controlador é apresentado nas Figuras 3.19 e 3.20.

Vale ressaltar que, na Figura 3.19 para melhor visualização, o tempo de simulação foi reduzido, o que refletiu em poucos pontos para a construção da curvas, como pode ser observado para as curvas de comportamento instável.

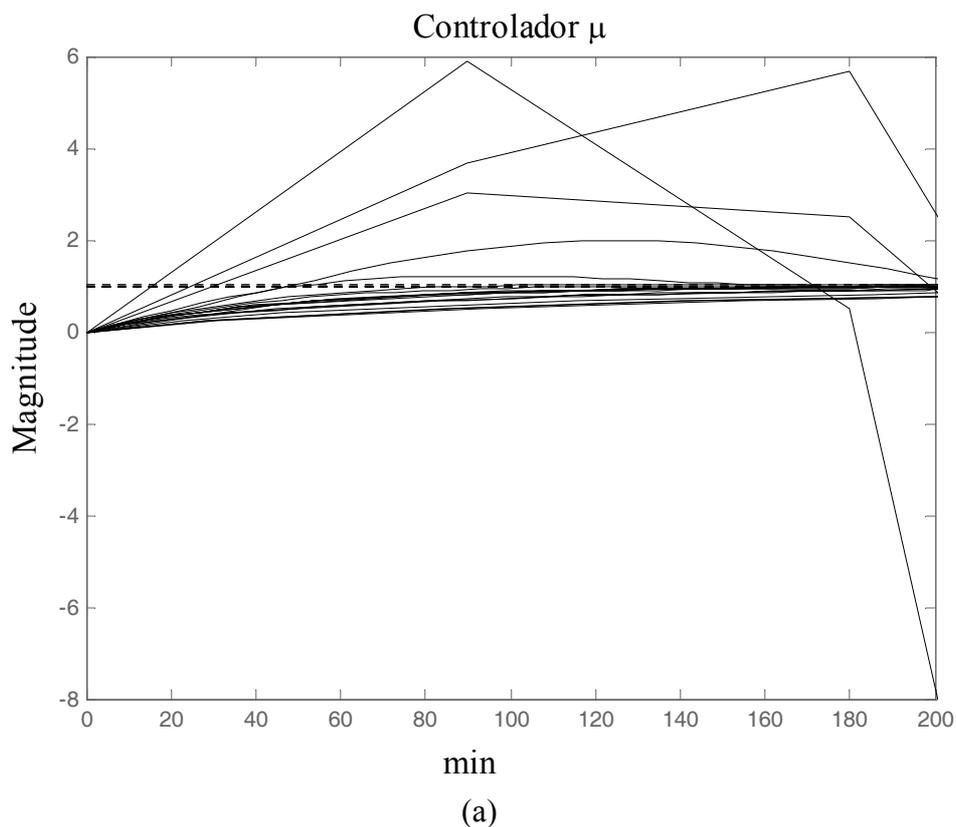
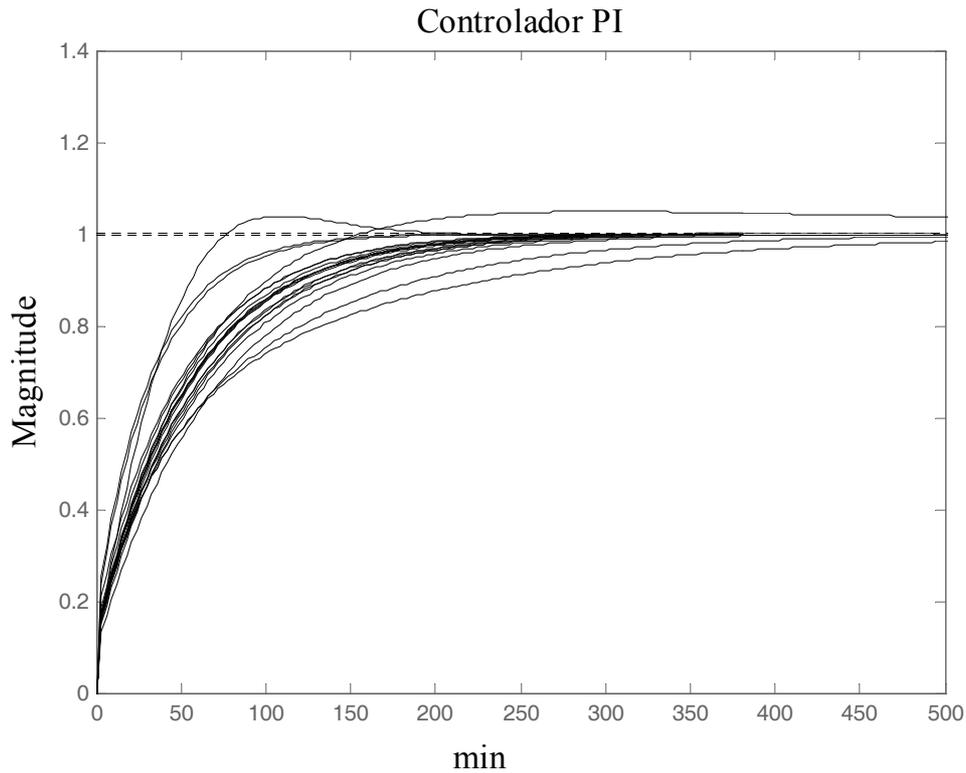


Figura 3. 19– Simulação para erros de modelagens. Sistema em malha fechada com controladores μ , (b) Sistema em malha fechada com controlador PI.



(b)

Figura 3. 20 – Simulação para erros de modelagens.

Sistema em malha fechada com controladores μ , (b) Sistema em malha fechada com controlador PI.

Cada curva apresentada nas Figuras 3.19 e 3.20 corresponde a um conjunto diferente de perturbações limitadas da seguinte forma: $\|\Delta_l\| < 1 \quad \forall \omega$. O comportamento do sistema frente às incertezas com o controlador PI manteve-se estável em todos os casos, o que claramente não aconteceu para o sistema com o controlador sintetizado. Embora apresentem bons resultados, os controladores multivariáveis obtidos são complexos, o que facilita o surgimento de pólos instáveis mediante as incertezas.

É importante destacar que a obtenção destes controladores está fortemente ligada à escolha das funções peso W_I e W_P , para a qual não existe uma metodologia direta, sendo realizada na base de fatigantes tentativas e algumas recomendações vagas apresentadas na literatura.

Os testes realizados para o Caso I e para Caso II mostraram também que sistemas robustos podem ser obtidos por meio de controladores simples como os controladores PI. Além dos excelentes desempenhos obtidos com os controladores PI,

ressalta-se que, com estes controladores, eventuais sintonias podem ser realizadas de forma simples por meio de ajustes de seus parâmetros que possuem características bem conhecidas, sem a árdua tarefa de se propor funções peso para a síntese de novos controladores.

É importante destacar que foram realizados projetos de controladores robustos para outros modelos de coluna de destilação, apresentados no Capítulo 4. Devido à pouca precisão nas informações para a construção das funções peso para o cálculo do valor singular estruturado, não houve nenhum progresso na obtenção destes controladores, visto que as funções assumidas não geravam controladores estáveis. Por sua vez, as rotinas do Matlab utilizadas se mostraram *pouco amigáveis*, não fornecendo nenhuma pista nos casos de não convergência, impossibilitando qualquer tentativa de correção.

Apesar do bom desempenho apresentado pelos controladores sintetizados pela metodologia de controle robusto nos casos exemplificados, ficou claro que a utilização destes controladores não se torna viável, na área de processos, devido à alta complexidade envolvida em sua síntese e à impossibilidade de se realizarem ajustes durante a operação do sistema.

3.6. Número de Desempenho Robusto

A partir da expressão analítica, apresentada na Equação (3.52), para o valor singular estruturado apresentada por DOYLE & STEIN (1991), TRIERWEILER (1997) desenvolveu um índice capaz de determinar a dificuldade de um sistema em atingir o desempenho desejado de forma robusta, o que auxilia a determinação de quais estruturas de controle (e controladores) poderiam gerar bons desempenhos.

Considerando a expressão 3.52, segundo o autor, o termo $|w_p s| + |w_t t|$ é pequeno quando o sistema atende as condições de NP e RS , portanto, pode ser eliminado. Outras considerações feitas pelo autor foram assumir w_p e w_t como sendo iguais a 1 e substituir as funções s e t pelas funções S e T desejadas. Dentro deste novo cenário foi definida a função Γ segundo

$$\Gamma(G, T, \omega) = \sqrt{\bar{\sigma}([I - T(i\omega)]T(i\omega)) \left(\gamma^*(G(i\omega)) + \frac{1}{\gamma^*(G(i\omega))} \right)} \quad (3.62)$$

$$RPN = \Gamma_{\sup}(G, T, \omega) = \sup_{\omega \in \mathfrak{R}} \{\Gamma(G, T, \omega)\} \quad (3.63)$$

A função Γ leva em conta o condicionamento do sistema por meio do termo $\left(\gamma^*(G(i\omega)) + \frac{1}{\gamma^*(G(i\omega))} \right)$. O termo $\bar{\sigma}([I - T(i\omega)]T(i\omega))$, que depende da função complementar de sensibilidade alcançável pelo sistema, é interpretado como uma função peso que apresenta sua máxima magnitude na frequência de corte desse sistema. Esta função complementar de sensibilidade alcançável é obtida estabelecendo o desempenho desejável para o sistema e eliminando os termos de fase não mínima, isto é, zeros no semi-plano direito do plano complexo e tempo morto.

Neste caso, o escalonamento do sistema é realizado a cada frequência ω . Porém, o máximo da função Γ ao longo da frequência corresponde à frequência de maior importância para o controle, ou seja, a frequência de trabalho do sistema. Desta forma pode-se trabalhar com um escalonamento constante para o sistema utilizando as matrizes de escalonamento, L e R , da região de máximo para o RPN. Procedendo-se desta maneira identifica-se o acréscimo na direcionalidade do sistema ao longo da frequência. Assim define-se RPN_{LR} como o máximo da função Γ_{LR} conforme apresentado nas Equações (3.64) e (3.65).

$$\Gamma_{LR}(G, T, \omega) = \sqrt{\bar{\sigma}(L[I - T(i\omega)]T(i\omega)L^{-1}) \left(\gamma(LG(i\omega)R) + \frac{1}{\gamma(LG(i\omega)R)} \right)} \quad (3.64)$$

$$RPN = \Gamma_{\sup}(G, T, \omega) = \sup_{\omega \in \mathfrak{R}} \{\Gamma_{LR}(G, T, \omega)\} \quad (3.65)$$

3.7. Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os índices utilizados neste trabalho para avaliar diferentes configurações para controle dual de composição de uma coluna debutanizadora. Dentro de um leque de possíveis alternativas foram escolhidos o RGA, o Número de Condicionamento e o RPN. Devido à raiz teórica deste último, para seu melhor entendimento, foram introduzidos de forma sucinta alguns conceitos da teoria de controle robusto. Além disso, e como parte dos estudos de controle robusto vinculados com esta dissertação, foi mostrada a metodologia de projeto de controladores robustos usando a abordagem *DK-Iteration*. Por meio de dois exemplos foi possível ter uma visão razoavelmente clara das dificuldades envolvidas com este tipo de controladores, além das deficiências das ferramentas computacionais disponíveis. Estas deficiências levaram a não implantação de um controlador robusto para a planta estudada.

4. PROCESSO DE DESTILAÇÃO - COLUNA DEBUTANIZADORA

Em virtude do mau condicionamento freqüentemente apresentado por colunas de destilação, tais plantas têm sido alvo de constantes estudos em controle de processos (LUYBEN, 1989; SKOGESTAD, 2007). Complexidade adicional pode ser encontrada em colunas estabilizadoras de nafta, ou debutanizadoras, devido ao grande número de componentes envolvidos, com pontos de ebulição que variam de -20,55K (frações mais leves, como hidrogênio e nitrogênio) a 447,2K (que corresponde às frações mais pesadas).

Neste capítulo será apresentada a coluna debutanizadora usada nos estudos realizados. Apresenta-se também a modelagem rigorosa, a identificação de modelos simplificados para controle e as configurações de controle dual escolhidas para análise.

4.1. Descrição do Processo

As colunas debutanizadoras são responsáveis por reduzir a quantidade de compostos de baixa massa molar presentes na nafta proveniente das torres de pré-flash. Estes compostos são responsáveis por perdas devido à evaporação quando estocados em reservatórios atmosféricos. Desta forma, as colunas debutanizadoras diminuem as quantidades de compostos leves (com número de carbono igual ou inferior a 4), o que resulta na corrente de nafta estabilizada no fundo da coluna (ALMEIDA, 1999).

No topo da coluna debutanizadora, a especificação do processo visa obter correntes de gás liquefeito de petróleo (GLP) com o menor teor possível de componentes de alta massa molar (com número de carbonos igual ou superior a 5). Estes componentes pesados não evaporam nos botijões de gás das residências e, desta forma, não seriam utilizados para a combustão.

A planta consiste em uma coluna de destilação com 30 pratos com 75% de eficiência de Murphee, um condensador parcial e um refeedor. A alimentação é

composta por um total de 27 componentes, sendo 16 pseudo-componentes representando as frações mais pesadas e 11 componentes leves, os quais podem ser identificados por cromatografia gasosa.

As frações mais pesadas são mais difíceis de serem caracterizadas por cromatografia gasosa, estes componentes são caracterizados por uma curva de destilação que depois é convertida em pseudo-componentes, (ALMEIDA, 1999). Desta, a carga foi dividida em 16 pseudo-componentes, conforme apresentado na Tabela 4.1

Tabela 4. 1 - Pseudo-componentes da fração pesada da alimentação

Pseudo-Componente	Ponto de Ebulição	Massa Molar
NBP 11	11,03	60,61
NBP 26	25,96	65,48
NBP 40	40,37	72,37
NBP 54	54,02	78,10
NBP 67	67,32	83,86
NBP 82	82,36	90,50
NBP 97	96,58	97,45
NBP 111	110,59	104,80
NBP 125	124,80	112,38
NBP 139	139,10	120,23
NBP 153	153,25	128,47
NBP 168	167,57	137,37
NBP 181	181,09	145,28
NBP 196	195,65	154,33
NBP 210	209,98	163,78
NBP 225	224,80	174,05

A corrente de alimentação entra no sistema a 40°C, com pressão de 8 kgf/cm²g com uma vazão de 1445 m³/d.A Tabela 4.1 apresenta a carga do sistema apresentado por ALMEIDA (1999) utilizada neste trabalho.

Tabela 4. 2 – Carga da coluna de estabilização de nafta.

Componentes	%volume	Pseudo-Componentes	%volume
Nitrogênio	0,001149	NBP11	0,016629
Propano	0,02779	NBP26	0,024385
1-Buteno	$4,09 \times 10^{-04}$	NBP40	0,042889
Iso-Pentano	$4,50 \times 10^{-04}$	NBP54	0,0687011
Monóxido de Carbono	$1,49 \times 10^{-04}$	NBP67	0,0714001
Etano	0,001868	NBP82	0,0680551
Etileno	0,001558	NBP97	0,0791801
Hidrogênio	$9,50 \times 10^{-05}$	NBP111	0,0877661
Iso-Butano	$1,94 \times 10^{-02}$	NBP125	0,0828541
Metano	$8,80 \times 10^{-05}$	NBP139	0,0803471
n-Butano	5,4717	NBP153	0,0805941
		NBP168	0,0743761
		NBP181	0,043618
		NBP196	0,029562
		NBP210	0,022413
		NBP225	0,019526

Este sistema conta com uma integração energética (conforme apresentado nas Figuras 4.1-4.4) onde o produto de fundo é utilizado para pré aquecer a carga por meio de um trocador casco tudo. O coeficiente global de troca térmica utilizado foi de $6,0 \times 10^4$ kcal/ °C/h com uma perda de carga de $0,5 \text{ Kgf/cm}^2$ tanto para o casco quanto para o tubo. Após a troca térmica, a carga entra alimenta a coluna de destilação pelo prato 17 à 136°C e 6% vaporizada.

O perfil de temperatura da coluna tem as seguintes características: 54°C no topo e 163°C no fundo. A perda de carga utilizada foi de $0,8 \text{ Kgf/cm}^2$ sendo $7,0 \text{ Kgf/cm}^2$ a pressão no topo e $7,8 \text{ Kgf/cm}^2$ a pressão no fundo.

Para realizar a convergência da simulação estática e exportá-la para o modo dinâmico no simulador, são necessárias algumas informações a respeito dos equipamentos as quais são apresentadas na Tabela 4.3.

Tabela 4. 3 – Especificações dos equipamentos

Equipamento	Especificação	Valor
Pré-Aquecedor de carga	Volume do lado dos tubos	2 m ³
	Volume do lado do casco	5m ³
Torre	Diâmetro da coluna	1,86m
	Comprimento do vertedor	1,63m
	Altura do vertedor	0,07m
	Volume mínimo	19m ³
Condensador	Volume do condensador	1,08m ³
	Volume do vaso	10
	<i>Setpoint</i> do nível do vaso	50%
	Carga térmica	1x10 ⁹ cal/h
Refervedor	Volume de fundo da torre e refervedor	16m ³
	<i>Setpoint</i> do nível de fundo	50%
	Carga térmica	1,9x10 ⁹ cal/h

A partir das condições apresentadas, a simulação em modo estacionário resultou no estado estacionário com 0,866498 de fração molar de leves no topo e $6,36 \times 10^{-4}$ de fração molar de leves no fundo. Este estado estacionário foi o ponto de operação escolhido para os estudos realizados neste trabalho.

4.1.1. Estruturas de controle

Em unidades de estabilização de nafta o objetivo é produzir GLP com baixos teores de componentes de alta massa molecular, componentes estes que contribuem para o aumento do intemperismo do GLP.

Outra especificação está relacionada à qualidade da nafta estabilizada produzida no fundo da coluna. Como já foi mencionado, a fim de evitar perdas por evaporação em tanques de armazenamento busca-se obter naftas com reduzidas frações de componentes de baixa massa molar (C₄).

Em virtude do exposto, foram propostas para a planta em questão estruturas de controle que atendessem às especificações de processo, isto é, que controlassem o teor de leves no topo e no fundo da coluna estabilizadora. Para tal, foram utilizadas

estruturas clássicas apresentadas na literatura tais como (CANABARRO *et al*, 2009, SKOGESTAD, 2006, SKOGESTAD *et al*, 1990).

- LV: Nesta estrutura os refluxos de topo (L) e fundo (V) são utilizados como variáveis manipuladas para o controle das composições de topo e fundo (Figura 4.1);
- L/D-V/B: Esta estrutura opera a partir das razões de correntes de topo e fundo, sendo a razão L/D a variável manipulada de topo e V/B a variável manipulada de fundo (Figura 4.2);
- DV: Esta estrutura é construída de forma a ter a vazão de destilado como variável manipulada para o controle da composição de topo e o refluxo de fundo como variável manipulada para o controle de composição de fundo (Figura 4.3);
- LVCascata: Nesta estrutura, o controle de composição de topo e fundo é efetuado pelas malhas principais fornecendo o *setpoint* para as malhas escravas, sendo estas malhas de controle de vazão (no topo) e de temperatura (no fundo) (Figura 4.4).

Vale ressaltar que a forma escolhida para manipular a vazão de refluxo de fundo foi por meio da manipulação da carga térmica do refeedor.

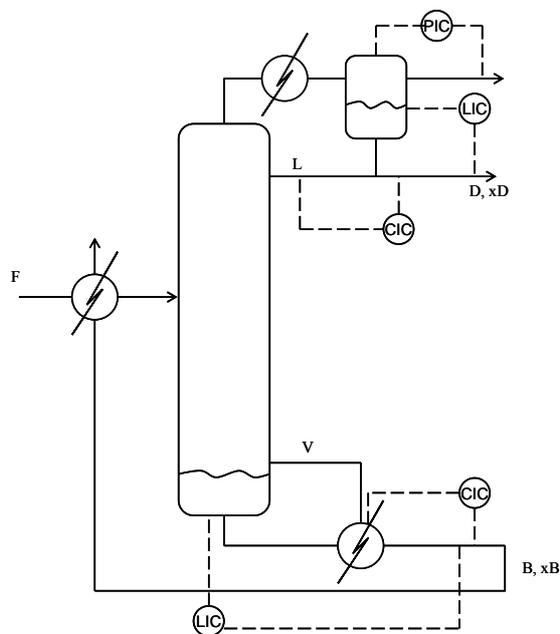


Figura 4. 1 – Estrutura de controle LV

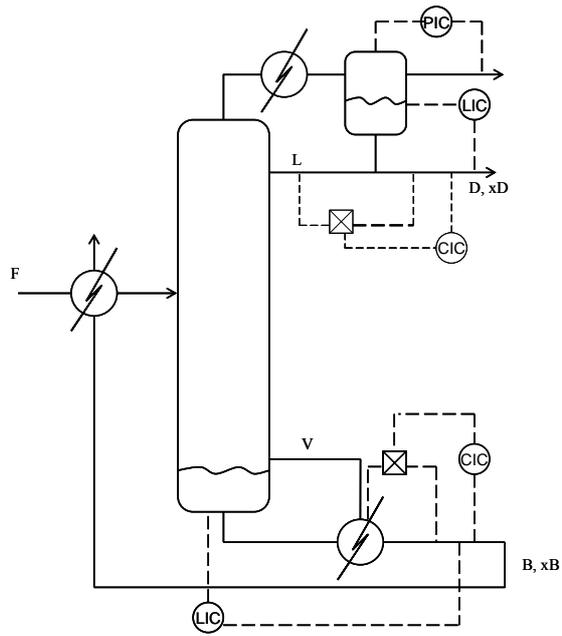


Figura 4. 2 – Estrutura de controle L/D-V/B

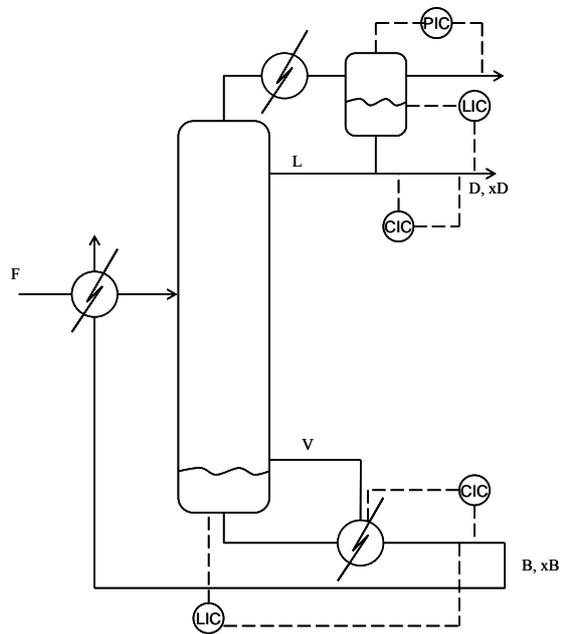


Figura 4. 3 – Estrutura de controle DV

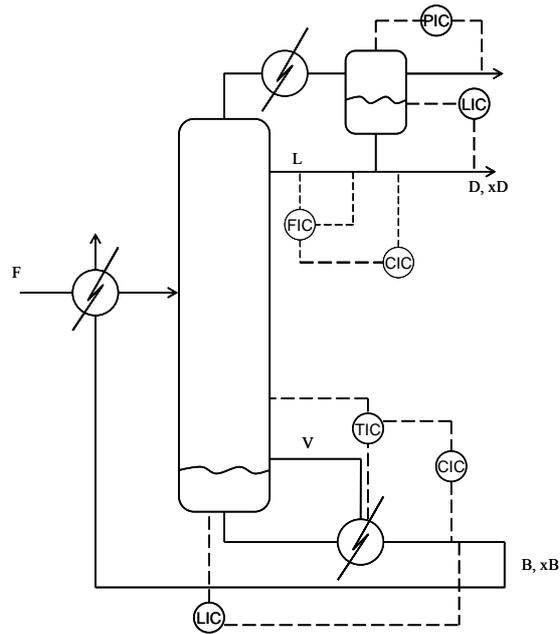


Figura 4. 4 – Estrutura de controle LVCascata

Para que o controle de temperatura na malha em cascata fosse o mais adequado, isto é, as medidas de temperatura fossem realizadas em regiões onde há maior sensibilidade a distúrbios no sistema, analisou-se o comportamento estacionário da temperatura dos pratos da coluna diante de perturbações na temperatura de entrada (Figura 4.5). Para a região abaixo da alimentação, a região em que se observou maior variação na temperatura para as perturbações situava-se em torno do prato de número 24.

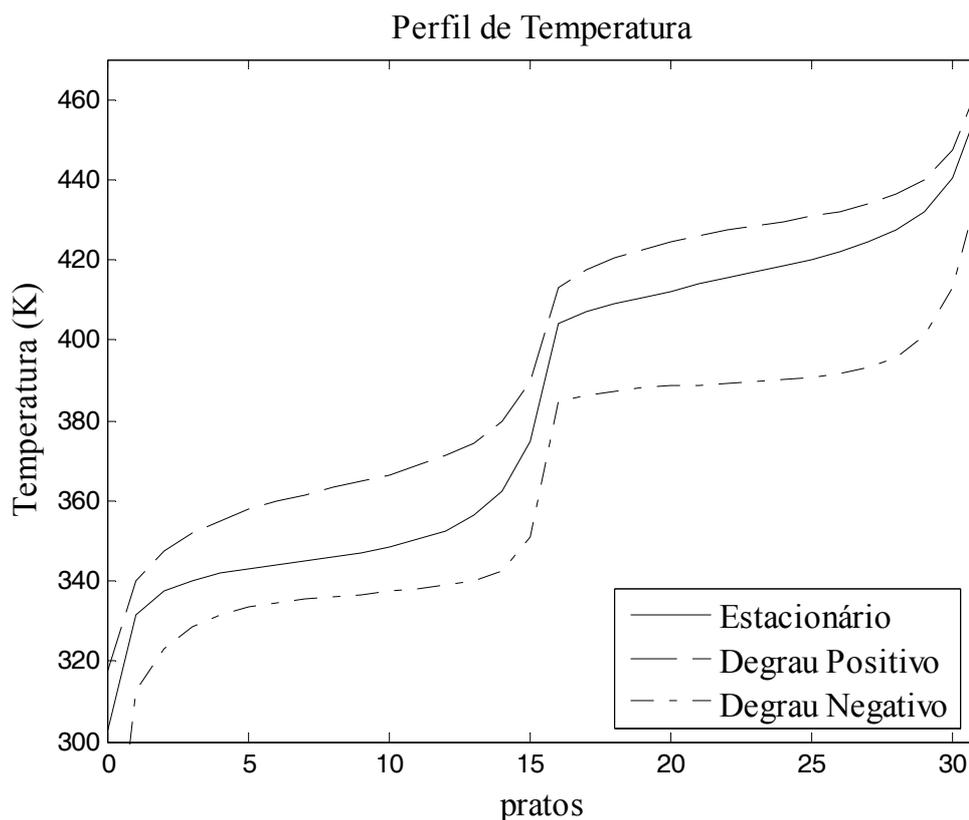


Figura 4. 5 – Perfil de temperatura na coluna.

As perturbações realizadas foram de $\pm 5\%$ a partir do valor estacionário de 313,15K.

4.2. Modelagem dinâmica de colunas de destilação

Neste trabalho são estudadas ferramentas de análise de sistemas (processos, operações) visando a determinação das principais características que definem a viabilidade de seu controle (“controlabilidade”). O sistema escolhido para este estudo é uma coluna de destilação, que por meio de uma modelagem rigorosa se aproxima da complexidade do sistema real. Por outro lado, as ferramentas estudadas são baseadas em modelos simplificados. Desta forma, nesta seção são apresentadas de forma sucinta as abordagens para a modelagem de colunas de destilação utilizadas no trabalho: a rigorosa e a simplificada. Neste sentido é importante notar que as colunas de destilação representaram e representam a principal operação unitária da indústria química em termo de quantidade e, principalmente, em termos de consumo energético.

Em 1992 Skogestad, apresentou uma completa revisão crítica sobre a dinâmica e o controle de colunas de destilação, bem abrangente para a época (SKOGESTAD,

1992). Nesse trabalho o autor discute a modelagem de colunas de destilação, tanto de pratos (em estágios) como empacotadas, considerando os diferentes tipos de modelos, conforme o rigor utilizado na descrição dos fenômenos físico-químicos envolvidos, e segundo o uso final a que se destinam.

A modelagem rigorosa de colunas de destilação de pratos envolve balanços de massa e energia para cada componente em cada prato, modelos que descrevem os níveis de líquido nos pratos, Equações de equilíbrio de fase, Equações de propriedades físicas e modelos que descrevam a dinâmica da pressão e do escoamento de líquido. Além disso, a modelagem rigorosa envolve modelos detalhados de refeedor e condensador. (SKOGESTAD, 1992; ROFFEL, 2000).

Em seu trabalho de 1992, Skogestad mencionou não haver encontrado programas computacionais endereçados à simulação de colunas de destilação que utilizassem uma modelagem tão rigorosa quanto à acima descrita. Em 2010 ainda são encontrados trabalhos que fazem referências à complexidade matemática e ao custo computacional envolvidos na modelagem rigorosa de colunas de destilação, o que coloca um limite no rigor que pode ser atingido em cada caso. Desta forma, algumas considerações simplificadoras comuns são freqüentemente assumidas (ROFFEL, 2000, SKOGESTAD, 1992):

- Mistura ideal entre as fases vapor e líquida;
- Uniformidade entre a pressão e temperatura nos pratos;
- Eficiência constante e independente do tipo de carga;
- Desconsideração de arraste e gotejamento.
- Simplificações na dinâmica do vapor, como a não consideração do *holdup* de vapor com pressões fixas ou a utilização de pressões com *holdup* de vapor;
- Simplificações no balanço de energia, desconsiderando mudanças na entalpia do líquido ou desprezando mudanças na energia contida nos *holdups*;
- Simplificações no escoamento da fase líquida, considerando uma dinâmica linear para escoamento do líquido.

É muito difícil colocar um limite no conceito de “rigor” e, nesse sentido, FLETCHER & MORTON (2000) consideraram como rigorosos os modelos de coluna de destilação que são capazes de fornecer informações sobre composição, temperatura e vazões de cada prato, como é o caso do modelo proposto por STAUDT (2007)

construído no simulador EMSO. Nesta dissertação, o modelo utilizado na descrição da planta “real” corresponde a esta categoria de rigor e foi construído no simulador dinâmico comercial ASPEN.

Apesar de ter sido destacada a importância da revisão feita por SKOGESTAD (1992), isto não quer dizer que a modelagem de colunas de destilação tenha parado no tempo, como mostra claramente o trabalho de TAYLOR (2007). A tendência seguida por muitos anos na modelagem de colunas de destilação, utilizando modelos de estágios em equilíbrio, tem sido alterada para a utilização de modelos onde é considerado que nos estágios o equilíbrio não é alcançado. Nesta forma de modelagem, balanços distintos são realizados para cada fase, cada qual incluindo termos de transferência de massa e energia na interface entre as fases líquida e vapor. Além desta forma de modelagem, TAYLOR (2007) relata a crescente presença na literatura de modelos baseados em fluido-dinâmica computacional (CFD). Entretanto, é importante notar que estas abordagens mais rigorosas envolvem graus de dificuldade que, por enquanto, não justificam seu uso em estudos que envolvam o controle de processos, pois nestes casos a precisão alcançada com o modelo se perde dentro das incertezas típicas dos processos controlados (ruído, erros de sensores e atuadores, etc.).

4.2.1 Obtenção dos Modelos Lineares

Os modelos simplificados utilizados neste trabalho para a análise das configurações de controle da coluna de destilação, acompanhando a tendência observada na literatura, são modelos lineares descritos na forma de funções de transferência. Estes modelos simplificados foram identificados a partir de dados gerados no simulador comercial.

A partir das estruturas apresentadas foram realizadas identificações da planta em malha aberta a fim de obter modelos lineares para posteriores análises. Para tanto, e devido à não linearidade do sistema, realizaram-se perturbações degrau positivas e negativas em malha aberta para cada estrutura. A Tabela 4.2 apresenta a descrição das perturbações realizadas para cada estrutura proposta.

Tabela 4. 4 – Local de aplicação dos degraus nas diferentes estruturas de controle.		
Estruturas	Topo	Fundo
LV	Degrau na vazão de refluxo	Degrau na carga térmica do refeedor
LVCascata	Degrau no <i>setpoint</i> da malha escrava (vazão de refluxo).	Degrau no <i>setpoint</i> da malha escrava (temperatura do prato 24)
L/D-V/B	Degrau na razão de refluxo de topo L/D	Degrau na razão de refluxo de fundo V/B
DV	Degrau na razão de produto de topo D	Degrau na carga térmica do refeedor

Os degraus aplicados foram de 5% de magnitude, tanto para as perturbações positivas quanto as perturbações negativas, a partir dos valores estacionários, exceto para a temperatura em que foi utilizado um degrau de 1% devido à sensibilidade da coluna a grandes variações na temperatura de entrada. Os valores estacionários das variáveis manipuladas são apresentados na Tabela 4.5. O comportamento do sistema frente às perturbações nas variáveis manipuladas, correspondente a cada estrutura de controle, tal como descrito na Tabela 4.4, é apresentado no Anexo I.

Tabela 4. 5 – Valor estacionário das variáveis manipuladas.		
Estruturas	Topo	Fundo
LV	0,074308	2959705W
LVCascata	0,0743Kmol/s	416,44K
L/D-V/B	4,495164	0,0289
DV	0,016531Kmol/s	2959708W

Observa-se que as respostas não apresentam tempo morto, porém alguns canais apresentam características de sistemas de segunda ordem ou superior, tais como *overshoots*, derivada zero no início da resposta e resposta inversa.

Para a identificação foram propostos 4 modelos de respostas possíveis, sendo seus parâmetros determinados de tal forma a ajustarem adequadamente seu comportamento ao observado na planta. Os modelos propostos para identificação são representados pelas Equações (4.1) a (4.4).

$$G = \frac{K}{T1s + 1} \quad (4.1)$$

$$G = \frac{K(Tz \cdot s + 1)}{T1 \cdot s + 1} \quad (4.2)$$

$$G = \frac{K}{T1^2 \cdot s^2 + 2\xi T1 \cdot s + 1} \quad (4.3)$$

$$G = \frac{K(Tz \cdot s + 1)}{T1^2 \cdot s^2 + 2\xi T1 \cdot s + 1} \quad (4.4)$$

A partir dos degraus aplicados na planta foram coletados os dados do comportamento das variáveis controladas com um tempo de amostragem de 0,60min. O ajuste foi realizado buscando o valor dos parâmetros dos modelos propostos que minimizassem o quadrado do erro entre as respostas do modelo e os dados amostrados. Devido à diferença de ganho, apresentada pelo sistema diante das diferentes perturbações, os modelos foram identificados utilizando os dados das perturbações positivas e negativas, buscando desta forma, modelos que mais se aproximassem dos comportamentos obtidos para os dois tipos de perturbações. O Anexo II apresenta um comparativo entre os modelos identificados para cada perturbação e os dados amostrados da coluna utilizados na identificação dos modelos.

Os modelos médios identificados estão descritos nas Equações (4.5) – (4.8)

$$GLV = \begin{bmatrix} \frac{0,23565}{(s + 0,01107)} & \frac{-8,4936e - 10}{(s^2 + 0,04856s + 0,001198)} \\ \frac{0,0063391}{(s + 0,02041)} & \frac{-1,3704e - 10}{(s^2 + 0,07718s + 0,02486)} \end{bmatrix} \quad (4.5)$$

$$GLV_{cascata} = \begin{bmatrix} \frac{2,173(s - 0,002537)}{(s + 0,0094)} & \frac{-5,9456e - 005}{(s + 0,8042)(s + 0,01251)} \\ \frac{0,026616(s - 0,01695)}{(s + 0,02069)} & \frac{-5,315e - 6s + 5e - 8}{(s^2 + 0,03s + 1,936e - 4)} \end{bmatrix} \quad (4.6)$$

$$GDV = \begin{bmatrix} \frac{-0,25687}{(s + 0,006648)} & \frac{-6,5125e - 010}{(s + 0,05855)(s + 0,009197)} \\ \frac{-0,0051954}{(s + 0,008058)} & \frac{-2,9306e - 010}{(s + 0,02201)} \end{bmatrix} \quad (4.7)$$

$$GLD_{VB} = \begin{bmatrix} \frac{0,0004323}{(s + 0,008755)} & \frac{-0,042604}{(s + 0,06189)(s + 0,009136)} \\ \frac{7,0063e - 006}{(s + 0,008973)} & \frac{-0,021633}{(s + 0,01893)} \end{bmatrix} \quad (4.8)$$

Observa-se que os ganhos dos sistemas são pequenos para o fundo da coluna, menores que 10^{-4} , exceto para a estrutura L/D_V/B que apresenta magnitude igual a 1,14. Estes valores baixos de ganhos tornam o fundo da coluna menos sensível às variáveis manipuladas. Os tempos de ascensão para o fundo são menores, para perturbações no fundo, do que os tempos de ascensão do topo quando submetidos a perturbações no topo, o que indica que o fundo da coluna reage mais rapidamente e, portanto, responderia também rapidamente às ações de controle.

Da mesma forma realizada para o caso das variáveis manipuladas, foram obtidos modelos que relacionam os distúrbios de entrada com as saídas do sistema (G_d), a fim de estudar o efeito no desempenho das estruturas propostas. Para isto, foram coletados dados das composições de topo e fundo do sistema quando submetido a perturbações na vazão molar (F), na temperatura (T) e na composição da entrada (Comp). Devido ao fato da carga ser constituída por 27 componentes e, sendo este processo mais sensível à quantidade dos componentes mais leves, escolheu-se trabalhar com a fração molar de etano ao realizar as perturbações na entrada. Os valores dos degraus positivos aplicados para cada variável foram de 5% para a F e T, e 3% para a Comp a partir dos SUS respectivos valores estacionários de 0,122613Kmol/s, 313,15K e 0,02245Kmol/m³.

Os modelos identificados estão descritos nas Equações (4.9) – (4.12)

$$GLV_d = \begin{bmatrix} \frac{14,93}{1009s^2 + 70,88s + 1} & \frac{-0,01055}{1107s^2 + 49,13s + 1} & \frac{-0,8401}{57,42s + 1} \\ \frac{6,04}{3490s^2 + 101,4s + 1} & \frac{-3,673e-005}{185,2s^2 + 20s + 1} & \frac{-0,007605}{65,9s + 1} \end{bmatrix} \quad (4.9)$$

$$GLV_{c_d} = \begin{bmatrix} \frac{0,24}{225s^2 + 750s + 1} & \frac{-0,06292s + 0,0007098}{109,4s + 1} & \frac{-0,4154}{23,38s + 1} \\ \frac{0,02324}{1,947s^2 + 2,745s + 1} & \frac{2,193e-005}{80,16s + 1} & \frac{0,004748s - 0,0004032}{40,91s + 1} \end{bmatrix} \quad (4.10)$$

$$GDV_d = \begin{bmatrix} \frac{13,92}{3393s^2 + 129,8s + 1} & \frac{-0,01213}{2396s^2 + 110,9s + 1} & \frac{-1,153}{100,2s + 1} \\ \frac{2,371}{4468s^2 + 177,3s + 1} & \frac{-3,756e-005}{33,81s + 1} & \frac{-0,01279}{481,5s^2 + 120,4s + 1} \end{bmatrix} \quad (4.11)$$

$$GLD_VB_d = \begin{bmatrix} \frac{-3,154}{122,3s + 1} & \frac{-0,007509}{122,3s + 1} & \frac{-0,4097}{19,46s + 1} \\ \frac{1,513s - 0,0369}{126,9s + 1} & \frac{0,0001276s - 3,432e-005}{32,71s + 1} & \frac{0,004492s - 9,129e-005}{136,5s^2 + 6,98s + 1} \end{bmatrix} \quad (4.12)$$

O Anexo III apresenta o comportamento, em variável desvio, da planta e dos modelos de distúrbios identificados frente aos distúrbios realizados na entrada utilizados para identificar estes modelos. Observa-se que a sensibilidade e a velocidade de resposta da planta aos diferentes distúrbios foram distintas para as diferentes estruturas de controle, tanto para o topo quanto para o fundo da coluna. Sendo assim, o comportamento da coluna aos distúrbios na entrada depende do tipo de estrutura de controle escolhido para a planta.

Os modelos identificados para as perturbações indicam em geral que as diferentes estruturas são mais sensíveis aos distúrbios na vazão de entrada (apresentam maior ganho estático). A única exceção foi observada para a malha LVCascata, para a qual o valor de ganho estático da resposta do topo a um distúrbio na vazão de entrada forneceu um dos menores valores para as três perturbações testadas. Isto ocorre, pois as malhas escravas de topo e fundo das estruturas em cascata atuam diminuindo as variações na vazão de refluxo e na temperatura do prato mais sensível causadas pelo distúrbio na vazão de entrada. Os ganhos estáticos podem ser visualizados nas Equações (4.13) a (4.16).

$$GLV_d = \begin{bmatrix} 14,93 & -0,01055 & -0,8401 \\ 6,04 & -3,673e-005 & -0,007605 \end{bmatrix} \quad (4.13)$$

$$GLV_{c_d}(0) = \begin{bmatrix} 0,24 & 0,0007098 & -0,4154 \\ 0,02324 & 2,193e-005 & -0,0004032 \end{bmatrix} \quad (4.14)$$

$$GDV_d(0) = \begin{bmatrix} 13,92 & -0,01213 & -1,153 \\ 2,371 & -3,756e-005 & -0,01279 \end{bmatrix} \quad (4.15)$$

$$GLD_{-VB_d} = \begin{bmatrix} -3,154 & -0,007509 & -0,4097 \\ -0,0369 & -3,432e-005 & -9,129e-005 \end{bmatrix} \quad (4.16)$$

É importante destacar que os controladores das malhas principais têm como saída controlada os valores desejados para as malhas escravas. Desta forma, ao se colocar as malhas principais em manual os valores de *setpoint* dos controladores escravos ficam constantes e iguais aos últimos valores enviados pelos controladores principais, que neste caso foram os *setpoints* para a vazão de refluxo e para a temperatura do prato sensível em estado estacionário.

4.3. Conclusões

Neste capítulo foram abordados aspectos importantes sobre as características dinâmicas do processo de destilação apresentados por meio de uma simulação rigorosa do processo. As respostas da coluna de destilação a perturbações revelaram o seu comportamento não linear, dinâmicas de segunda ordem ou superior com resposta inversa.

A partir dos dados simulados, modelos lineares foram identificados tanto para os efeitos das variáveis manipuladas quanto dos distúrbios de entrada na vazão, na temperatura e na composição. Observou-se que as diferentes estruturas de controle, com exceção da LVCascata, apresentaram a mesma tendência em termos de sensibilidade aos distúrbios de entrada.

É importante observar que, na maioria dos casos, os modelos lineares ajustados descreveram de forma satisfatória o comportamento da coluna, porém, para alguns casos, os ajustes nos parâmetros não foram suficientes para descrever toda a dinâmica do sistema. As ferramentas disponíveis para análises de condicionamento de sistemas, conforme descrito no Capítulo 3, são limitadas a modelos lineares e, portanto, sujeitas às imprecisões que estes modelos lineares possuem.

5. ANÁLISE DAS ESTRUTURAS PROPOSTAS

De posse dos modelos identificados no capítulo anterior, $G(s)$, para cada estrutura de controle introduzida no Capítulo 4 (Equações 4.5 a 4.8), neste capítulo são implementadas as três ferramentas (índices) de análise de desempenho apresentadas no Capítulo 3: Arranjo de Ganhos Relativos, Número de Condicionamento Mínimo e Número de Desempenho Robusto.

Desta forma, são realizadas análises com a finalidade de obter informações seguras para a decisão de qual estrutura de controle seria a mais adequada para o controle da planta. Ao mesmo tempo, são comparados e avaliados os resultados fornecidos por cada índice.

5.1 Arranjo de Ganhos Relativos

Na Figura 5.1, são apresentados os resultados do cálculo de $RGA(i\omega)$, conforme Equação 3.8, para as estruturas de controle DV, LV, LVCascata e L/D_V/B. As curvas apresentam os dados do componente λ_{11} da matriz de RGA.

Os resultados apresentados na Figura 5.1, correspondentes às análises de interação das malhas (RGA em função da frequência), mostram em toda faixa de frequência analisada as estruturas apresentaram valores de RGA menores que 2, exceto para a estrutura LD_VB. É importante lembrar que no seu estudo SKOGESTAD & HAVRE (1996) consideraram pequenos os valores menores que 2 e grandes os valores maiores que 10. Sendo assim, somente a estrutura LD_VB teria problemas de interação entre as malhas de controle. Segundo SKOGESTAD & MORARI (1987b), além de interação associada com elementos maiores do que 1, elementos grandes indicam também sensibilidade a erros de modelagem e distúrbios de entrada, condenando o uso de controladores baseados na inversa do modelo.

À medida que se avança ao longo da frequência, pode-se observar que os valores de RGA para as estruturas LVCascata, DV e LD_VB se aproximam da unidade, sendo que valores de RGA perto de 1 na frequência correspondente à largura de banda da

malha fechada (na ordem de 10^{-1} nestes casos) permitem o projeto independente de controladores monovariáveis.

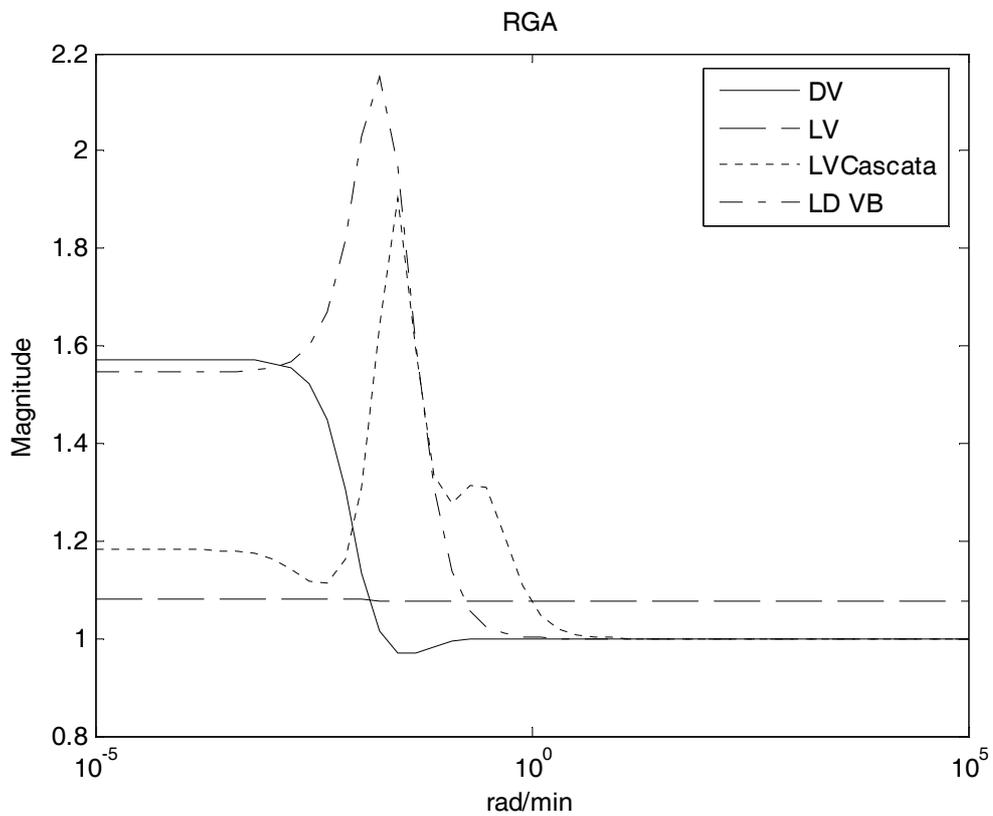


Figura 5. 1 – RGA para cada estrutura proposta.

5.2 Número de Condicionamento Mínimo

Na Figura 5.2 são apresentados os resultados do cálculo de $\gamma^*(G)$, conforme Equação 3.10, para as estruturas de controle analisadas, lembrando que um sistema bem condicionado apresenta número condicional mínimo próximo de 1.

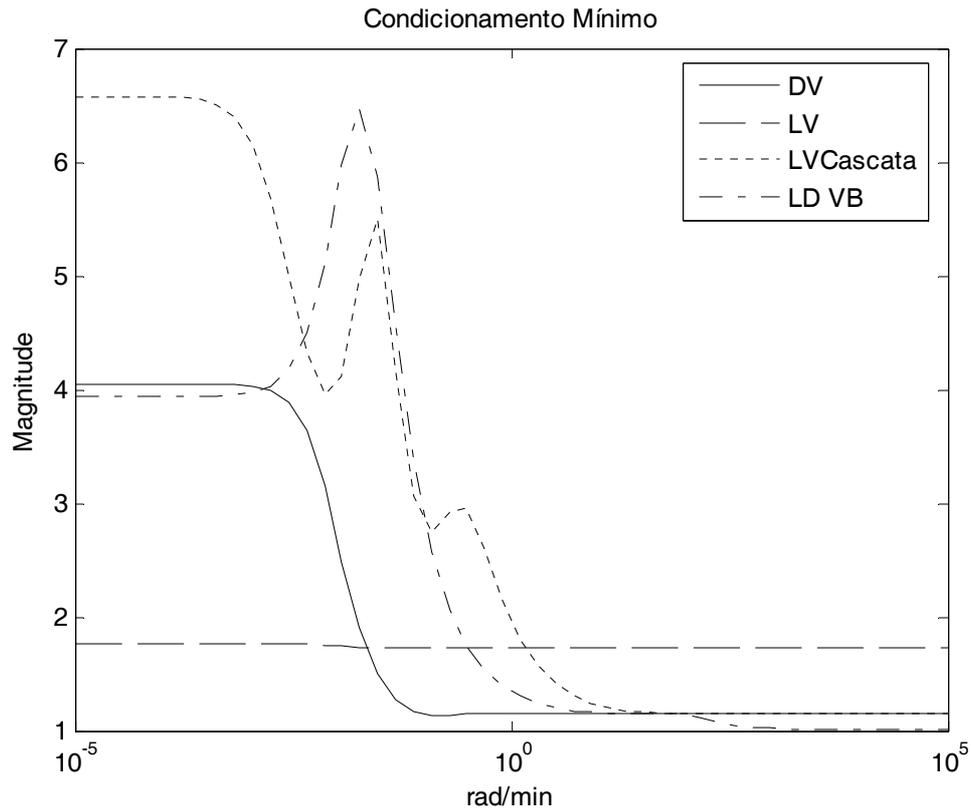


Figura 5. 2 – Condicionamento Mínimo para cada estrutura proposta.

Na Figura 5.2 observa-se um comportamento de $\gamma^*(G)$ semelhante ao obtido como o RGA (Figura 5.1). Esta semelhança já era esperada e advém da igualdade representada nas Equações (3.11) e (3.13) para sistemas 2x2 obtidas por GROSDIDIER *et al.* (1985). No caso desta dissertação em que o sistema é 2x2, usar os dois índices não apresenta acréscimo de informação.

5.3 Número de Desempenho Robusto

As funções de transferência para cada estrutura foram submetidas também a análise de desempenho robusto RPN, definido conforme a Equação (3.63). Os desempenhos alcançáveis escolhidos, necessários para as análises de RPN, para as

diferentes malhas foram representados por funções de transferência de 1º ordem com dinâmicas mais rápidas do que as da malha aberta, caracterizada por constantes de tempo da ordem 100 min no topo e 50 min no fundo. Desta forma, para o controle de composição do topo foi assumida uma constante de tempo de 30 min e para o controle de composição de fundo uma constante de tempo de 20 min.

No Anexo IV são apresentados os resultados do cálculo dos valores de RPN para as estruturas de controle analisadas, lembrando que um valor menor está associado a um melhor desempenho robusto.

Observa-se que as estruturas que apresentaram o menor valor para o máximo da função *gamma* (Γ) foram DV e LV, sendo que a estrutura DV apresentou um valor menor (1,035) dentre as duas estruturas. O que a literatura aponta para os casos em que há pequenas diferenças entre as curvas de Γ e Γ_{LR} é que controladores descentralizados de baixa ordem produziram bons desempenhos para as correspondentes estruturas (TRIERWEILER, 2002, FARINA, 2000). Desta forma, conforme estes autores, pode-se dizer que as diferenças apresentadas entre as curvas de Γ e Γ_{LR} para as estruturas LV e LVCascata em altas frequências divergem das informações obtidas das curvas de RGA, para as quais os valores de RGA são sempre menores que 2 e diminuem ao longo da frequência, o que não pode ser observado para a diferença entre Γ e Γ_{LR} . Baseando-se somente nas diferenças entre as curvas, poderíamos afirmar que, para altas frequências, controladores de altas ordens seria o mais indicado, o que, no entanto, não seria necessário quando analisamos somente RGA para estas estruturas.

Somente a estrutura L/D_V/B apresentou um pico de RGA maior que 2 que, no entanto, não apresentou diferenças entre as curvas de Γ e Γ_{LR} . Já a estrutura DV apresentou um diferença constante entre as curvas Γ e Γ_{LR} , o que indicaria uma mesma tendência a interação entre as malhas.

Uma possível justificativa para a divergência de informações entre o RPN e o RGA, segundo FARINA (2000), seria a não contabilização dos termos de fase não mínima para cada frequência nos cálculos de RGA e condicionamento mínimo.

Entretanto, observa-se que os sistemas estudados não apresentam termos de fase não mínima e, portanto não haveria justificativa para as diferenças entre o Γ e Γ_{LR} .

5.4 Conclusões

Neste capítulo, foram utilizados os índices de desempenho na análise dos modelos identificados para as estruturas de controle propostas para a planta. As informações a respeito das interações entre as malhas revelaram que as estruturas apresentam problemas de acoplamento em baixas frequências; ou seja, nas proximidades do regime estacionário.

Conforme apresentado por GROSDIDIER *et al.* (1985), as análises de condicionamento mínimo coincidiram com os dados de RGA, sendo somente a estrutura L/D_V/B mal condicionada. Pela interpretação do significado do Número de Condicionamento mínimo teríamos que os sistemas apresentariam maior dificuldades de controle em regiões de baixa frequência.

O cálculo das funções Γ e Γ_{LR} para as diferentes estruturas indicou, a partir do desempenho desejado assumido, valores de máximo de Γ em regiões de frequência semelhantes (10^{-2} rad/min). Dentre as estruturas analisadas as estruturas DV e LV apresentaram os menores valores de RPN.

Conforme colocado por TRIERWEILER (2002) e FARINA (2000) as pequenas diferenças apresentadas entre as curvas de Γ_{LR} e Γ indicariam que controladores descentralizados produziram bons desempenhos. Estas afirmativas não concordaram com as informações de interação obtidas através das análises de RGA.

6. SIMULAÇÃO

As conclusões tiradas, a partir das informações fornecidas pelos índices de desempenho utilizados, são cheçadas neste capítulo via simulação dinâmica de problemas de controle regulador e servo, onde é explorada a direcionalidade dos distúrbios.

6.1 O Problema de Controle

Para checar as informações obtidas nas análises das estruturas de controle estudadas utilizando os índices RGA, condicionamento mínimo e RPN, foram introduzidos distúrbios, d , na alimentação do sistema a fim de verificar qual seria o comportamento real para cada estrutura.

Os distúrbios na alimentação foram determinados de forma a estarem orientados na pior e na melhor direção. Para isto, utilizou-se o Número de Condicionamento para Distúrbio, Equação (3.14), introduzido por SKOGESTAD *et al*, (1988).

$$\gamma_d(G) = \frac{\|G^{-1}d\|_2}{\|d\|_2} \bar{\sigma}(G) \quad (3.14)$$

Os distúrbios introduzidos foram de graus nas variáveis de alimentação da coluna F, T, Comp, considerados dois de cada vez de tal forma que resultaram 3 vetores colunas: $[F \ T]^T$, $[F \ Comp]^T$ e $[T \ Comp]^T$. A partir dos modelos identificados para distúrbios, $G_d(s)$, buscou-se por vetores d que fornecessem valores γ_d próximos aos valores de $\bar{\sigma}(G)$, ou seja, na pior direção (maior ganho), conforme explicado no Capítulo 3. A Tabela 6.1 apresenta as perturbações aplicadas na direção de maior ganho para cada estrutura a partir do valor estacionário de 0,122613Kmol/s para F, 313,15K para T e 0,02245Kmol/m³ para Comp.

Tabela 6. 1 – Distúrbios calculados para a direção de maior ganho do sistema.

	[F	T]	[F	Comp]	[T	Comp]
LV	0,11149	313,177	0,123234	0,019827	313,150	0,020637
LVCascata	0,11746	313,204	0,122581	0,023486	313	0,022204
LDVB	0,11631	313,697	0,122615	0,023483	313,15	0,022828
DV	0,11735	313,180	0,122473	0,022181	313,150	0,02071

Buscou-se também realizar simulações envolvendo problemas servo, isto é, problemas resultantes de mudança de *setpoint*. Nestes testes foram introduzidas mudanças -2% tanto para o *setpoint* do topo quanto para o do fundo.

6.2 Resultados das Simulações para o Problema Regulador

O Anexo V apresenta os resultados simulados para cada uma das estruturas analisadas, quando submetidas aos vetores de distúrbio d calculados, mostrando tanto variáveis controladas como manipuladas. As malhas de cada estrutura foram fechadas com controladores PID devidamente sintonizados pelo método de sintonia IMC (*Internal Model Control*). Este é um dos vários métodos de sintonia oferecidos pelo simulador ASPEN, sendo uma das suas características favoráveis a possibilidade se obter os parâmetros do controlador sem a necessidade de informar o tempo morto do sistema (que no modelo da debutanizador resultou desprezível). Maiores detalhes sobre o método IMC podem ser obtidos em MORARI & ZAFIRIOU (1989) ou SEBORG *et al.* (1989), junto com as Tabelas de sintonia correspondentes. Os parâmetros obtidos para os controladores PIDs são apresentados na Tabela 6.2.

Tabela 6. 2 - Parâmetros dos controladores PIDs

	Kc	Ti	Td
LV	15,92	15,06	3,309
	-0,0616	18	4
Cascata	57368,6	1,505	0,00261
	-0,132	37,23	9,158
LDVB	30,85	28,32	6,915
	-0,132	52,56	13,041
DV	-2,96	91,95	20,21
	90,07	120	30

Neste trabalho, os controladores foram sintonizados para mudanças de *setpoint*, pois, na prática, não se conhecem as possíveis perturbações que podem vir a ocorrer na planta.

Para ilustrar com mais clareza os resultados das simulações foram calculados para as variáveis controladas (y_1 e y_2) o índice de desempenho *ISE* (*Integral of The Square Error*). As Tabelas 6.3 a 6.4 apresentam o *ISE* para os dados obtidos para a simulação de distúrbios na entrada.

Tabela 6. 3 – *ISE* para as variáveis controladas do topo.

y_1	[F T]	[F Comp]	[T Comp]
LVCascata	0	0	0
LV	$2,83 \times 10^{-04}$	$1,83 \times 10^{-07}$	$2,59 \times 10^{-07}$
DV	$1,49 \times 10^{-03}$	$2,25 \times 10^{-05}$	$1,25 \times 10^{-05}$
L/D_V/B	$5,22 \times 10^{-05}$	$3,62 \times 10^{-06}$	$1,75 \times 10^{-06}$

Tabela 6. 4 – *ISE* para as variáveis controladas do fundo y_2

y_2	[F T]	[F Comp]	[T Comp]
LVCascata	$3,27 \times 10^{-08}$	$8,74 \times 10^{-11}$	$1,56 \times 10^{-11}$
LV	$2,65 \times 10^{-07}$	$6,77 \times 10^{-10}$	$7,05 \times 10^{-12}$
DV	$3,68 \times 10^{-07}$	$1,54 \times 10^{-10}$	$3,01 \times 10^{-11}$
L/D_V/B	$1,11 \times 10^{-08}$	$1,23 \times 10^{-09}$	$5,88 \times 10^{-10}$

Os resultados apresentados nas Figuras 6.1 a 6.3 revelam um excelente comportamento da estrutura LVCascata no controle da composição em todos os casos simulados, exceto para o controle de composição de fundo no caso de perturbações em T e Comp. Observa-se que a magnitude das perturbações não são suficientes para gerar alterações significativas no topo da coluna na estrutura em cascata. As pequenas alterações são rapidamente eliminadas pelos controladores e, como em todas as

simulações não foram considerados dados discretos para os sinais das variáveis controladas, as pequenas variações na fração molar de leves no topo não são percebidas, embora haja atuação do controlador. Desta forma, podemos dizer que as alterações no topo são mínimas e rapidamente eliminadas para a estrutura LVCascata.

A estrutura L/D_V/B forneceu um resultado também satisfatório para perturbações em F e em T, semelhante ao apresentado pela estrutura LV, porém produziu uma resposta com menor oscilação tanto da variável manipulada, quanto da variável controlada, conforme apresentada na Figuras 6.1 a 6.3. Para as demais simulações com a coluna submetida aos vetores de perturbações $[F \text{ Comp}]^T$ e $[T \text{ Comp}]^T$ a estrutura LV visualmente atinge o *setpoint* com maior rapidez comparada à estrutura L/D_V/B, porém, quando se analisam os esforços de manipulação, observa-se que esta diferença não é significativa. Já a estrutura DV apresentou o pior desempenho em relação às estruturas analisadas, com grande *overshoot*, atingido lentamente o *setpoint*.

Os resultados obtidos de *ISE* para o fundo da coluna revelam que este possui pequena sensibilidade aos distúrbios, resultando em valores equivalentes para todas as estruturas testadas.

6.3 Resultados das Simulações para o Problema Servo

O Anexo VI apresenta o comportamento de cada planta frente a mudanças de *setpoint*. O estado inicial para as variáveis controladas do topo e do fundo foram as mesmas apresentadas anteriormente: 0,866498 para o topo e $6,36 \times 10^{-4}$ para o fundo. Pelas Figuras 6.4 e 6.5 é fácil perceber que a estrutura em cascata apresentou o melhor desempenho para o problema apresentado, com baixa oscilação e respostas rápidas para as variáveis controladas e sem grandes oscilações para as variáveis manipuladas. As estruturas L/D_V/B e LV tiveram bons desempenhos exceto pelo fato de que L/D_V/B apresenta uma ação de controle mais oscilatória. A estrutura LV também apresentou uma grande variação em u_2 para mudança de *setpoint* no topo, porém, o desempenho foi satisfatório.

Para mudanças no fundo da coluna o que pode ser observado é que as estruturas LVCascata, LV e L/D_V/B apresentam bons comportamentos, exceto pelo fato de que a estrutura LV requereu uma grande variação da variável manipulada.

Os resultados das simulações para o problema servo apresentaram as mesmas tendências de desempenho que foram observadas para o problema regulador. Nota-se que a estrutura L/D_VB apresenta pouco esforço de manipulação para o fundo da coluna, da mesma forma que aconteceu no problema regulador. Para o topo da coluna, esta estrutura apresentou uma grande variação comparada às outras estruturas para mudança de *setpoint* no topo, mas, a princípio, esta variação não seria danosa para o sistema. Para auxiliar nas análises foram calculados os índices *ISE* para as simulações de problema servo conforme apresentado nas Tabelas 6.6 e 6.7.

Tabela 6. 5 – Mudança de *setpoint* no topo.

	LV	LVCascata	DV	L/D_V/B
y1	1,478706272	0,00091048	0,075429478	0,002035
y2	$1,6025 \times 10^{-07}$	$6,4885 \times 10^{-08}$	$1,80205 \times 10^{-07}$	$1,45 \times 10^{-07}$

Tabela 6. 6 – Mudança de *setpoint* no topo.

	LV	LVCascata	DV	L/D_V/B
y1	$9,85451 \times 10^{-07}$	0	0,000425647	$3,98 \times 10^{-06}$
y2	$4,75903 \times 10^{-10}$	$8,03594 \times 10^{-07}$	$7,61877 \times 10^{-07}$	$8,9 \times 10^{-10}$

6.4 Comparação de Resultados

Os dados de *ISE* para as simulações, bem como os resultados apresentados pelos índices investigados no capítulo anterior são apresentados, de forma classificatória, na Tabela 6.8 para melhor entendimento. Os números indicam a classificação de

desempenho previsto pelos índices e verificado pela simulação via *ISE*, sendo 1 o melhor desempenho.

Tabela 6. 7 – Classificação de resultados de índices de desempenho e simulação (*ISE*)

	LV	LVCascata	DV	L/D V/B
RGA	1	2	4	3
γ^*	1	2	4	3
RPN	2	3	1	4
Simulação- (problema regulador)	3	1	4	2
Simulação- (problema servo)	4	1	3	2

Há muitos motivos que podem explicar a divergência entre resultados, podendo ser o principal deles que as comparações não estejam sendo feitas numa base justa. Outro fator importante que poderia ser a imprecisão dos modelos lineares, que não são capazes de capturar o real comportamento do sistema limitando as análises. A quantidade de variáveis envolvidas nos processos é muito grande e encontrar uma base de comparação “justa” não se constitui uma tarefa fácil. Neste caso escolheu-se o índice *ISE* para as variáveis controladas, buscando aqueles resultados que mostrem um melhor comportamento com relação ao valor desejado. Sempre haverá outros elementos que ajudem na comparação, dentre eles a experiência no assunto. Neste caso essa experiência pode, parcialmente, ser obtida da vasta literatura no assunto.

Observando os dados da Tabela 6.8, desse ponto de vista, pode-se dizer que o RPN, mesmo com todo o embasamento teórico envolvido, não foi capaz de apontar para a melhor estrutura de controle que resultou da simulação, LVCascata. RGA (γ^*) apontou para a estrutura LV, a qual não mostrou bom desempenho na simulação (3 no problema regulador e 4 no servo). Apesar da estrutura LV ser umas das estruturas mais populares na literatura para o controle de colunas de destilação, esta não produziu um dos melhores desempenhos.

De forma geral, nenhum dos índices foi capaz de indicar nenhuma das classificações de desempenho apresentadas na Tabela 6.9, o que torna questionável a aplicação destes índices. A melhor estrutura indicada pelo RPN apresentou um dos

piores desempenhos e a pior estrutura (L/D_V/B), segundo as análises de RPN, apresentou um dos melhores desempenhos. Esta estrutura é bastante elogiada na literatura, sendo às vezes, criticada apenas por requerer maior investimento em instrumentação.

Dentro do cenário de comparação usado nesta dissertação, pode-se dizer que o RPN, assim como os outros índices, apresenta desempenho duvidoso quando comparado com o real desempenho do sistema. Portanto, é evidente que mais trabalhos em diferentes sistemas e em diferentes cenários, devem ser realizados no sentido de chegar a uma conclusão definitiva sobre os índices. É importante notar que dentro desses cenários deve ser considerado o grau de dificuldade envolvido no seu uso na prática industrial.

6.5 Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os dados das simulações de problemas de controle servo e regulador para planta de estabilização de nafta estudada. As perturbações foram previamente calculadas de forma que as plantas fossem testadas com o pior caso de distúrbios de entrada. Os resultados mostraram que o fundo da coluna é menos sensível aos distúrbios de entrada, não sendo a região de maior importância para a determinação do melhor desempenho. O cálculo do somatório do erro ao quadrado indicou que a estrutura LVCascata apresenta um comportamento adequado, assim como a estrutura L/D_V/B. As demais estruturas apresentaram resultados que precisam ser analisados com cautela, pois apesar do bom comportamento, a forma como as variáveis manipuladas são alteradas deve ser levada em consideração na avaliação das estruturas de controle. Entretanto, este aspecto deve ser analisado com cuidado devido às características diferentes de cada estrutura de controle, em termos de variáveis manipuladas; as controladas são sempre as mesmas.

Os resultados de desempenho previsto pelos índices e observados nas simulações foram classificados e comparados, sendo que nenhum dos índices forneceu informações, a respeito do desempenho do sistema, que coincidissem com o observado na simulação dinâmica, pelo menos dentro da estratégia de comparação utilizada.

7. CONCLUSÕES

Este trabalho concentrou-se na avaliação de ferramentas utilizadas em projetos de estrutura de controle que têm como objetivo auxiliar na tomada de decisão a respeito da melhor forma de realizar o controle de um determinado processo. Os estudos foram direcionados a uma coluna estabilizadora de nafta contendo 27 componentes, sendo que 16 são pseudo-componentes que representam as frações mais pesadas e 11 são componentes puros. Este sistema, baseado em dados reais, foi e simulado utilizando o simulador comercial ASPEN.

As ferramentas de análise escolhidas para o estudo foram o Arranjo de Ganhos Relativos, o Número de Condicionamento Mínimo e o Número de Desempenho Robusto. Os fundamentos teóricos em que se baseia esta última a colocam como uma ferramenta de análise importante.

O embasamento teórico do RPN inicia-se na teoria de controle robusto, teoria esta que nesta dissertação foi investigada e testada por meio de síntese de controladores robustos e pela sua comparação com controladores PID. Estes são de simples entendimento e apresentam uma robustez conhecida, representando, desta forma, uma ótima referência de comparação. Os resultados da síntese de controladores robustos para uma coluna de destilação simples e para o reator CSTR, muito utilizados na literatura, revelaram um bom comportamento para o sistema em malha fechada. Porém, observou-se que controladores PIs descentralizados foram capazes de estabilizar o sistema frente a um conjunto de incertezas com um desempenho bastante satisfatório, enquanto que o controlador multivariável sintetizado via *DK-iteration* não foi capaz de estabilizar o sistema do reator diante do mesmo conjunto de incertezas. Este fato mostra que bons desempenhos podem ser obtidos com controladores simples que, em alguns casos, podem até serem tão robustos quantos os controladores sintetizados utilizando a metodologia de controle robusto.

Quando analisado o comportamento das variáveis manipuladas, observaram-se para os controladores PI um desempenho semelhante ao obtido com o controlador multivariável com o mesmo esforço de manipulação, o que reforça o fato de que bons desempenhos podem ser obtidos com controladores simples.

A complexidade observada ao se trabalhar com controle robusto torna sua aplicabilidade questionável. Controladores com elevadas ordens podem desestabilizar sistemas devido ao surgimento de pólos instáveis, cuja eliminação requereria novo e demorado projeto. Isto é consequência da falta de parâmetros ajustáveis, o que também torna sua aplicação mais complicada, pois mudanças no processo são comuns e com isto, reajustes nos controladores são freqüentemente necessários.

Outro problema importante com o uso de controladores robustos está relacionado às informações disponíveis para efetuar o projeto e a análise de desempenho e estabilidade robustos. A literatura não fornece informações claras e precisas para construir as funções pesos de incertezas e desempenho, sem as quais não é possível trabalhar com controle robusto. Para a aplicação industrial, necessitam-se metodologias sólidas, confiáveis e que não sejam dependentes de parâmetros que, como essas funções peso, necessitem de muita experiência para a escolha apropriada.

Os testes realizados com índices RGA, Número de Condicionamento Mínimo e RPN foram feitos para uma coluna debutanizadora. Para a realização das análises, foram identificados modelos lineares do processo para 4 estruturas de controle propostas: LV, LVCascata, DV, e L/D_V/B a partir de dados extraídos do simulador comercial. No processo de identificação observou-se que o sistema apresenta não linearidades e dinâmicas de segunda ordem ou superior com resposta inversa em alguns casos. É importante destacar que é comum encontrar na literatura modelos lineares de primeira ordem para representar colunas de destilação em estudos de controle. A utilização de simuladores comerciais para o estudo de controle de processos possibilita trabalhar com modelos mais próximos da realidade, tornando as análises mais próximas de uma realidade industrial.

As análises de RGA realizadas para os quatro sistemas resultantes apontaram que as estruturas, de forma geral não apresentariam grandes problemas de acoplamento exceto a estrutura L/D_V/B, tomando como base que valores grandes de RGA seriam aqueles acima de 2 nas regiões de baixa freqüência. As simulações de problemas de controle regulador e servo realizadas mostraram que as estruturas LVCascata e L/D_V/B apresentaram os melhores comportamentos para todos os distúrbios aplicados. As demais estruturas apresentaram bons comportamentos, como a estrutura LV; contudo, quando se considera a manipulação, percebem-se números significativos das variáveis responsáveis pelo controle do fundo da coluna, ao passo que isto não acontece

com as outras estruturas. As simulações realizadas para o problema servo, em geral, não divergiram das informações obtidas para o problema regulador.

SKOGESTAD & MORARI (1987a) afirmaram que, dentre as estruturas por eles analisadas (LV, DV, L/D_V/B, DB) a estrutura L/D_V/B apresentou melhor desempenho. Este resultado se assemelha aos dados das análises realizadas neste trabalho, em que a estrutura LV apresentou um desempenho inferior à estrutura LD_VB, principalmente quando se analisa o comportamento das ações de controle.

Na comparação dos desempenhos previstos pelos índices testados e obtidos via simulação, nenhum dos índices foi capaz de fornecer um indicativo de desempenho que coincidissem com os desempenhos observados para cada estrutura nos testes servo e regulador. Entretanto, é importante notar que a pesquisa não foi o suficientemente abrangente para se chegar a uma conclusão definitiva. Observa-se que, mesmo estruturas bastante elogiadas na literatura, como L/D_V/B que também apresentou um bom comportamento nas simulações, não obteve uma classificação adequada de desempenho pelos índices, sendo por eles apontada como uma das piores estruturas.

Com relação à metodologia de controle robusto, deve ser comentado que não houve dificuldades na “reprodução” de resultados de exemplos simples da literatura, mas foi impossível projetar controladores robustos para o sistema da coluna debutanizadora. Os pacotes computacionais disponíveis se mostraram pouco amigáveis, impossibilitando avançar na correção de eventuais erros que impediam a evolução normal do projeto. Sem pacotes confiáveis é muito difícil que o projetista da indústria venha a abraçar esta tecnologia. Fica a sensação, pelo menos na área de controle de processos, que o projeto de controle robusto para um sistema realista requer esforço equivalente ao de uma tese de doutorado.

Para finalizar, voltando ao objetivo original do trabalho, é importante dizer que alguns índices de desempenho, como é o caso do RPN, podem dar alguma orientação na escolha de estruturas de controle. Entretanto, ainda é necessário muito trabalho para transformá-los em ferramentas robustas e de uso facilitado.

Desta forma, a principal conclusão a que se chega é que para a síntese de controladores avançados e robustos, por enquanto, parece indispensável a utilização de simuladores dinâmicos rigorosos (infelizmente estes também não atingiram ainda um estágio de desenvolvimento que os transforme em ferramentas confortáveis, de uso simples e custo reduzido).

7.1 Sugestões de Trabalhos Futuros

Conforme apresentado neste trabalho, as análises realizadas por meio dos índices amplamente conhecidos não coincidiram com os dados extraídos da simulação dinâmica, onde uma modelagem rigorosa é utilizada para ilustrar de forma mais fiel o comportamento de sistemas químicos.

No projeto de estruturas de controle, a determinação de qual estrutura seria a mais adequada dentre um universo de possibilidades torna indispensável os esforços pela busca de índices ou metodologias confiáveis e claras que não dependam tão somente da experiência de engenheiros para sua efetivação. Portanto, sugere-se a realização de estudos em prol da obtenção de tais métodos que auxiliem na decisão estrutural.

Os estudos realizados até aqui se concentraram em um único processo. A investigação das ferramentas de análise deveria ser estendida a outros processos, com características distintas, para explorar de forma mais abrangente as potencialidades de cada ferramenta.

A metodologia de controle robusto mostrou-se promissora, mas há muito ainda que se desenvolver para que sua aplicação seja factível em um cenário industrial. Estudos poderiam ser realizados com objetivo de unir as análises e sínteses de controlados robustos utilizando controladores de parâmetros com características específicas na determinação do desempenho do sistema em malha fechada. Além disso, estudos são necessários para tornar esta metodologia menos condicionada à experiência, tão somente dependente do conhecimento científico em que está embasada.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALMEIDA, E., 1999, “Controle Preditivo Multimodelos de Uma Torre Debutanizadora”, Dissertação de Mestrado, Politécnica-USP, São Paulo, SP, Brasil.

BRISTOL, E., H., 1966, “On a New Measure of Interaction for Multivariable Process Control, *IEEE Trans. Auto. Con.*, AC-11, pp.133-134.

BUCKLEY, P. S., 1992, “Historical Perspective”. In: Luyben, W. L. (ed), *Practical Distillation Control*, chapter 2, Van Nostrand Reinhold.L, New York.

BUCKLEY, P. S., LUYBEN, W. & SHUNTA, F., S., 1985, “Designer of Distillation Column Control Systems”, *Instrument Society of America*, Research Triangle Park, USA.

CANABARRO, L., R., CAMPOS, M., C., M., M. & LIMA. L., 2009, “Evaluation of Control Structures for a Debutanizer Column”, *10th International Symposium on Process System Engineering PSE2009*, Salvador, Bahia.

DOYLE, J., 1982, “Analysis of Feedback Systems with Structured Uncertainties”, *IEE PROCEEDINGS*, v. 129, Pt. D, n. 6, pp. 242 - 250.

DOYLE, J., C. & STEIN, G., 1991, “Beyond Singular Values and Loop Shapes”, *AIAA Journal of Guidance and Control*, v. 14, n.1, pp. 5-16.

ENAGANDULA, S., RIGGS, J. B., 2005, “Distillation Control Configuration Selection Based on Product Variability Prediction”, *Control Engineering Practice*, v. 14, pp. 743-755.

FARINA, L., A., 2000, “RPN_Toolbox-Uma Ferramenta para o Desenvolvimento de Estruturas de Controle”, Dissertação de Mestrado, UFRS, Porto Alegre, RS, Brasil.

FLETCHER, R. & MORTON, W., 2000, "Initialising Distillation Column Models", *Computers and Chemical Engineering*, v. 23, pp.1811-1824.

GROSDIDIER, P., MORARI, M. & HOLT, B., R., 1985, "Closed-Loop Properties From Steady State Gain Information", *Industrial Chemical Engineering Process Design and Development*, v. 24, pp. 221-235.

HILL, C. W., 1948, "Control of Continuous Fractionation Columns", *Canadian Chemical Process Industry*, v. 32, pp. 536.

LAUSCH, H., R., WOZNY, G., WUTKEWICZ, M., WENDELER, H., 1998, "Plant-Wide Control of an Industrial Process", *Trans IChemE*, v.76, Part A, pp. 185-192.

LUYBEN, W., L., 1989, "The Impact of Process Diversity on Distillation Column Control", *Preprints IFAC Symposium DYCORD+89*, Maastricht, Netherlands, pp. 3-9.

McCUNE, L. C., GALLIER, P. W., 1973, "Digital simulation: a tool for the analysis and design of distillation controls", *ISA Transactions*, v. 12, pp. 193- 207.

MORARI, M.; ZAFIRIOU, E., 1989, *Robust Process Control*, Prentice-Hall, New Jersey.

NISENFELD, A. E., 1969, "Reflux or Distillate: Which to Control?", *Chemical Engineering*, pp. 169-179.

RADEMAKER, O.; RIJNSDORP, J. E.; MAARLEVELD, A., 1975, *Dynamic and Control of Continuous Distillation Units* (chap. 14, pp. 608-639), Elsevier, Amsterdam.

RIGGS, J. B., 1998, "Improve Distillation Column Control", *Chemical Engineering Progress*, October, pp. 31- 47.

RIJNSDORP, J. E., 1965, "Interaction in Two-Variable Control Systems for Distillation Columns. II: Application of Theory", *Automatica*, v. 3, pp. 29 - 52.

ROFFEL, B., BETLEM, B.H.L., RUIJTER, J.A.F., 2009, "First Principles Dynamic Modeling and Multivariable Control of a Cryogenic Distillation Process", *Computers and Chemical Engineering*, v. 24, pp.111-123.

ROSEMBROCK, H. H., 1962, "The control of distillation columns", *Transactions of the Institution of Chemical Engineers.*, v. 40, pp. 35.

RYSKAMP, C. J., 1980, "New Strategy Improves Dual Composition Columns Control", *Hydrocarbon Processing*, v. 59, pp. 51 - 59.

SEBORG, D.,E., EDGAR, T.,F. & MELLICHAMP, D., A., (1989) "Process Dynamics and Control", pp.278-282, John Wiley & Sons, New York.

SHINSKEY, F. G., 1967, *Process Control Systems*, McGraw-Hill, New York.

SHINSKEY, F. G., 1984, *Distillation Control*, McGraw-Hill, New York.

SKOGESTAD, S., 1992, "Dynamics and Control of Distillation Columns - A Critical Survey", *IFAC-Symposium Dycord*, n.92 (Apr), pp 1992.

SKOGESTAD, S. & HAVRE, K., 1996, "The Use of RGA and Condition Number as Robustness Measures", *Computer Chemical Engineering*, v. 20, pp. S1005-S1010.

SKOGESTAD, S., 2006, "The Dos and Don't of Distillation Column Control", *IChemE, Symposium Series*, n. 152, pp. 28-43.

SKOGESTAD, S., LUNDSTRÖM, P., 1990, "Mu-Optimal LV-Control of Distillation Columns", *Computers and Chemical Engineering*, n. 4, v. 14, pp. 401-413.

SKOGESTAD, S., LUNDSTRÖM, P., JACOBSEN, E. W., 1990, "Selecting the Best Distillation Control Configuration", *AIChE Journal*, v. 36 n° 5, pp.753-764.

SKOGESTAD, S., MORARI, M., 1987a, "Control Configuration Selection for Distillation Columns", *AIChE Journal*, v. 33, pp. 1620-1635.

SKOGESTAD, S., MORARI, M., 1987b, "Implications of Large RGA Elements on Control Performance", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 26, pp. 2323-2330.

SKOGESTAD, S., MORARI, M., DOYLE J. C., (1988) "Robust Control of Ill-Conditioned Plants: High-Purity Distillation", *IEE Transactions on Automatic Control*, v. 33, n.12, pp.1092-1105.

SKOGESTAD, S. & POSTLETHWAITE, I, 1996, "Multivariable Feedback Control-Analysis and Design", 1 ed. John Wiley & Sons, New York.

STAUDT, P., B, 2007, "Modelagem e Simulação Dinâmica de Colunas de Destilação", Dissertação de Mestrado, UFRS, Porto Alegre, RS, Brasil.

TAYLOR, R., 2007, "Commentaries", *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 46, pp. 4349-4357.

TRIERWEILER, J., O., 1991, *Desenvolvimento de um Sistema Especialista em Controle de Colunas de Destilação*, Dissertação de Mestrado, PEQ/COPPE/UFRJ.

TRIERWEILER, J., O., 1997, "A Systematic Approach to Control Structure Design", Ph.D.Thesis, University of Dortmund, Germany.

TRIERWEILER, J., O., 2002, "Application of the RPN Methodology for Quantification of the Operability of Quadruple-Tank Process", *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v.19, n. 02, pp.195-206-12.

WOOD, R. K., BERRY, M. W., 1973, "Terminal Composition Control of a Binary Distillation Column", *Chemical Engineering Science*, v.28, pp. 1707-1717.

XU.S. & BAO, J., 2009, "Distributed Control of Plantwide Chemical Processes",
Journal of Process Control, v.19, pp.1671-1687.

ANEXO I

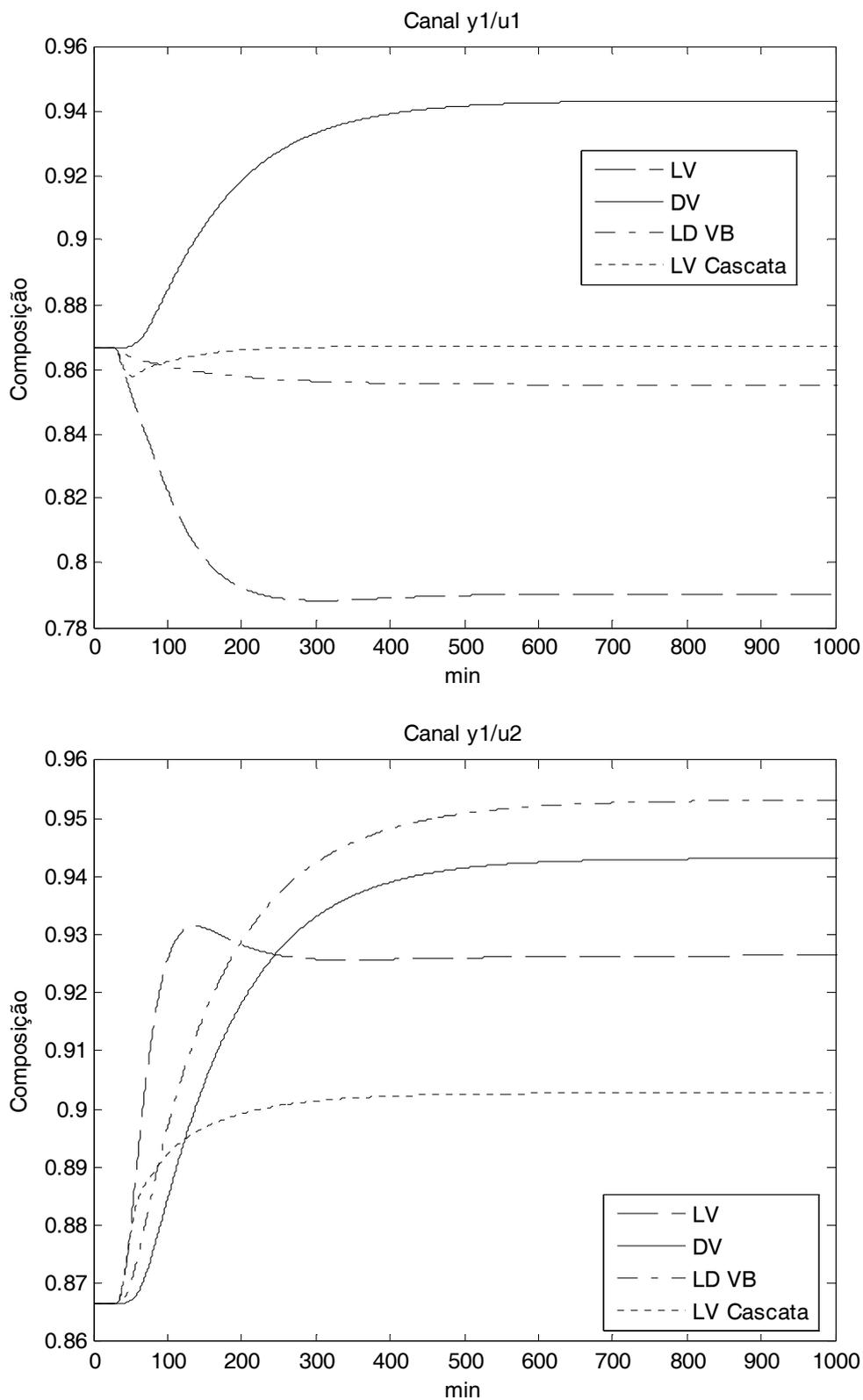


Figura I. 1 – Respostas do topo às perturbações negativas no topo (u_1) e no fundo (u_2) em malha aberta.

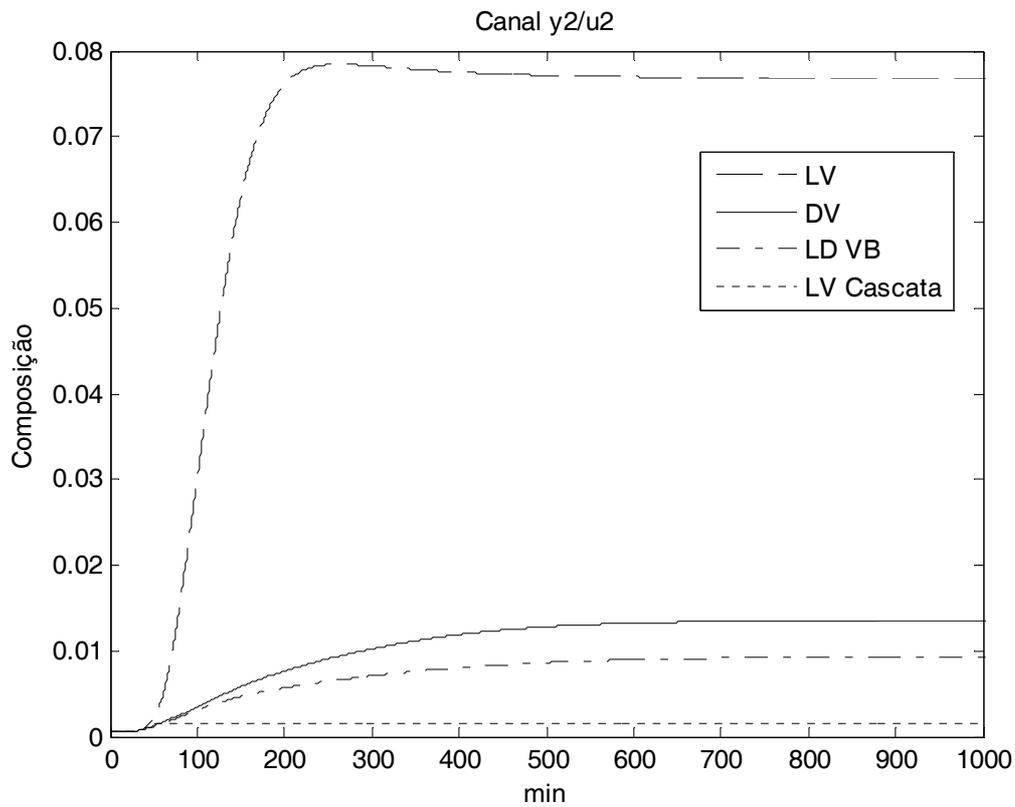
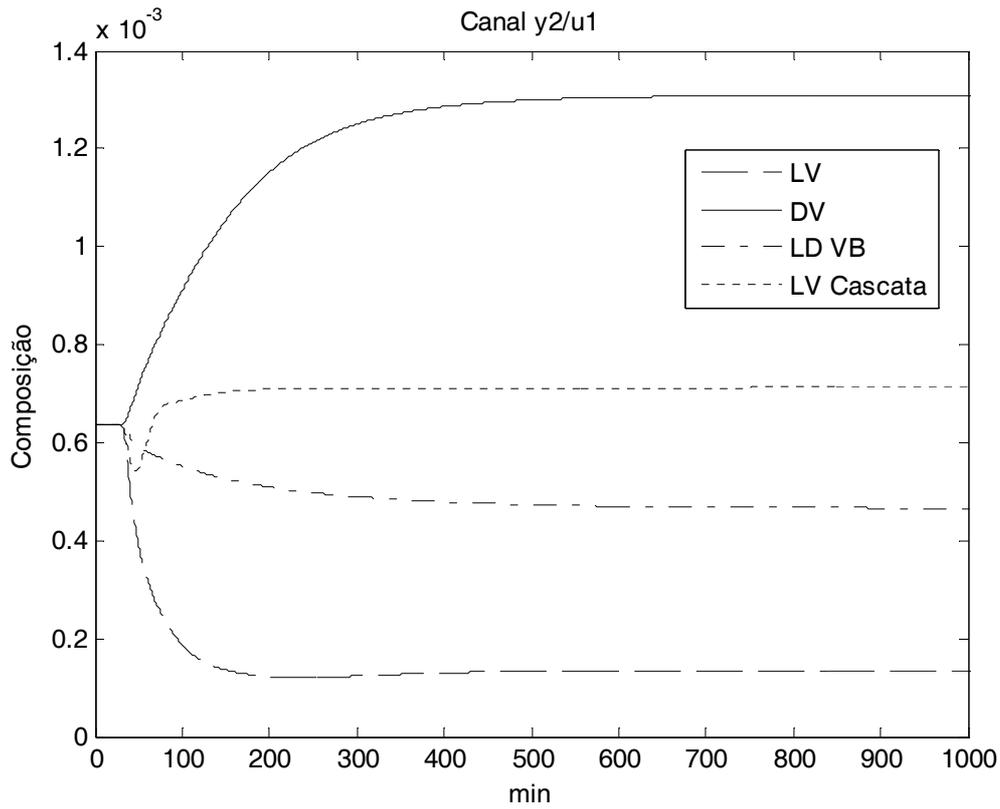


Figura I. 2 – Respostas do fundo às perturbações negativas no topo (u_1) e no fundo (u_2) em malha aberta.

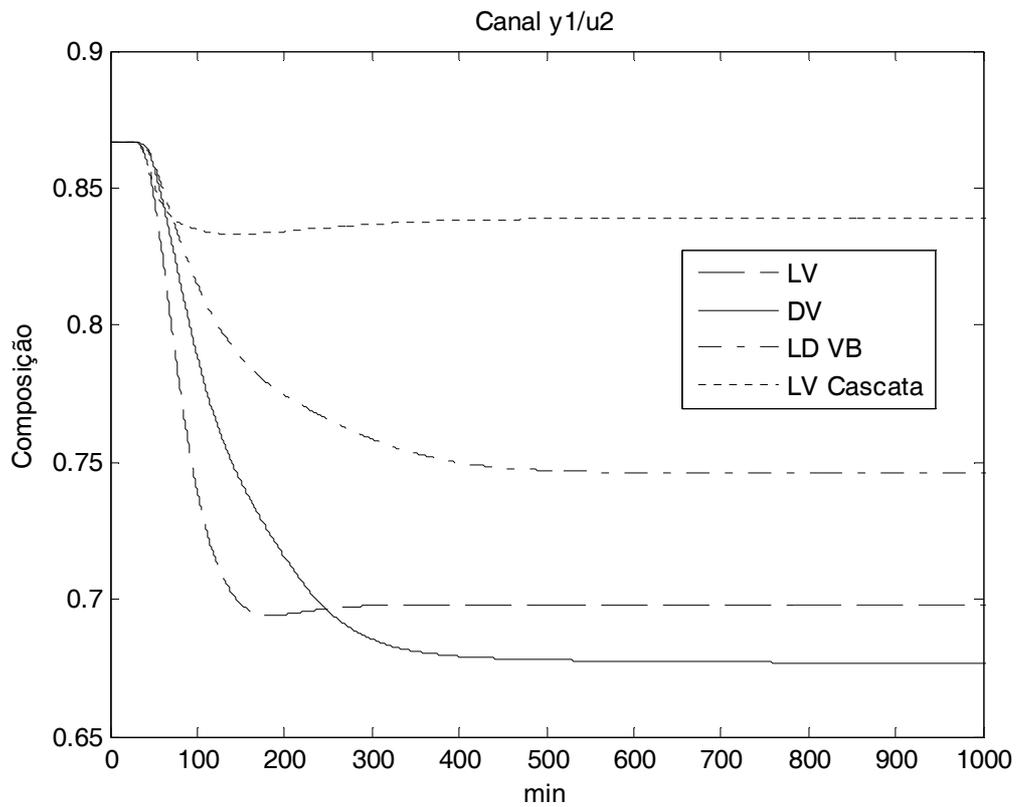
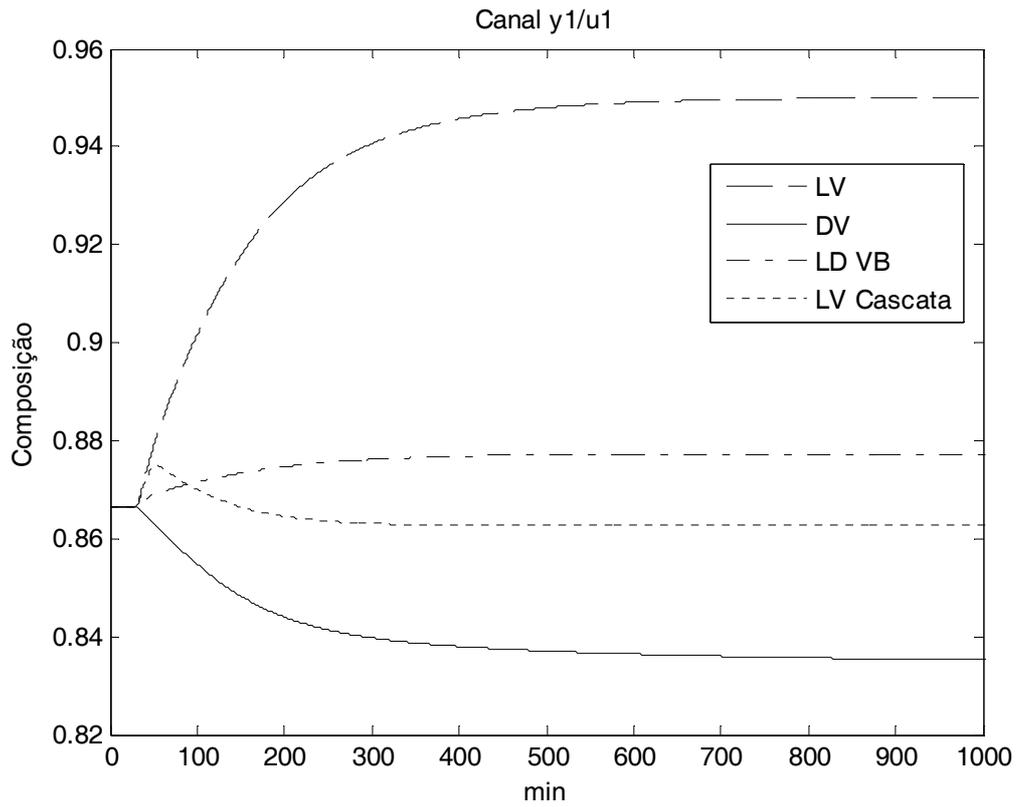


Figura I. 3 – Respostas do topo às perturbações positivas no topo (u_1) e no fundo (u_2) em malha aberta.

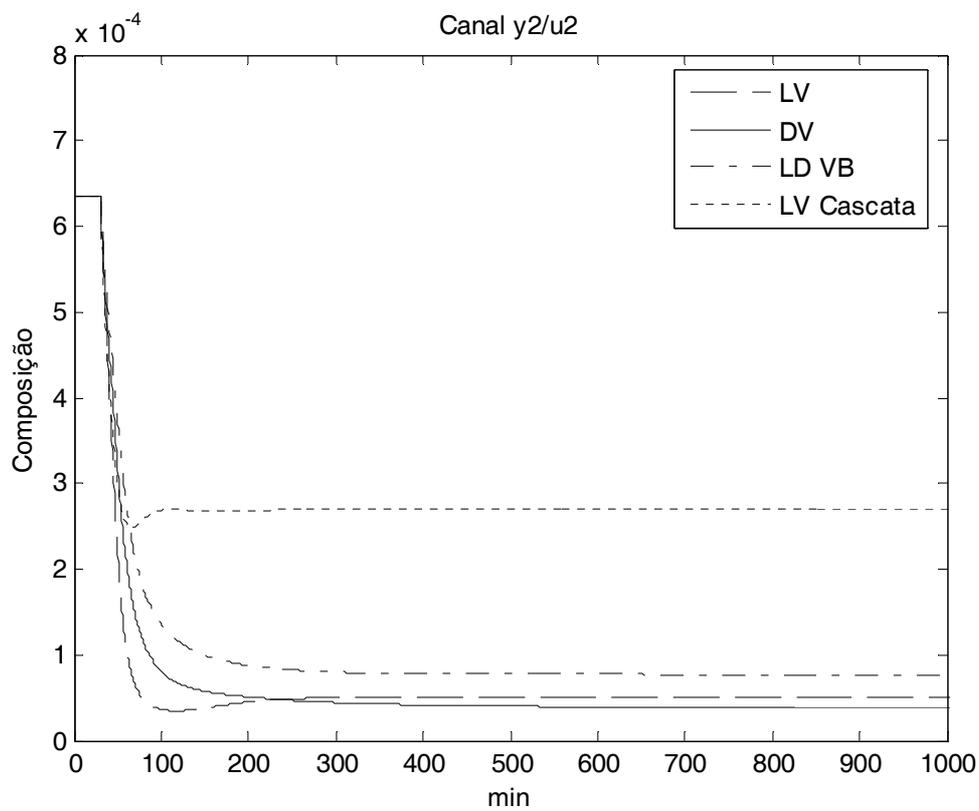
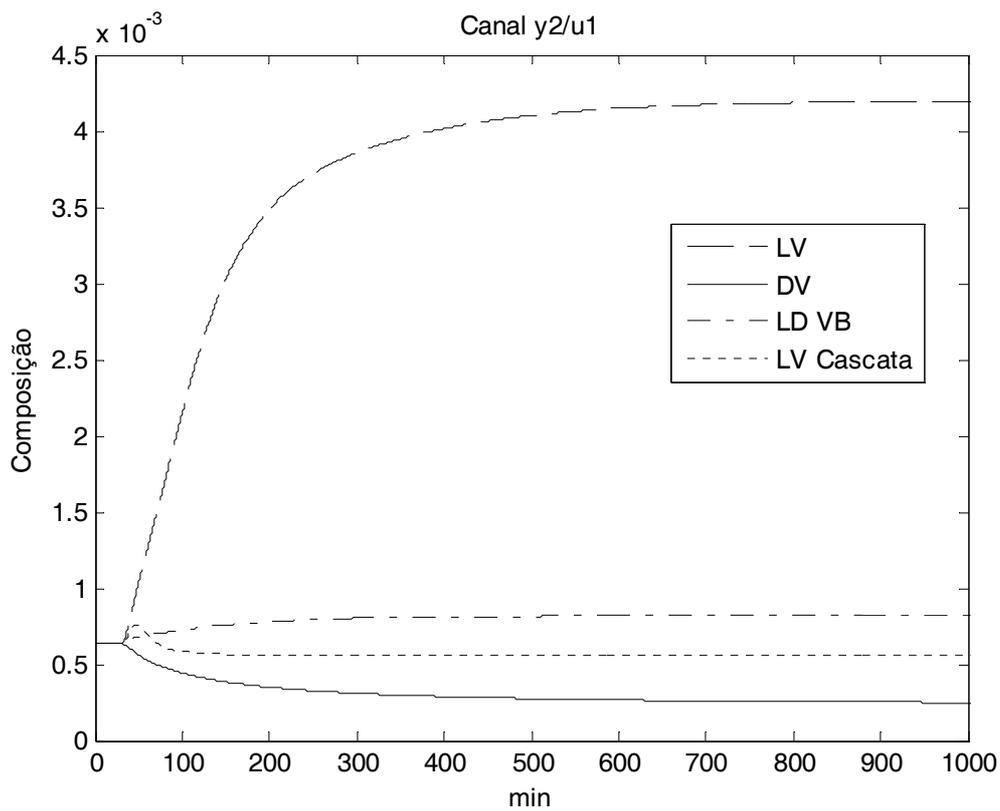


Figura I. 4 – Respostas do fundo às perturbações positivas no topo (u_1) e no fundo (u_2) em malha aberta.

ANEXO II

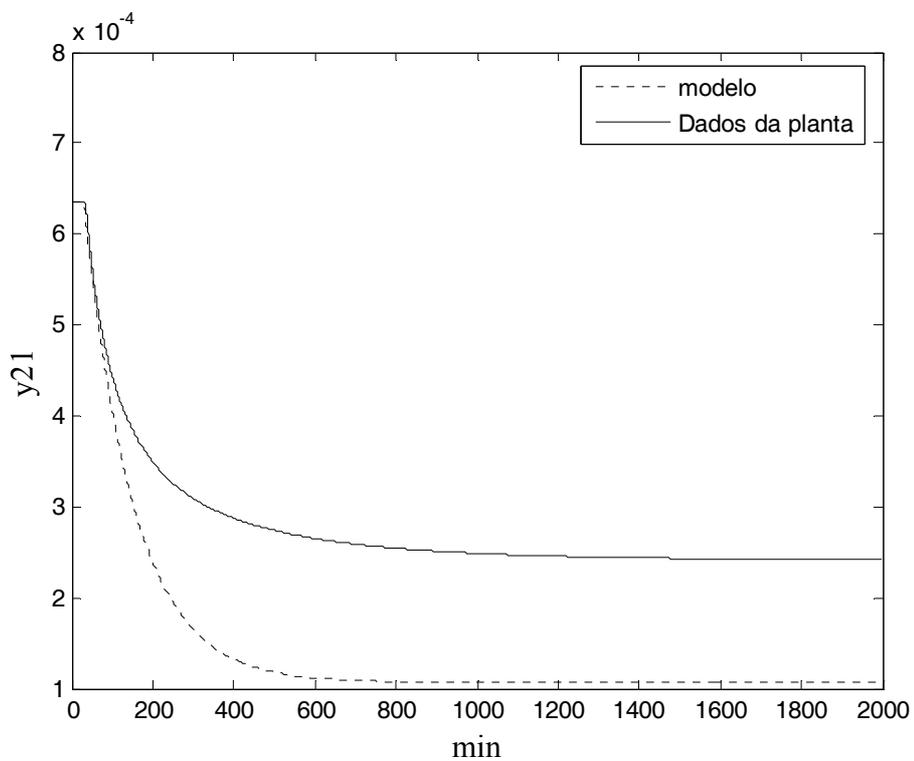
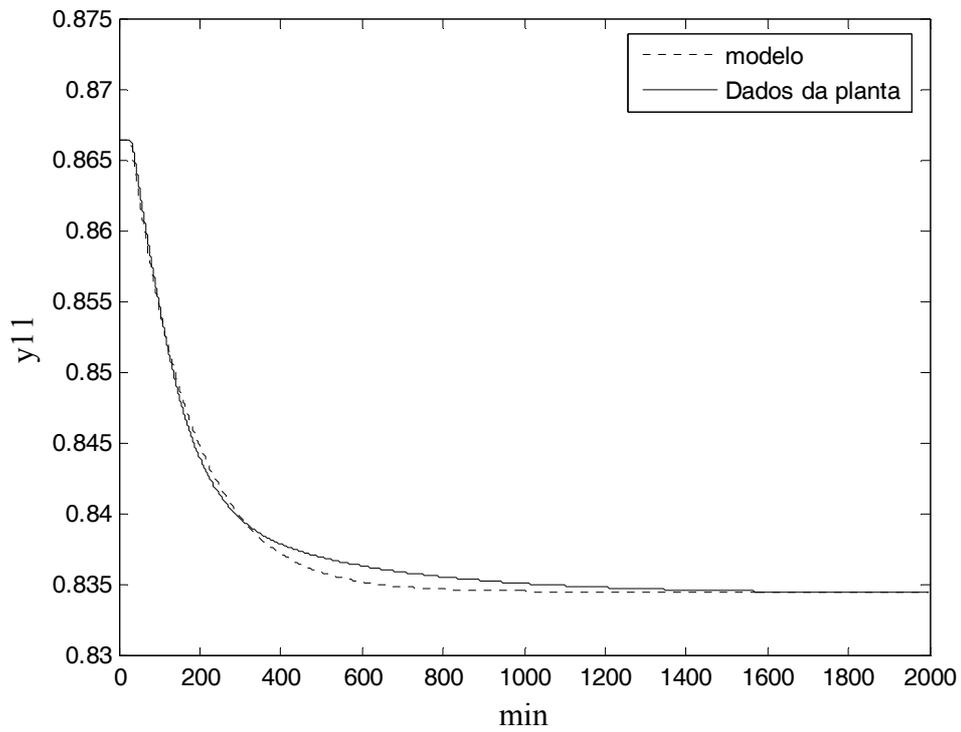


Figura II. 1 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_1(D)$ para a estrutura DV.

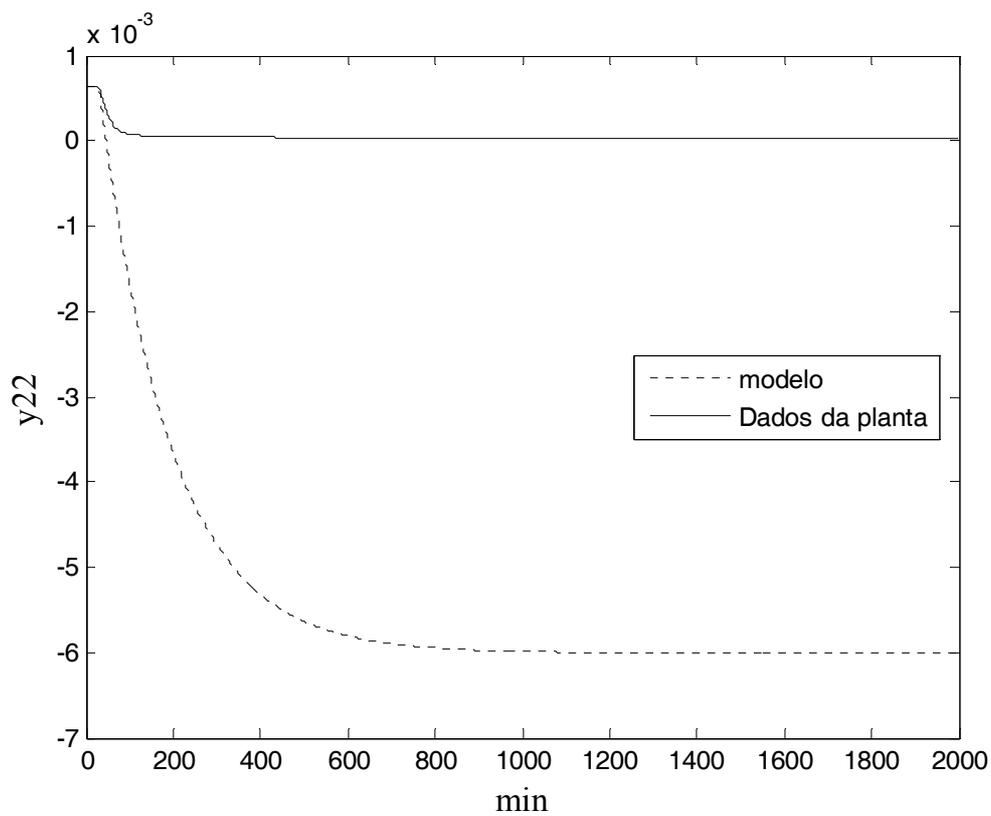
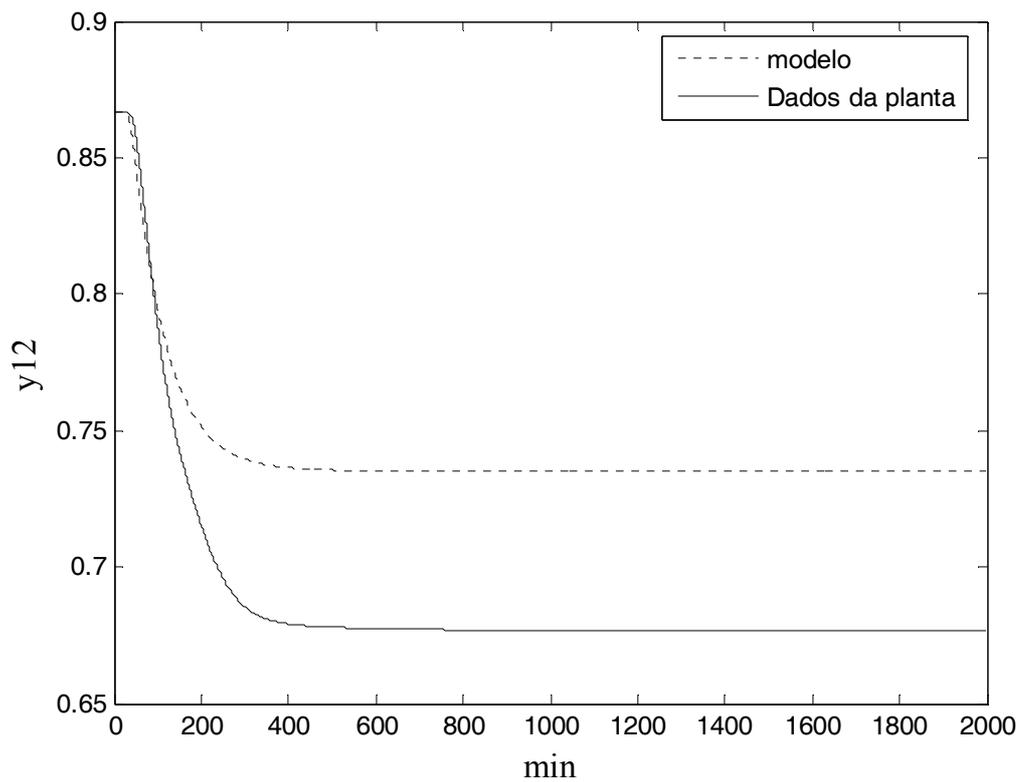


Figura II. 2 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_2(V)$ para a estrutura DV.

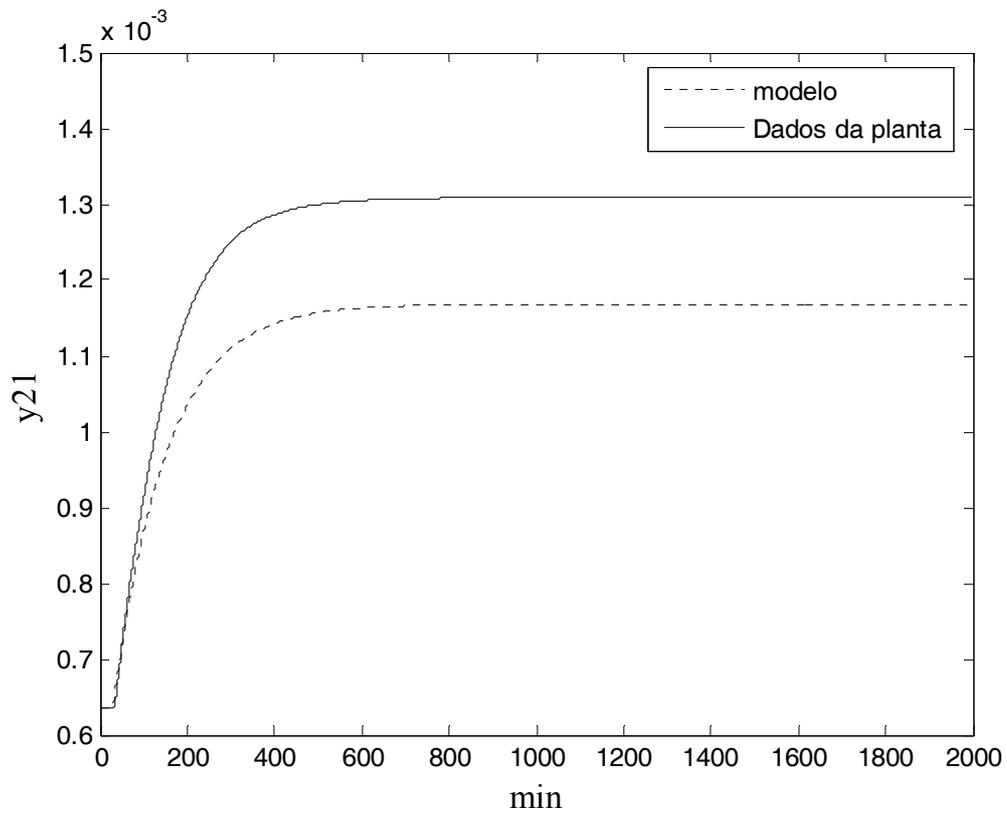
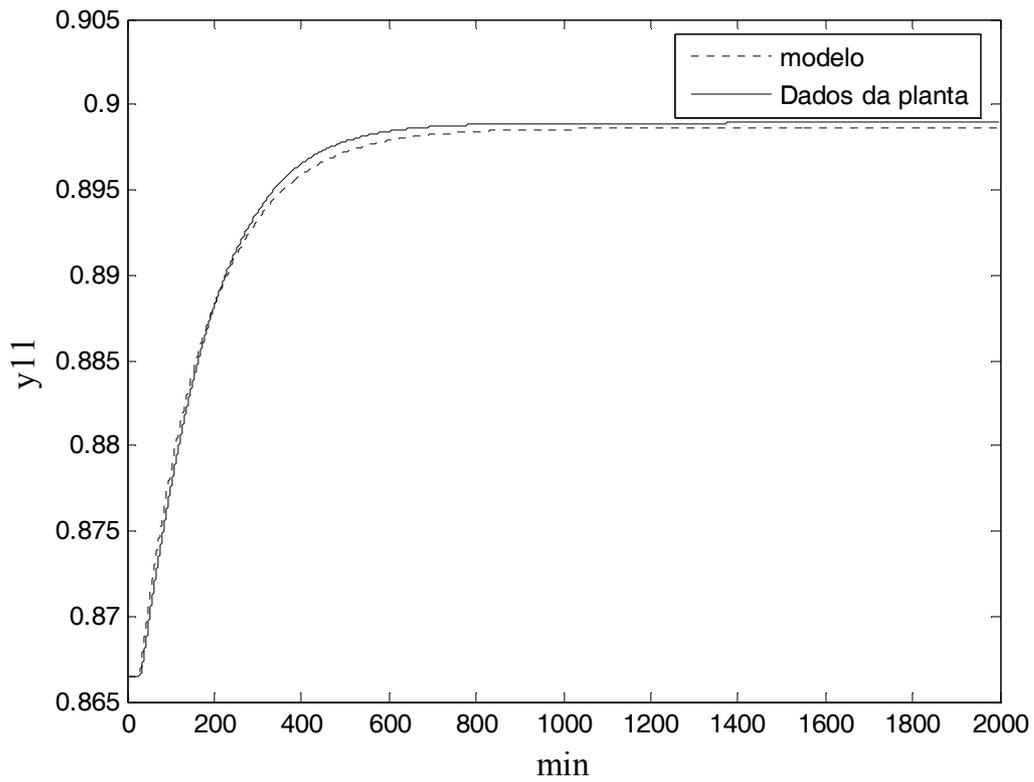


Figura II. 3 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_1(D)$ para a estrutura DV.

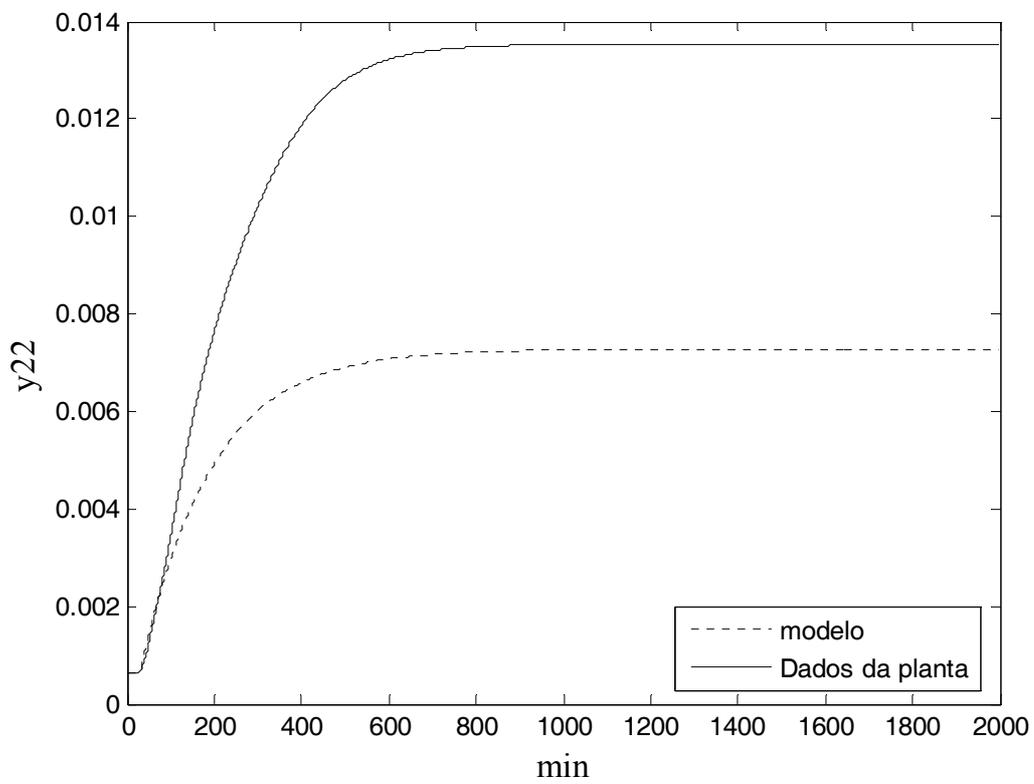
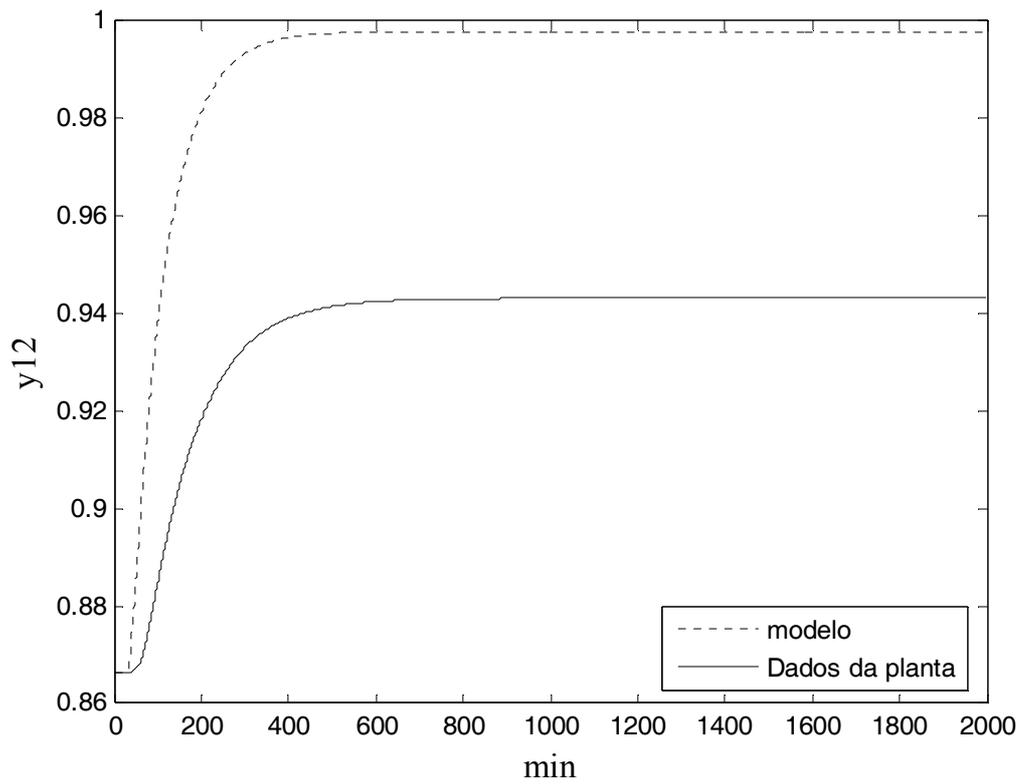


Figura II. 4 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em u_2 (V) para a estrutura DV.

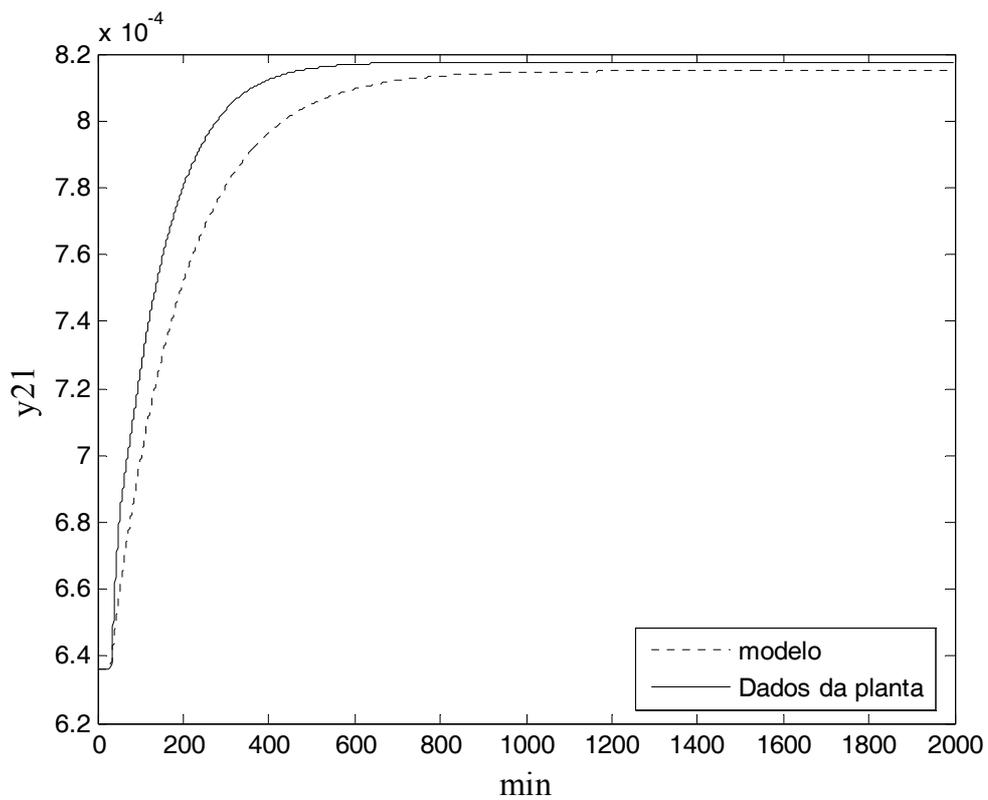
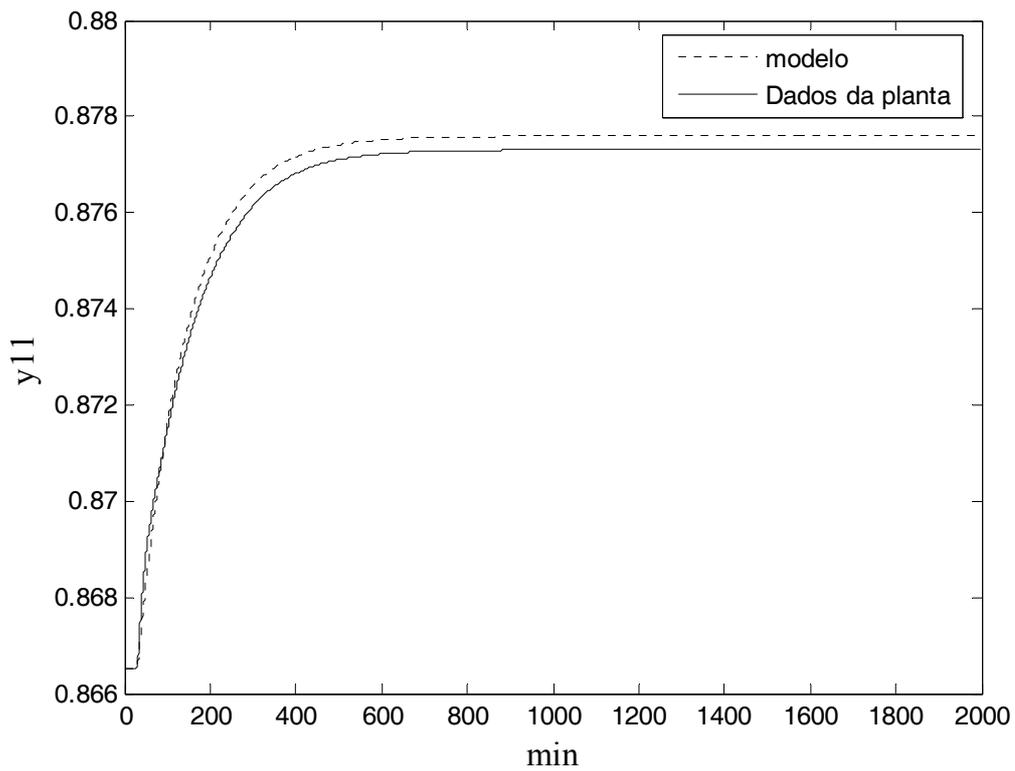


Figura II. 5 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_1(L/D)$ para a estrutura $L/D_V/B$

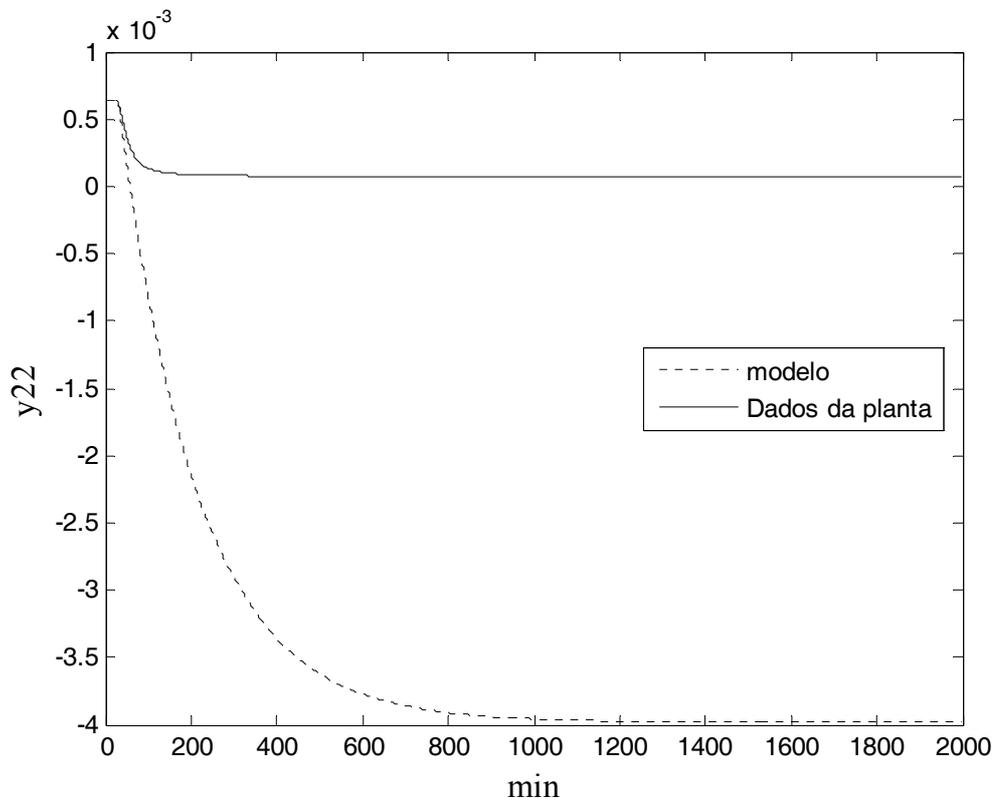
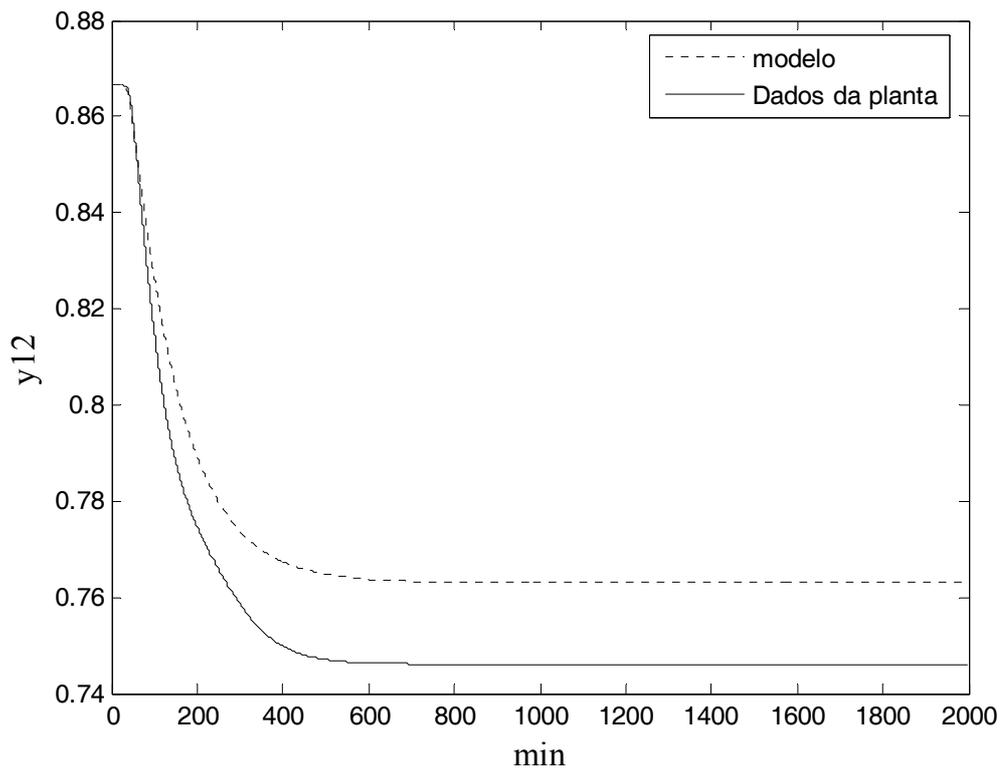


Figura II. 6 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_2(V/B)$ para a estrutura $L/D_V/B$.

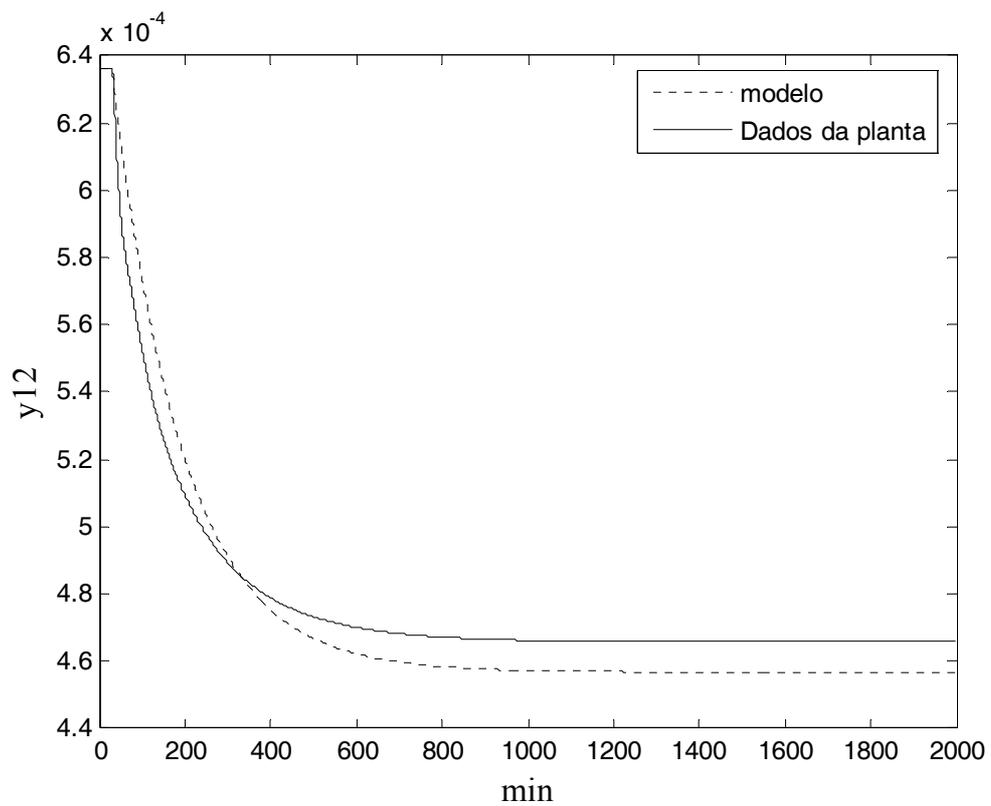
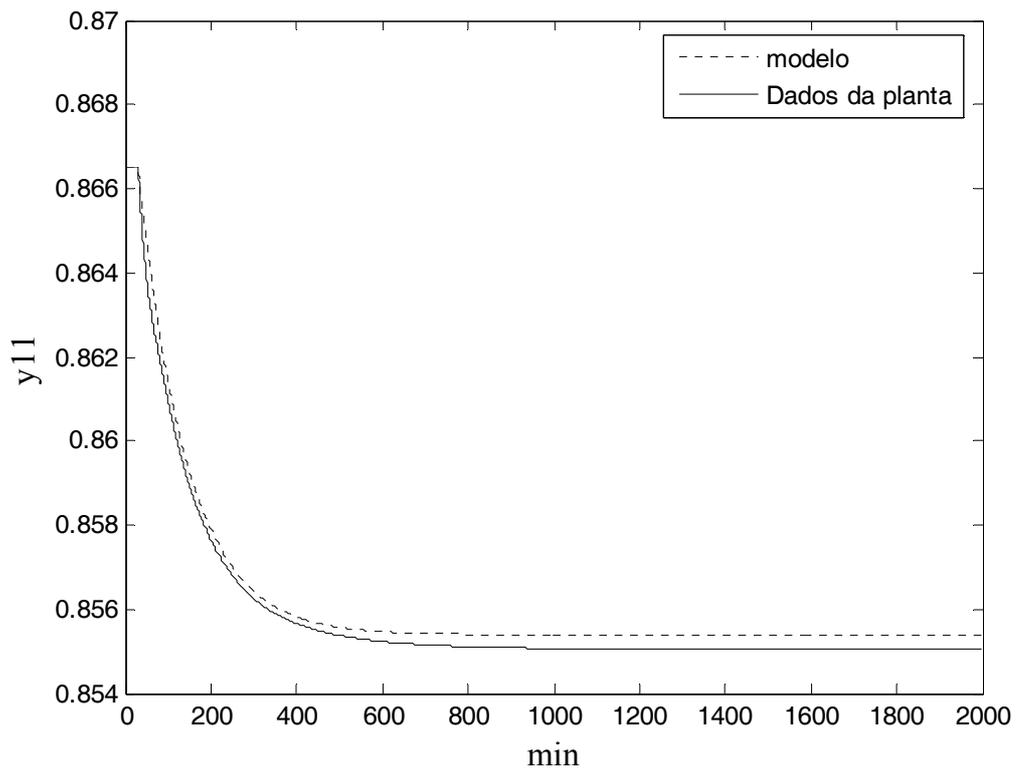


Figura II. 7 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_1(L/D)$ para a estrutura $L/D_V/B$

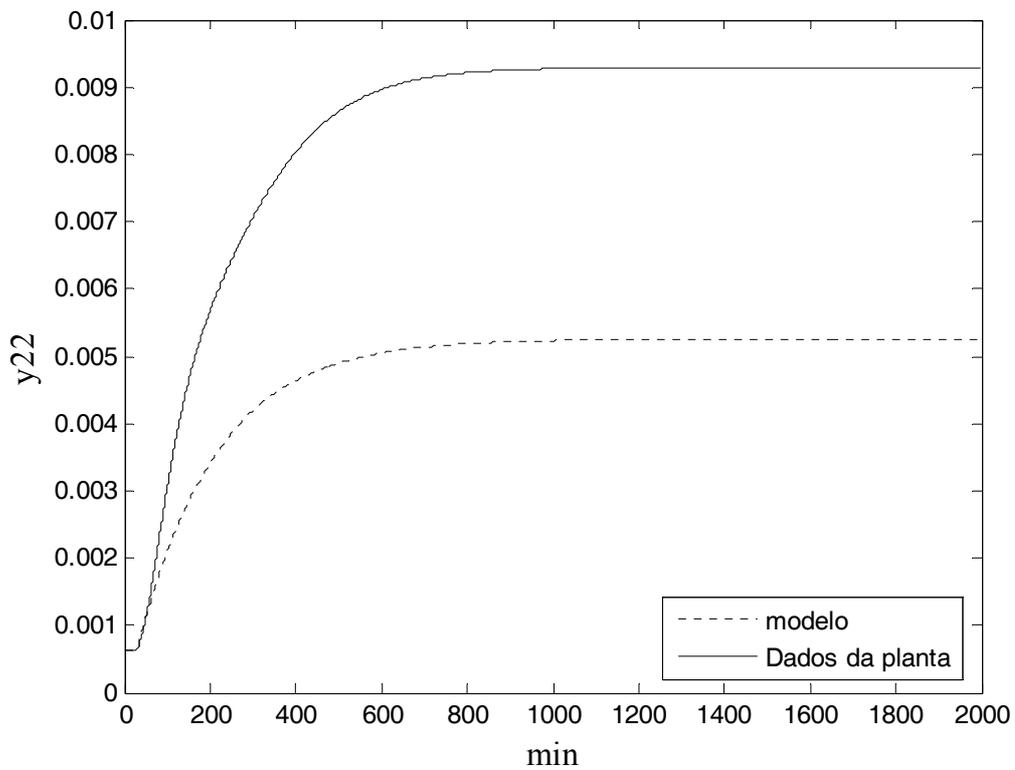
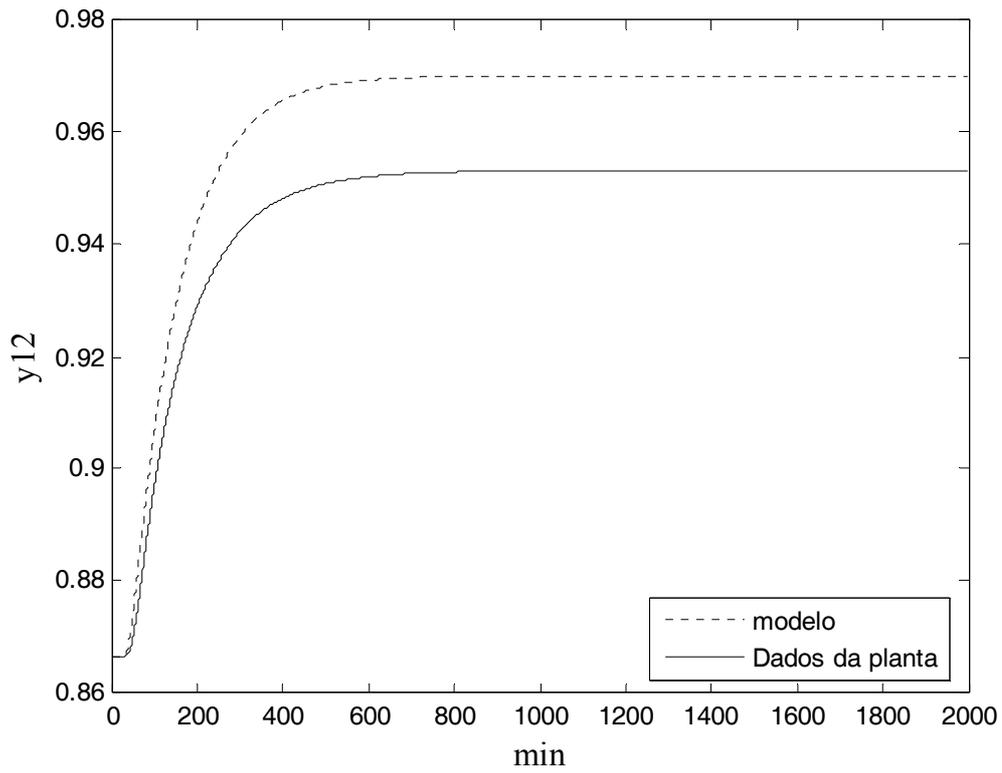


Figura II. 8 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_2(V/B)$ para a estrutura $L/D_V/B$.

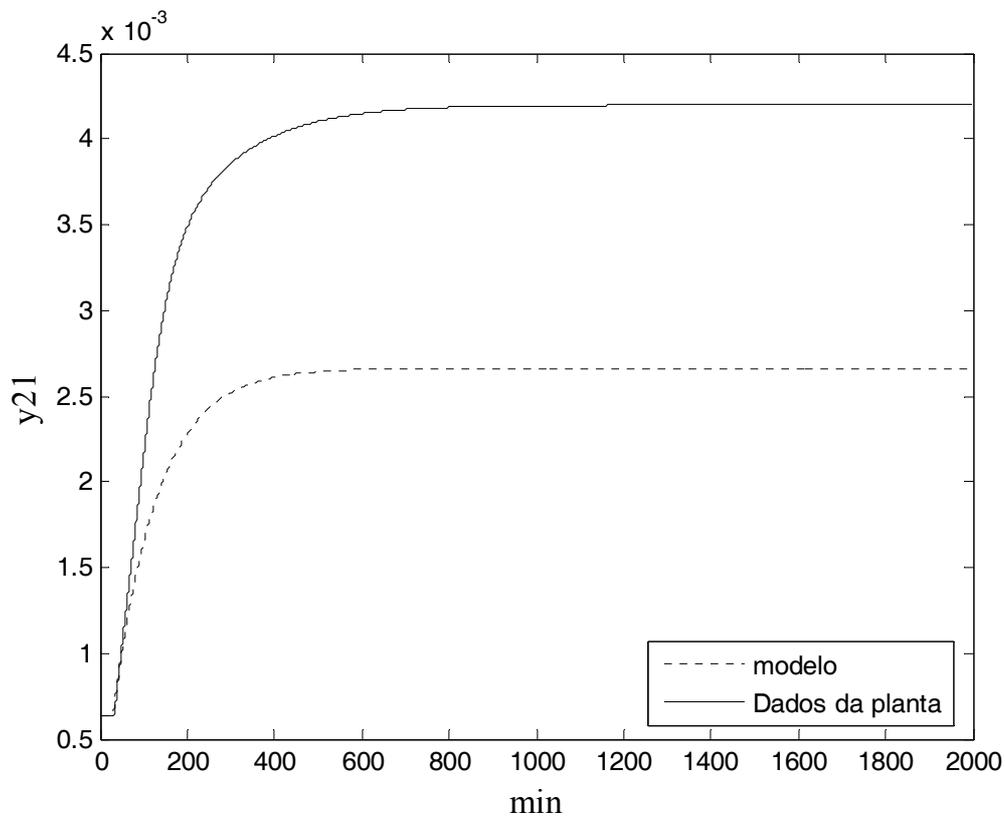
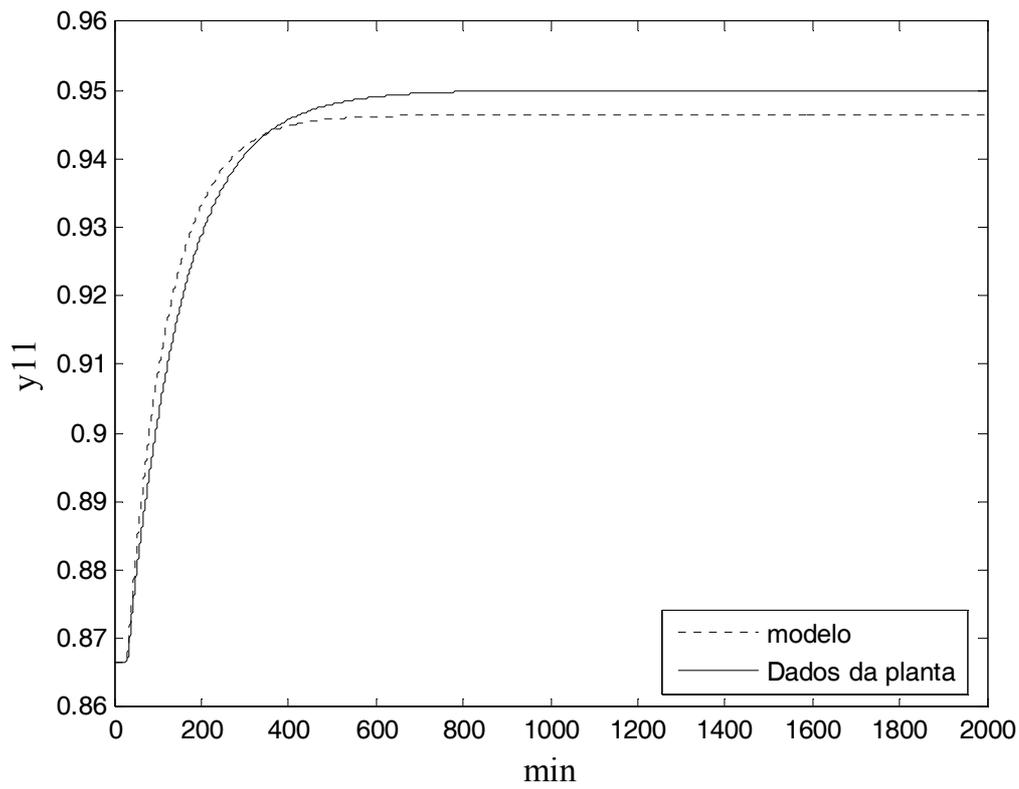


Figura II. 9 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_1(L)$ para a estrutura LV.

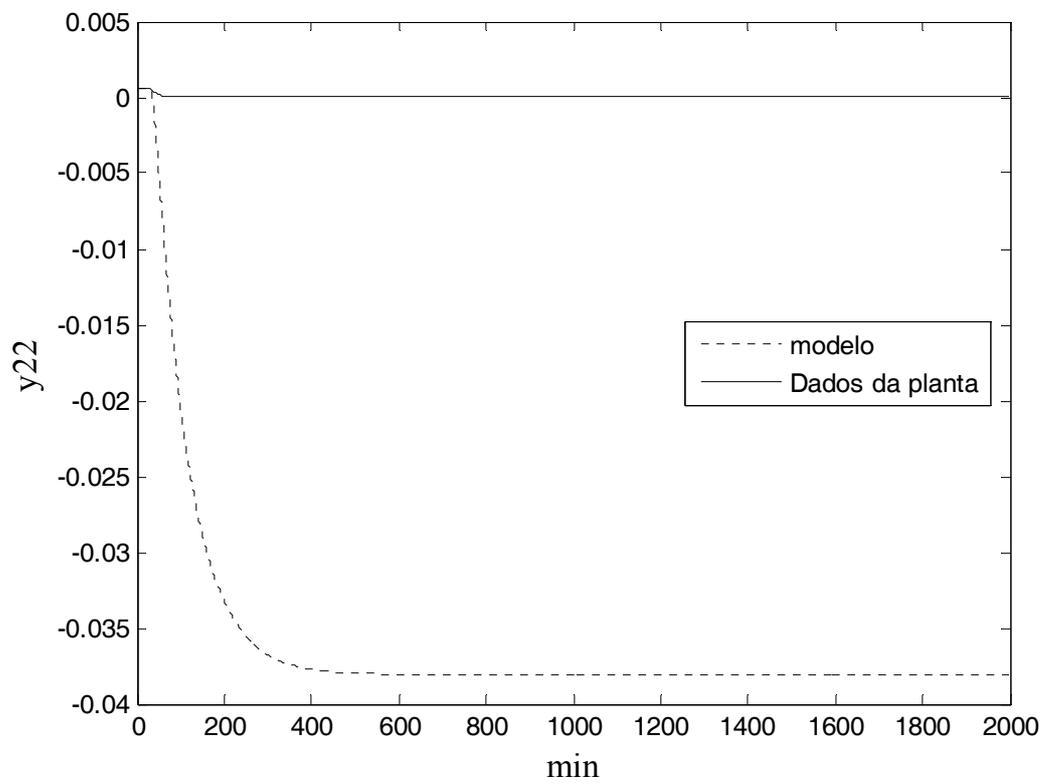
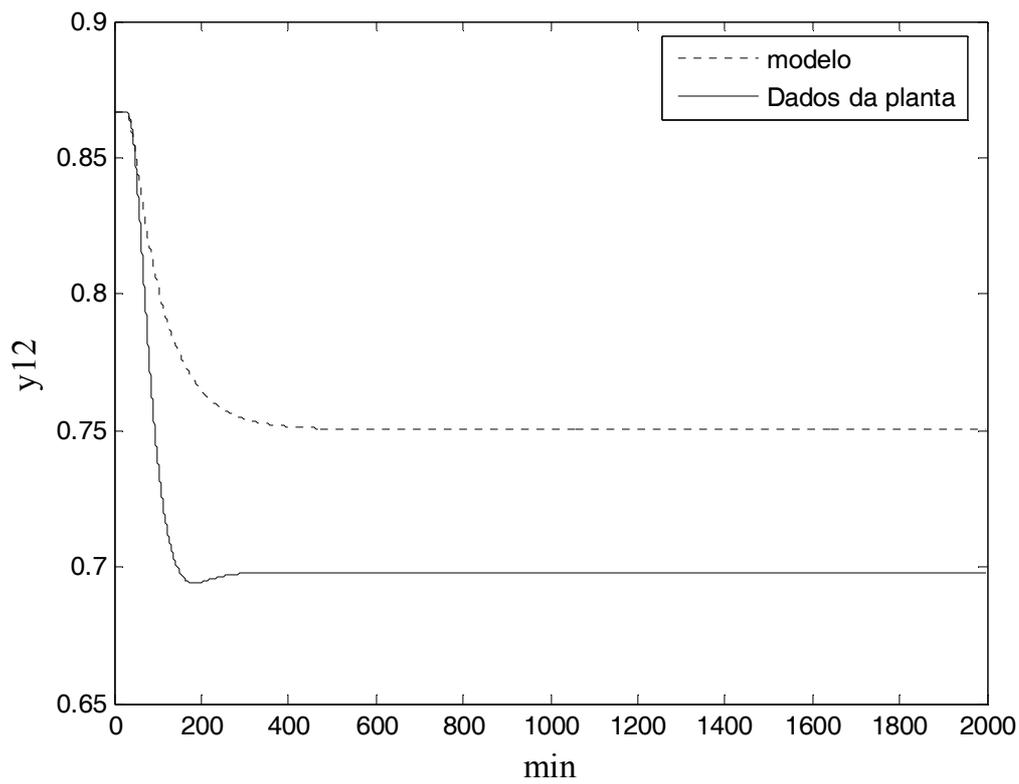


Figura II. 10 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em $u_2(V)$ para a estrutura LV.

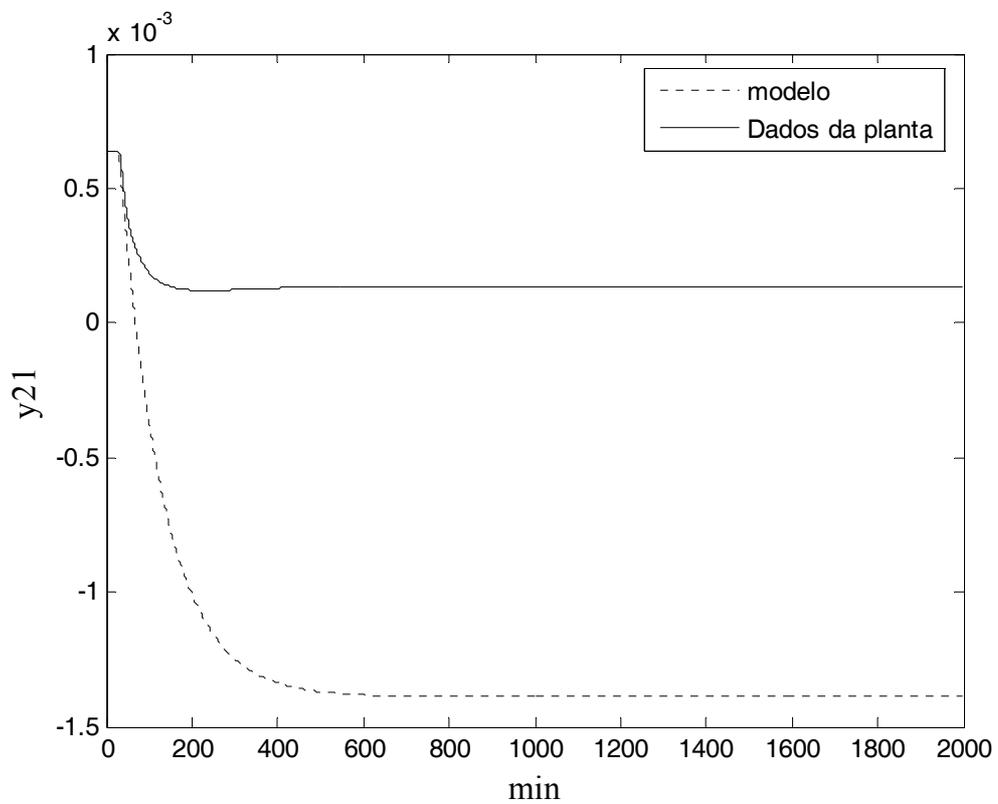
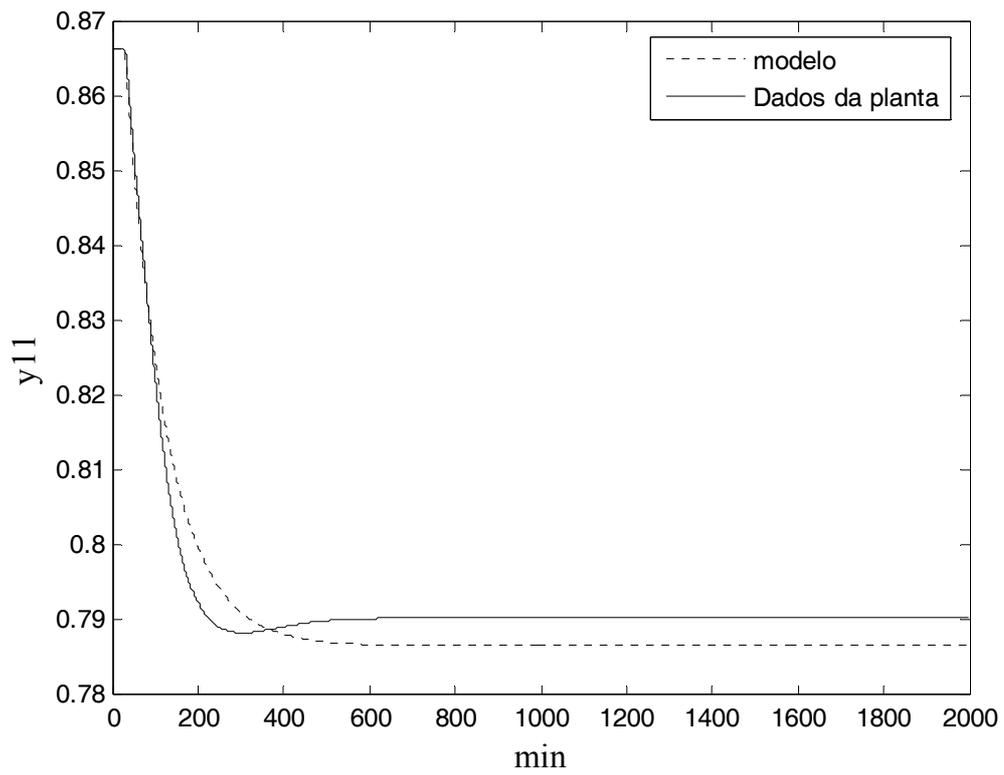


Figura II. 11 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em $u_1(L)$ para a estrutura LV.

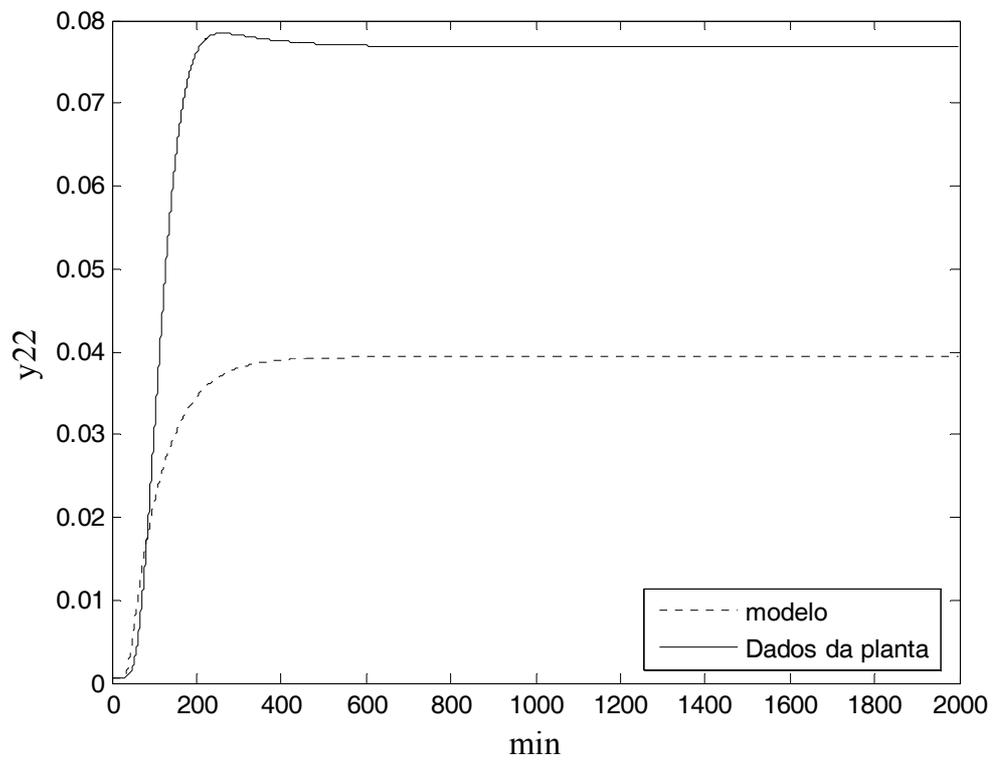
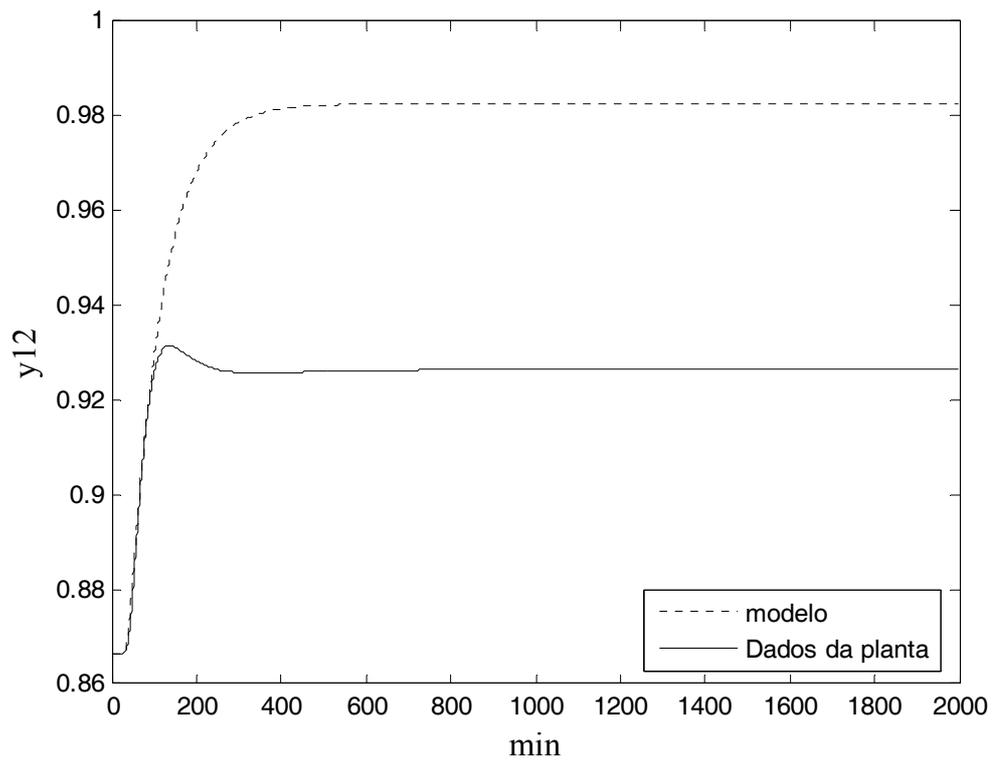


Figura II. 12 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em u_2 (V) para a estrutura LV.

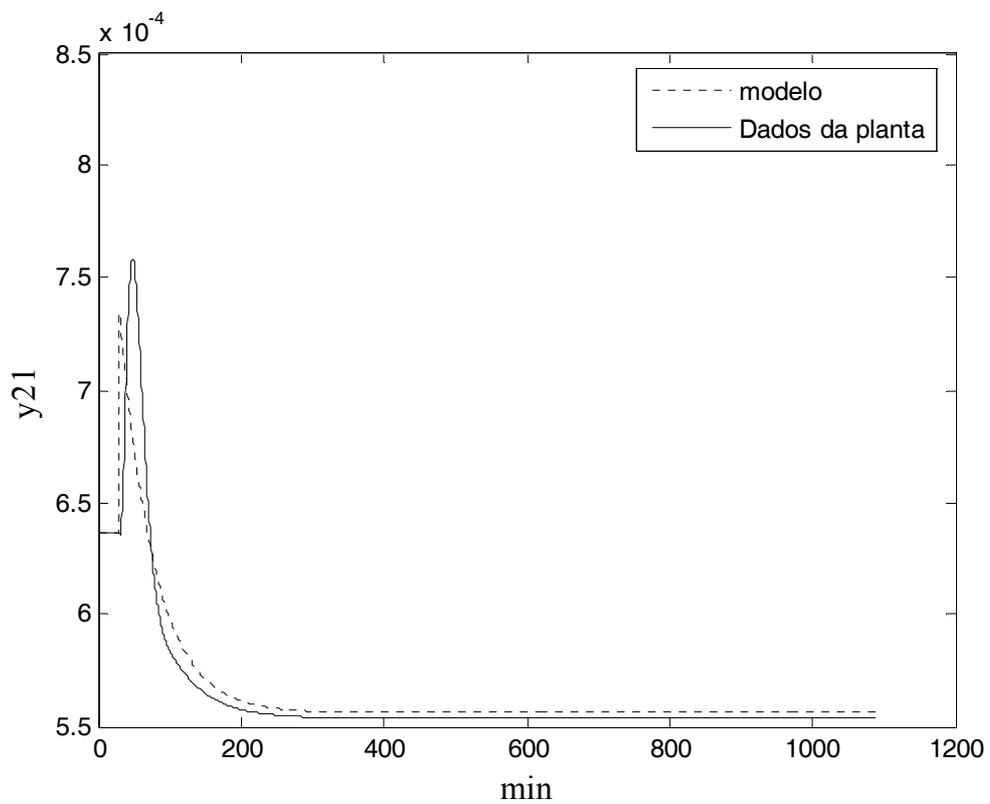
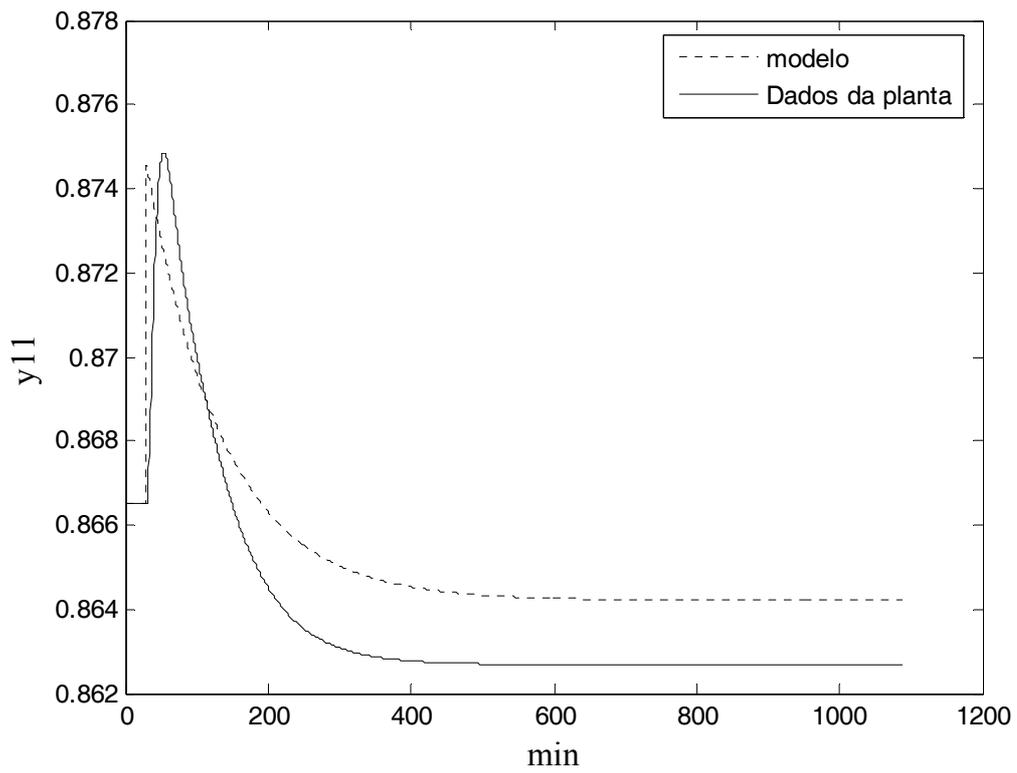


Figura II. 13 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em u_1 (*setpoint* de L) para a estrutura LVCascata.

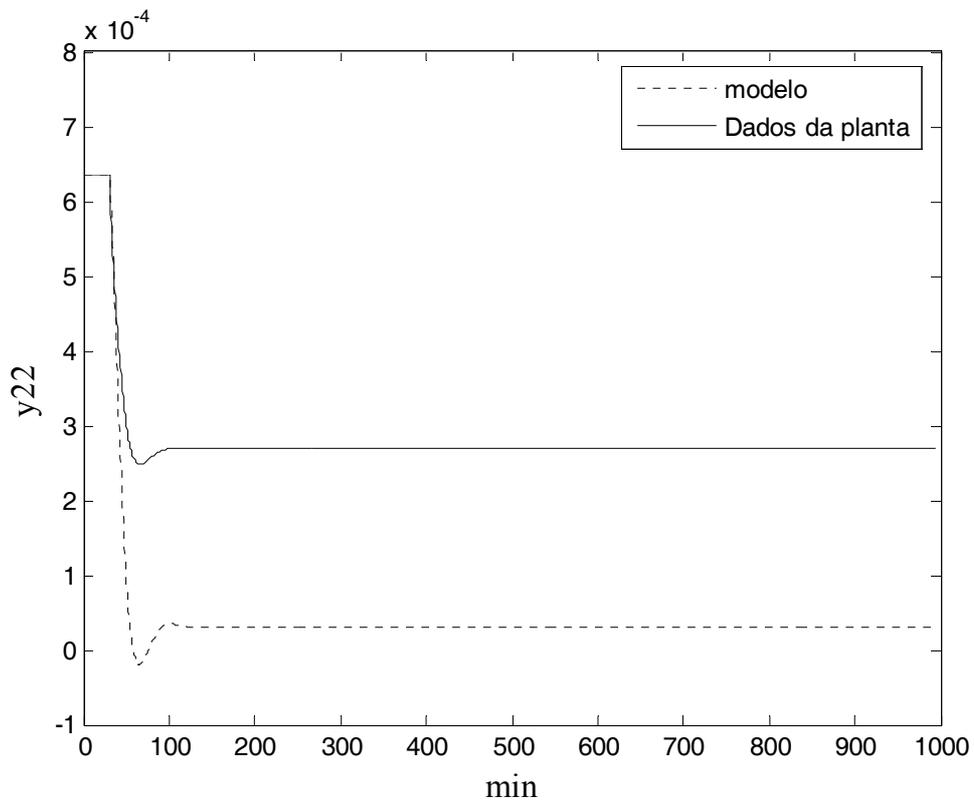
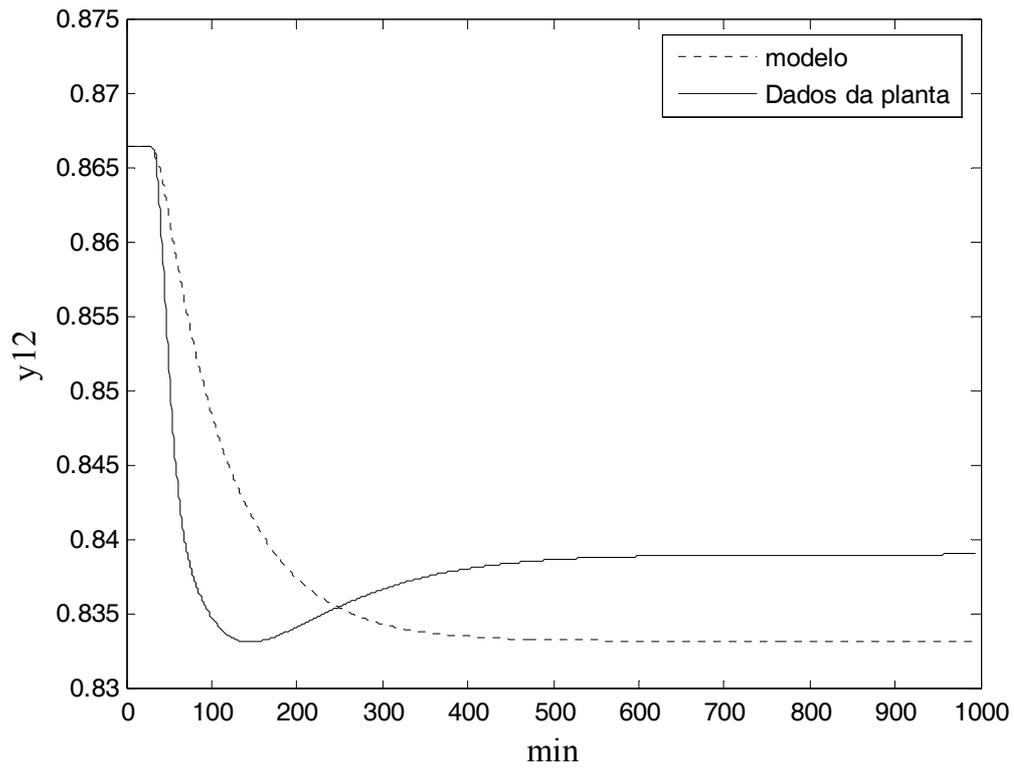


Figura II. 14 – Resposta do topo e do fundo a um degrau positivo em u_2 (*setpoint* de T) para a estrutura LVCascata.

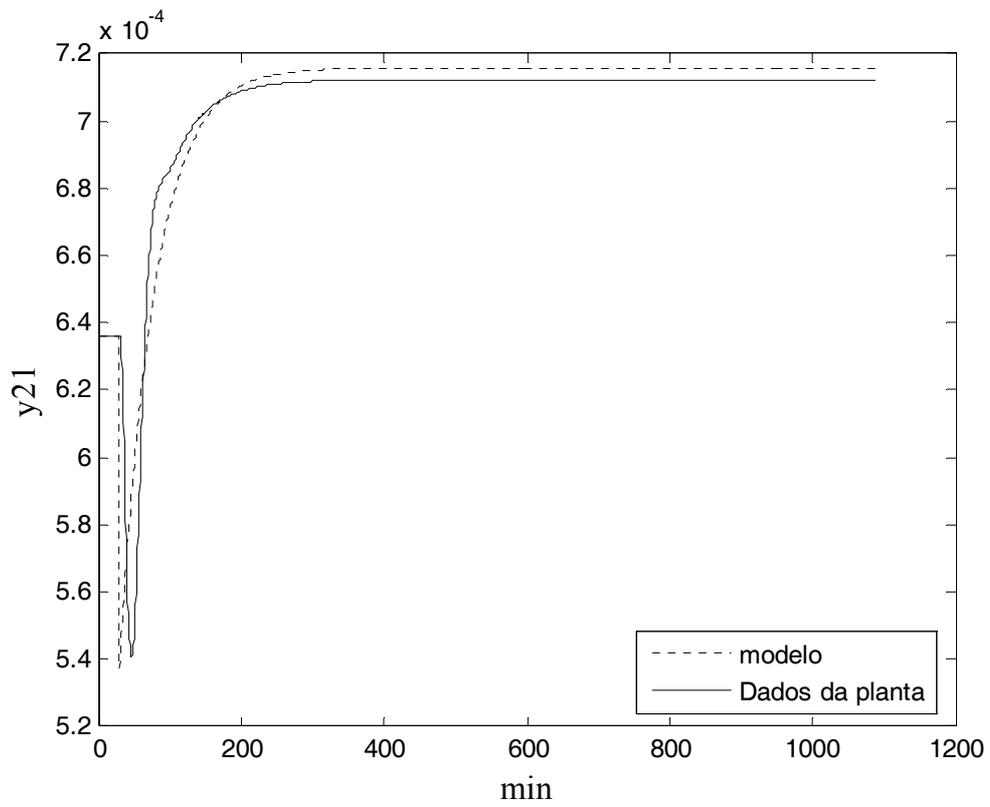
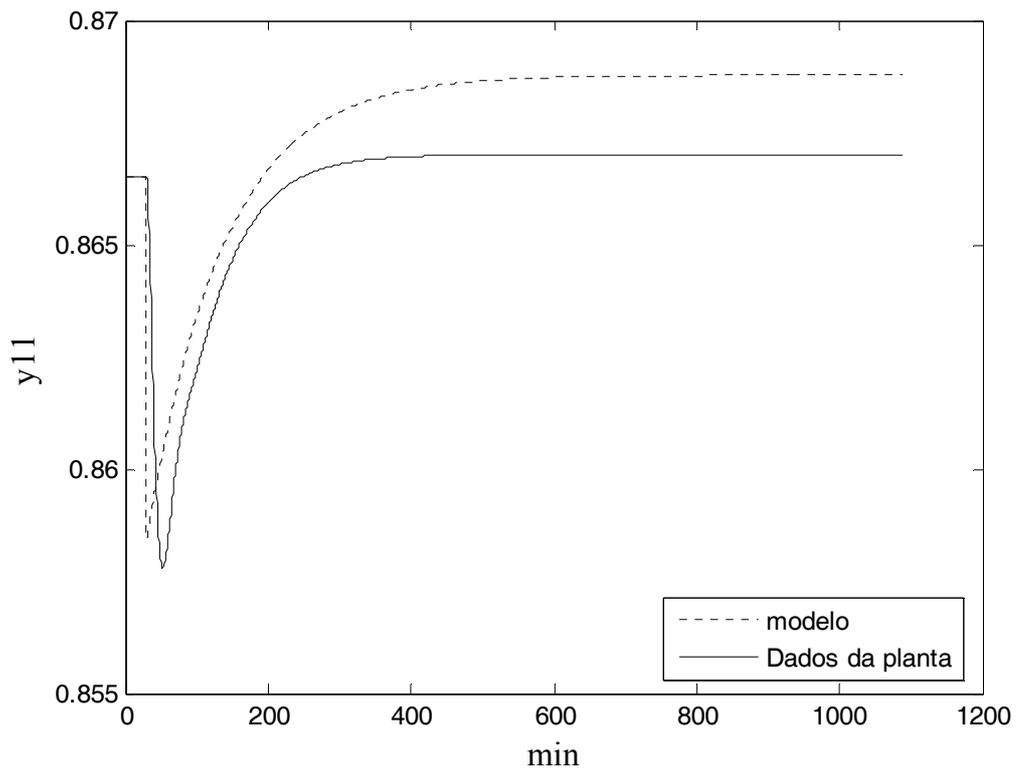


Figura II. 15 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em u_1 (*setpoint* de L) para a estrutura LVCascata.

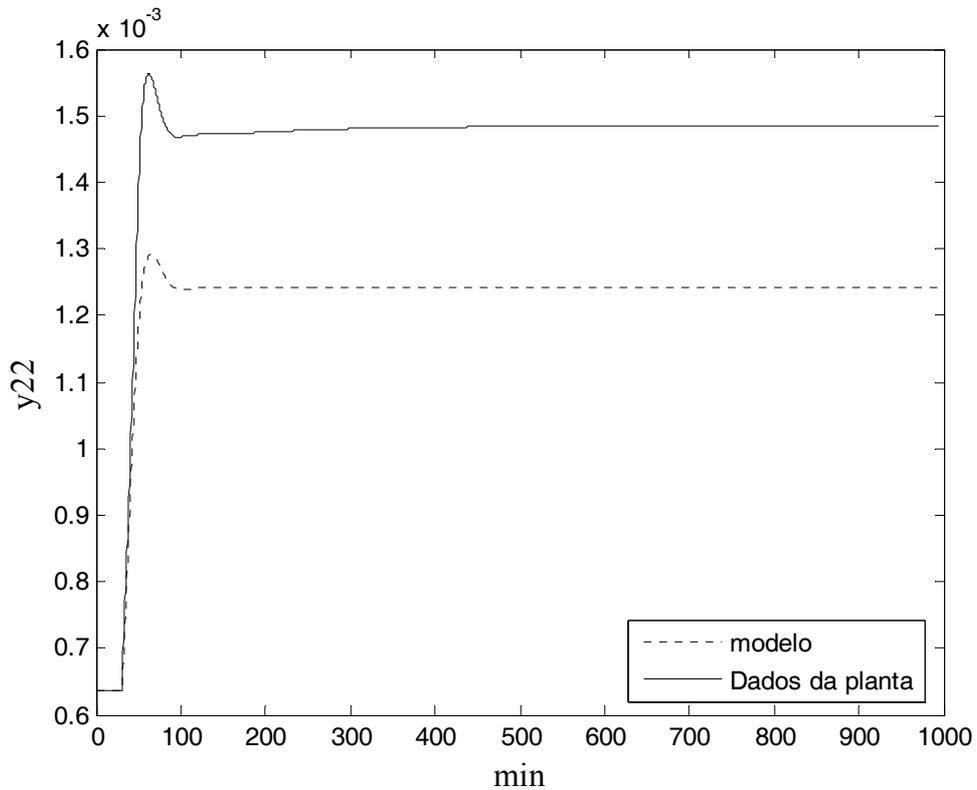
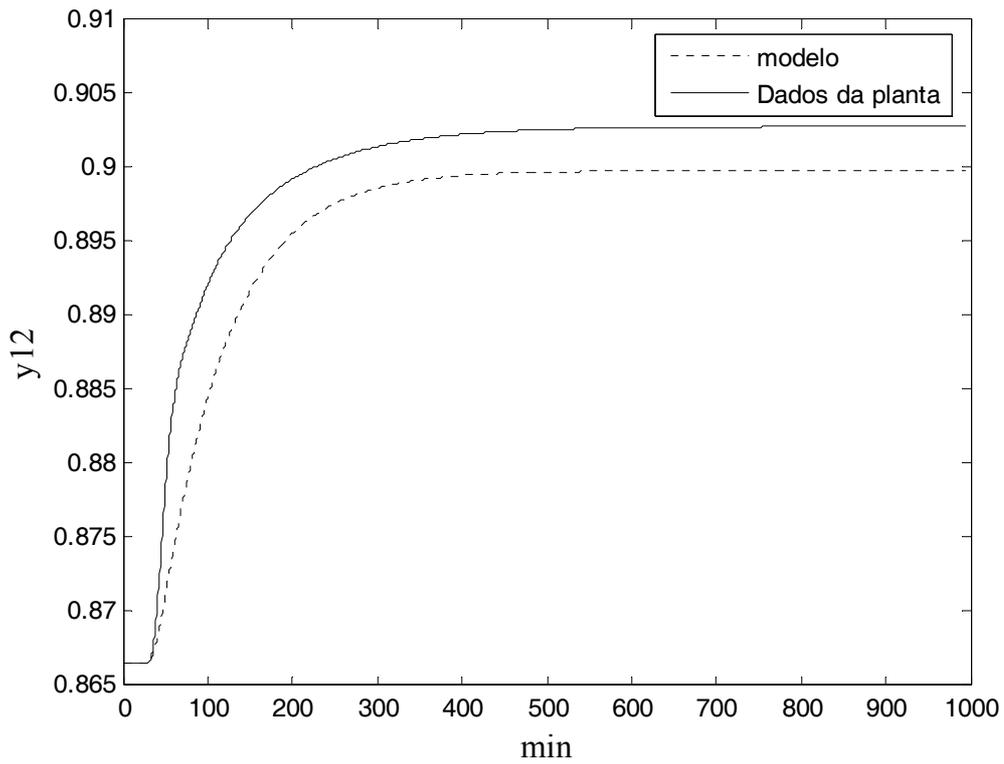


Figura II. 16 – Resposta do topo e do fundo a um degrau negativo em u_2 (*setpoint* de T) para a estrutura LVCascata.

ANEXO III

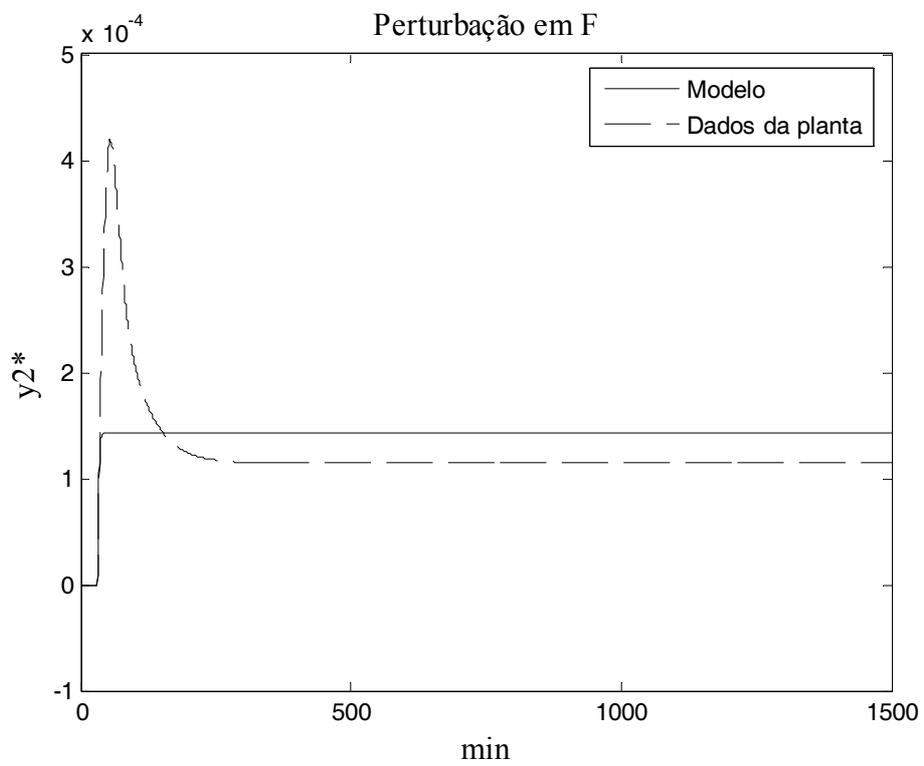
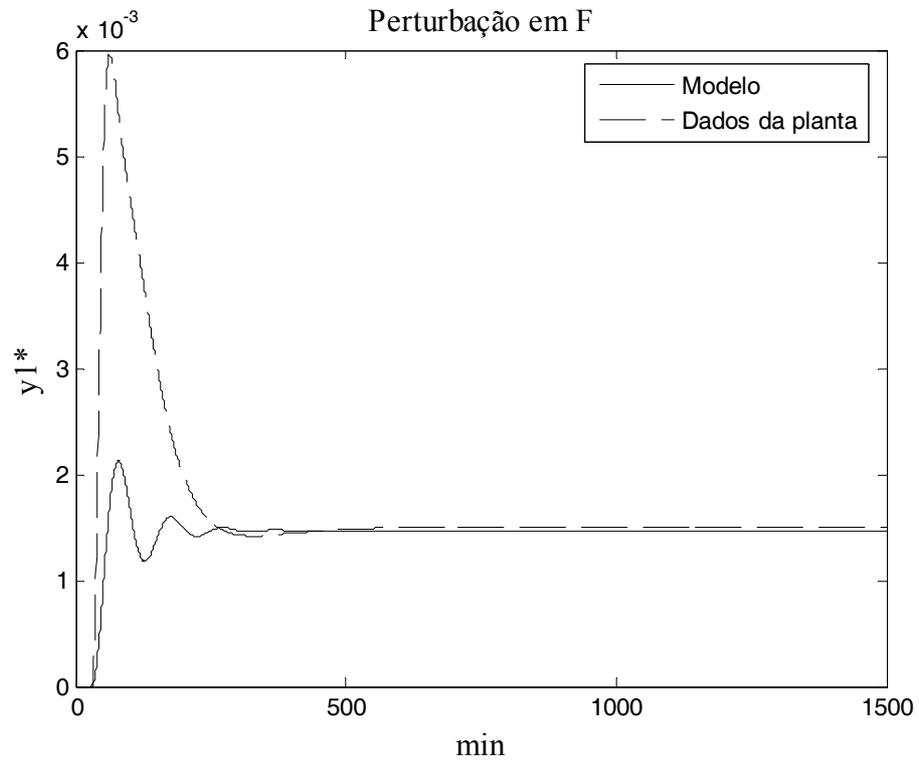


Figura III. 1 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LVCascata em malha aberta.

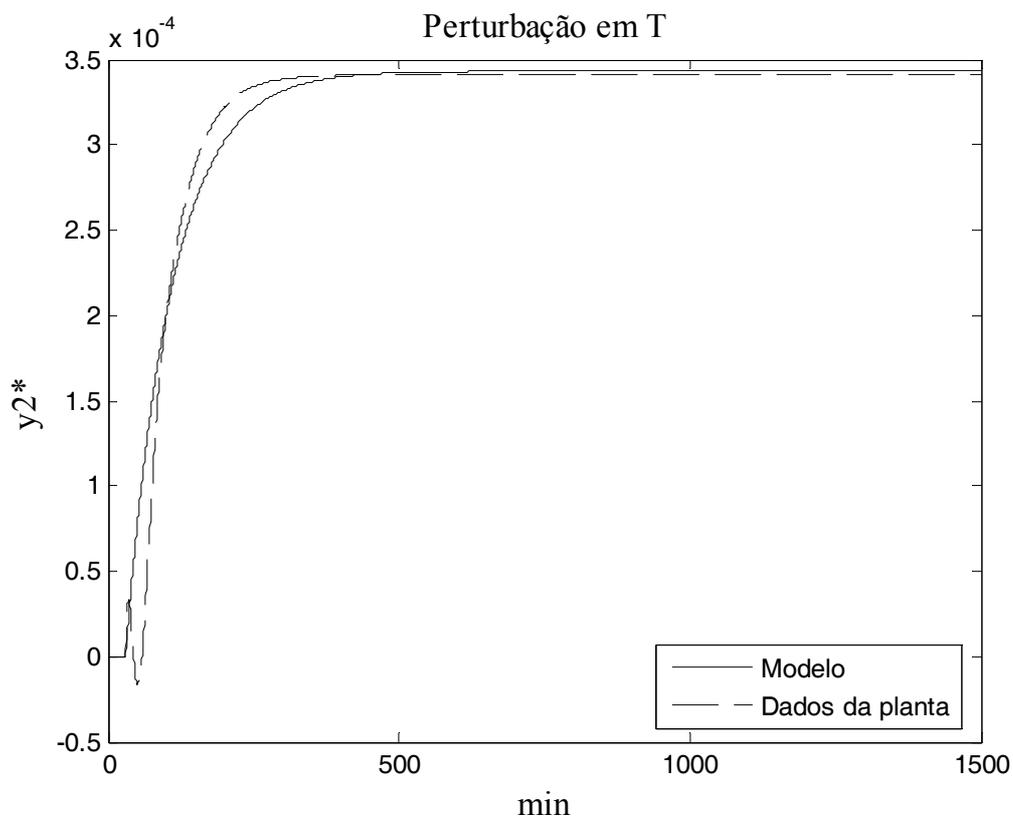
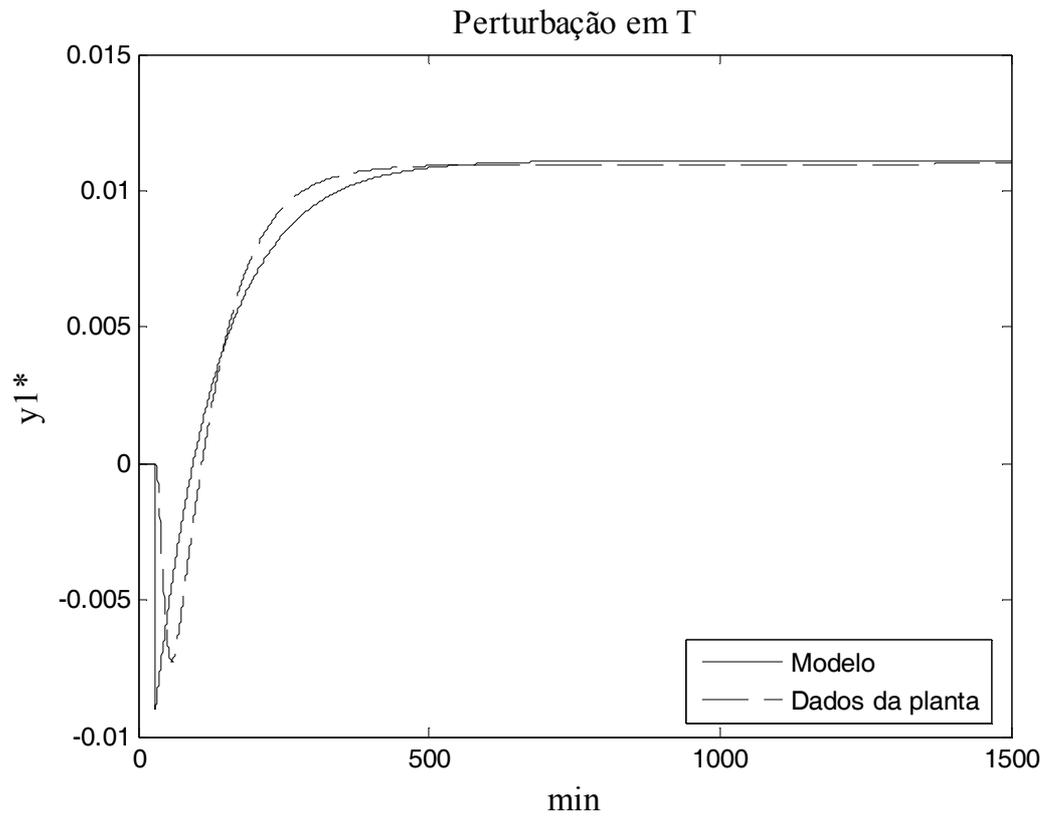


Figura III. 2 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LVCascata em malha aberta.

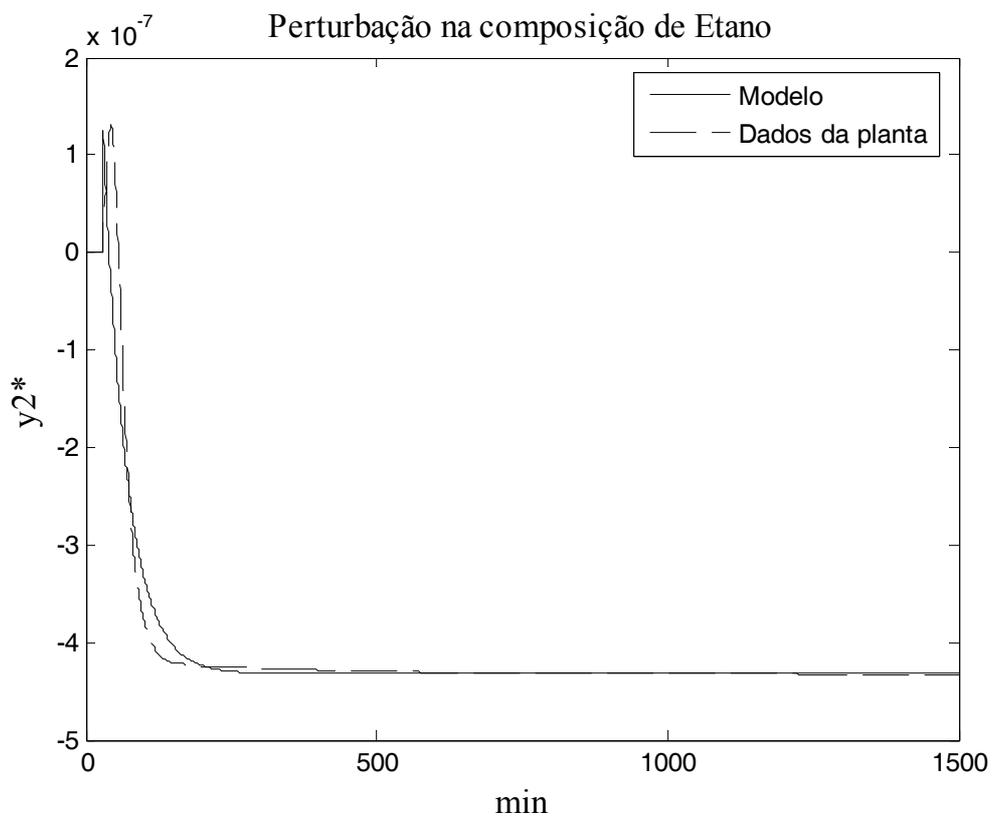
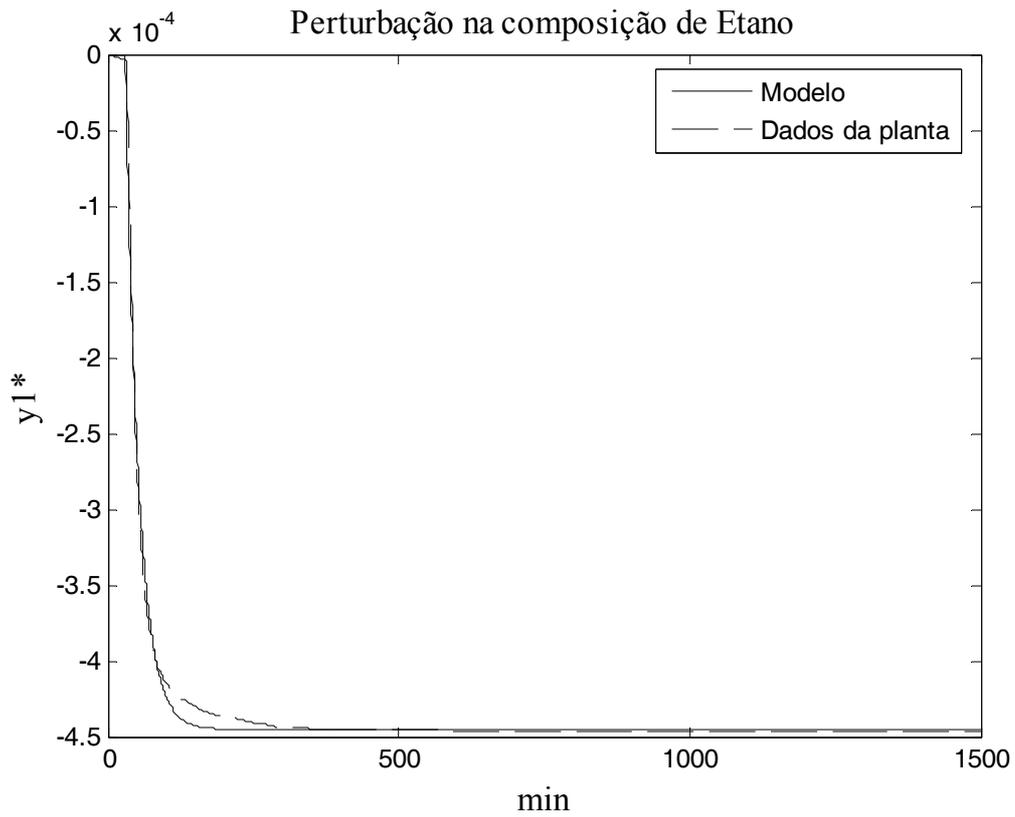


Figura III. 3 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LVCascata em malha aberta.

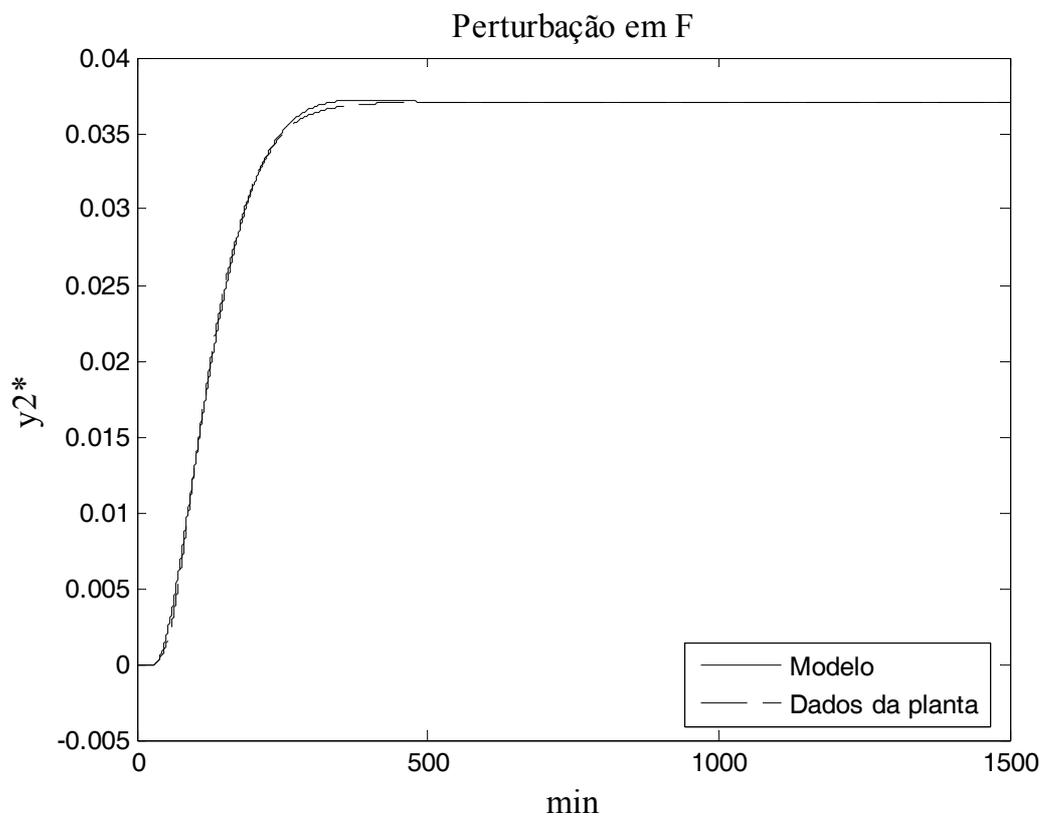
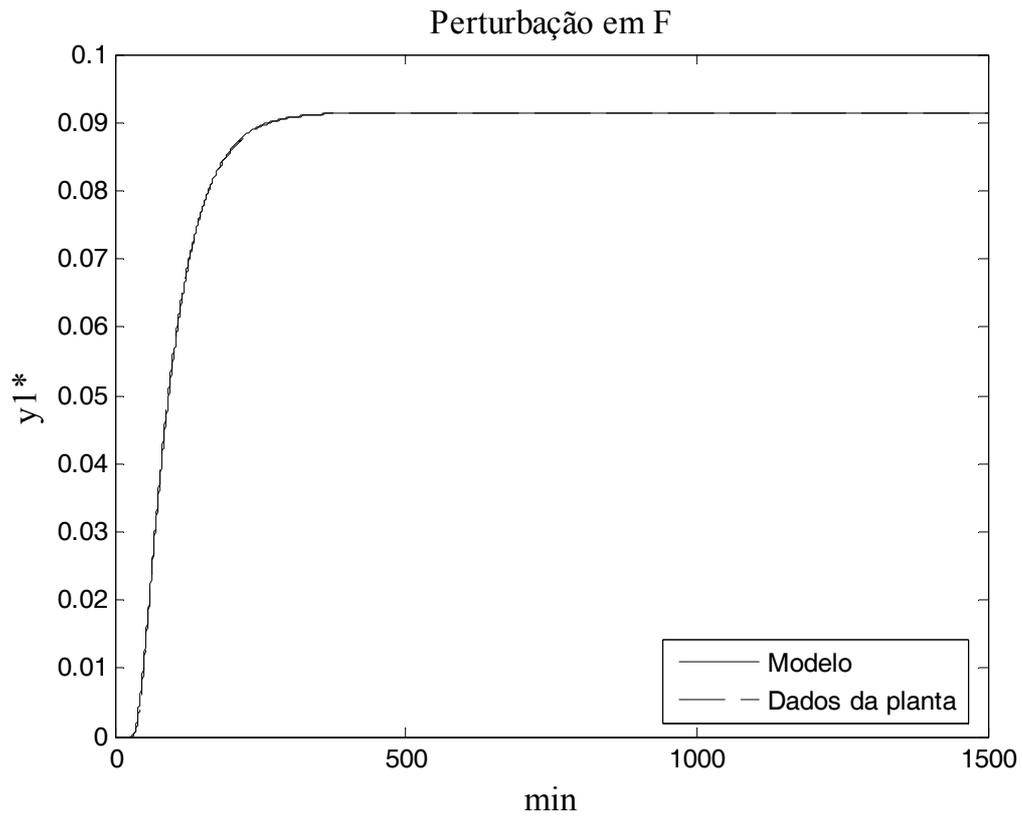


Figura III. 4 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LV em malha aberta.

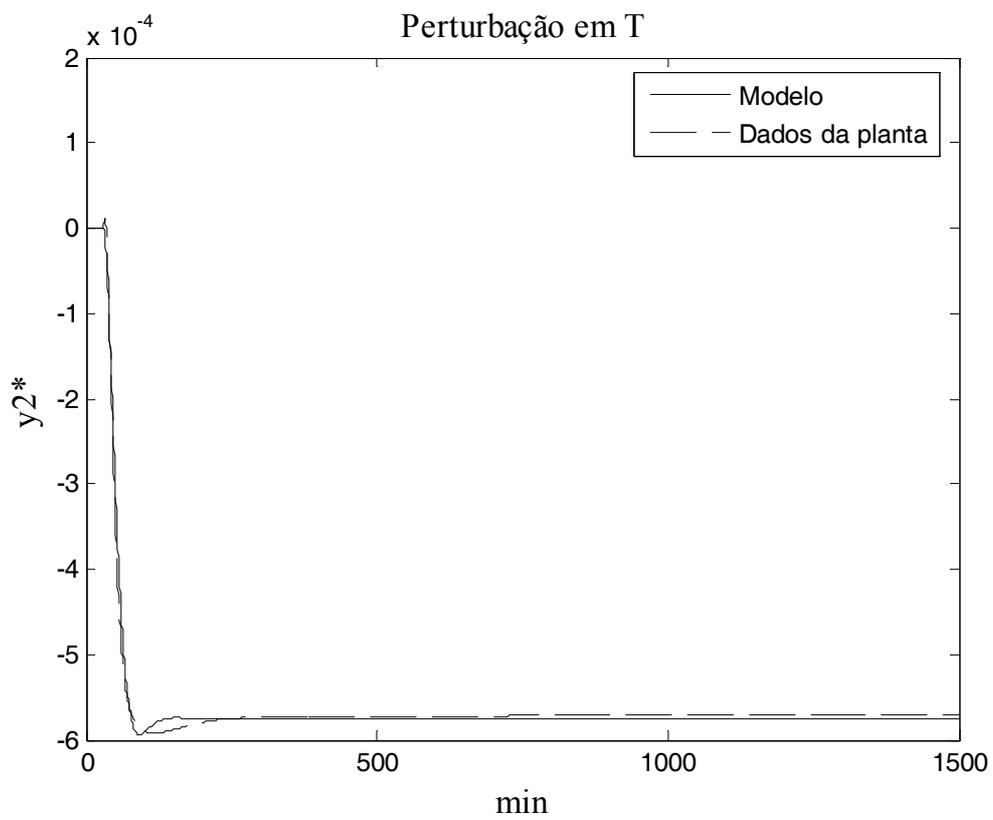
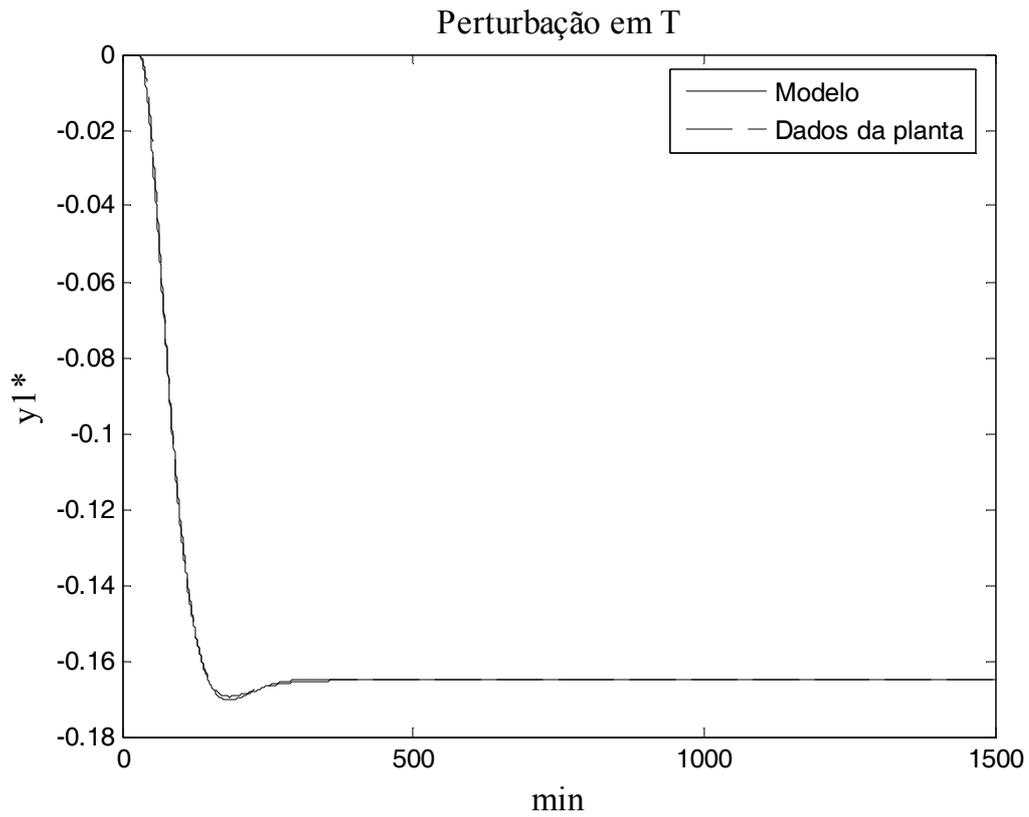


Figura III. 5 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LV em malha aberta.

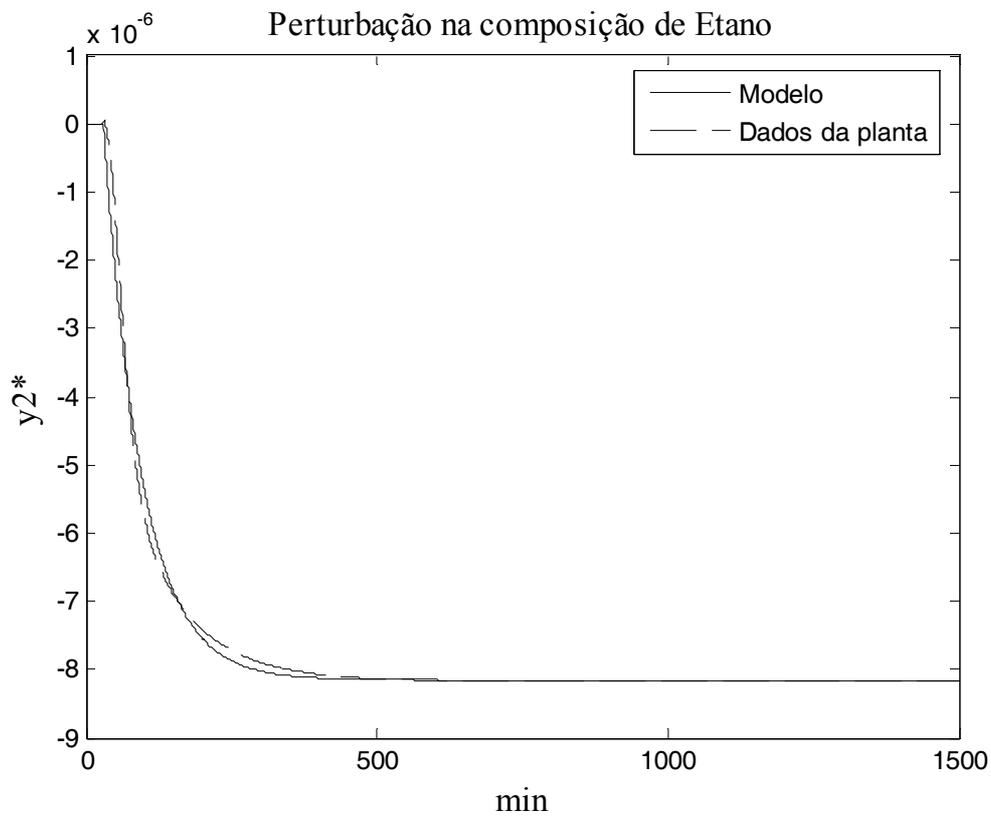
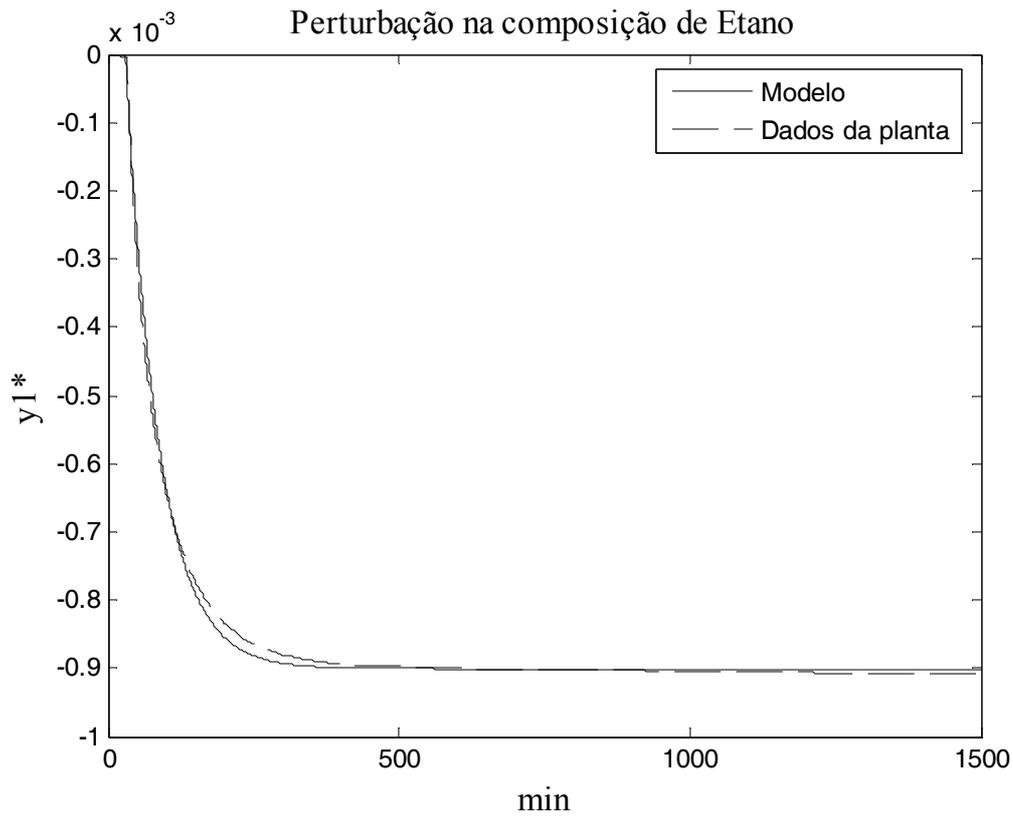


Figura III. 6 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura LV em malha aberta.

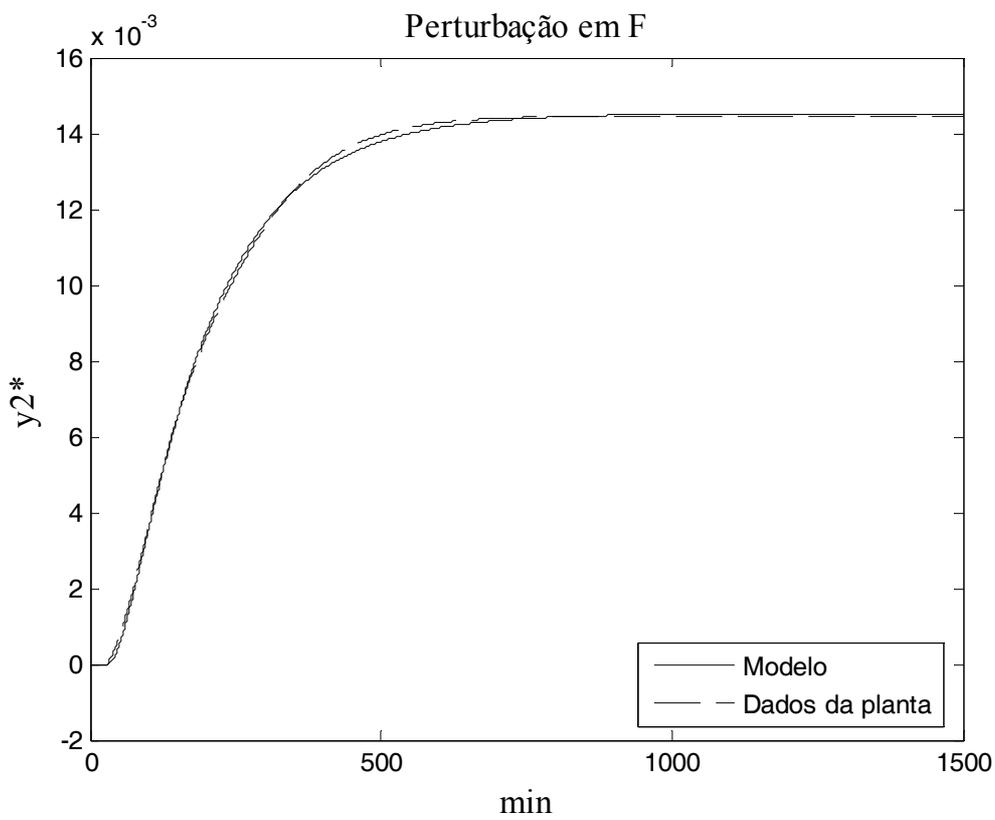
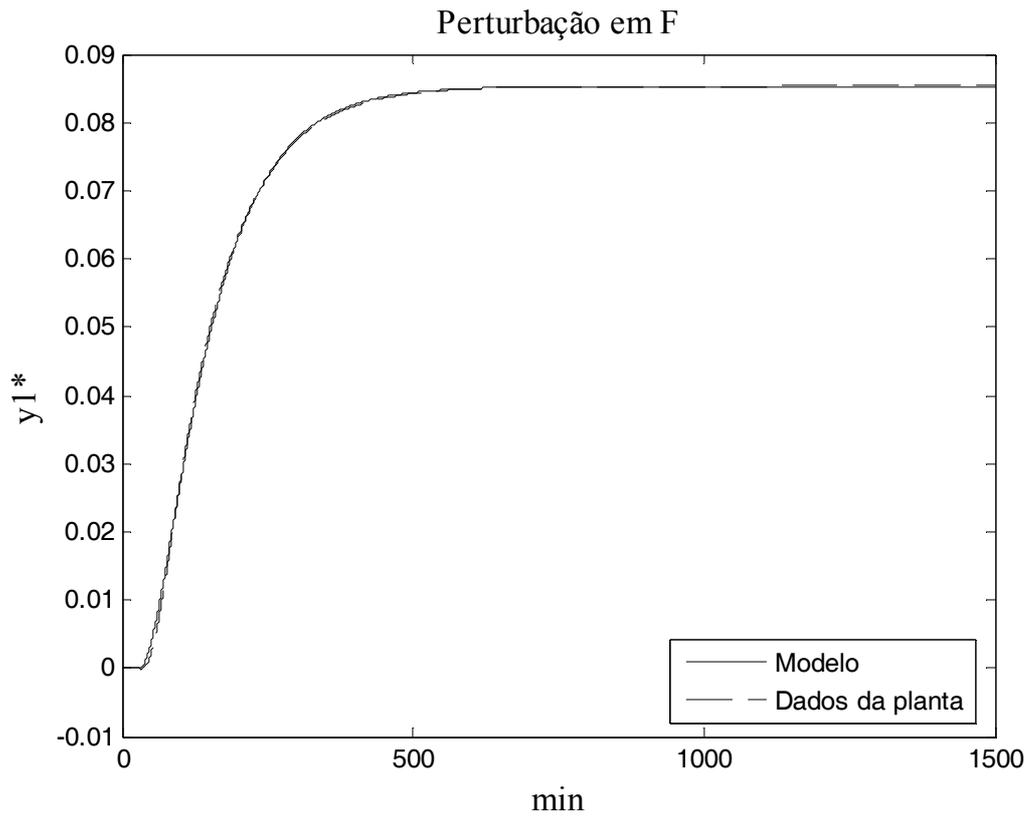


Figura III. 7 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura DV em malha aberta.

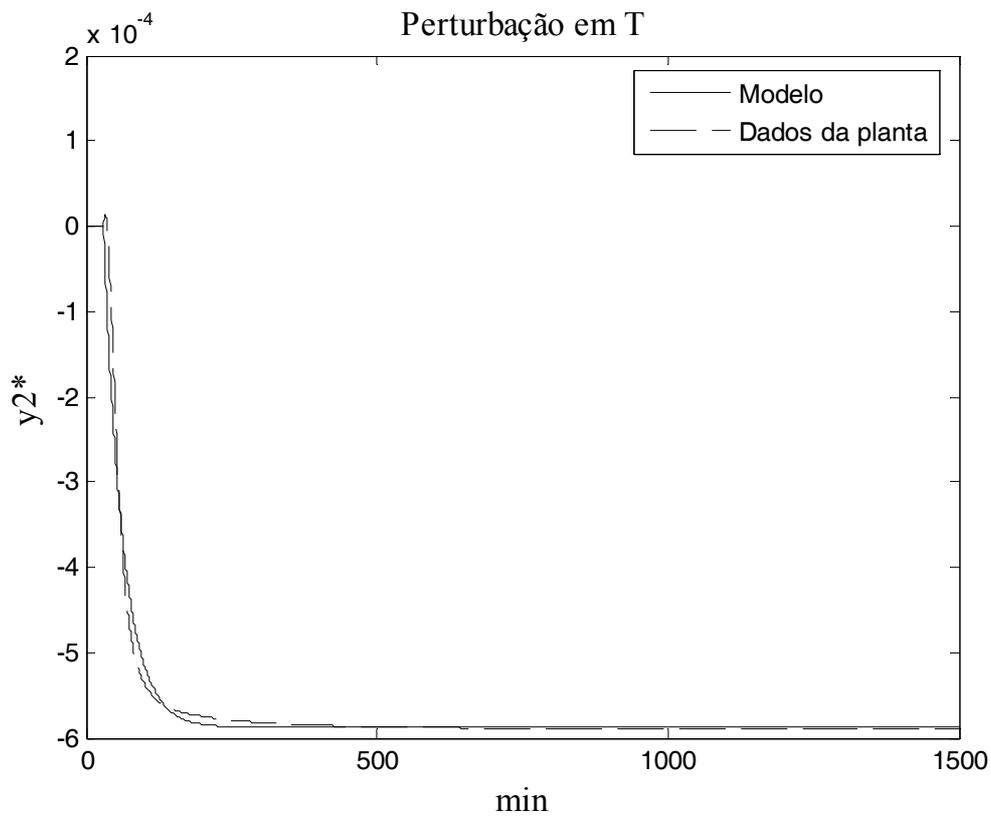
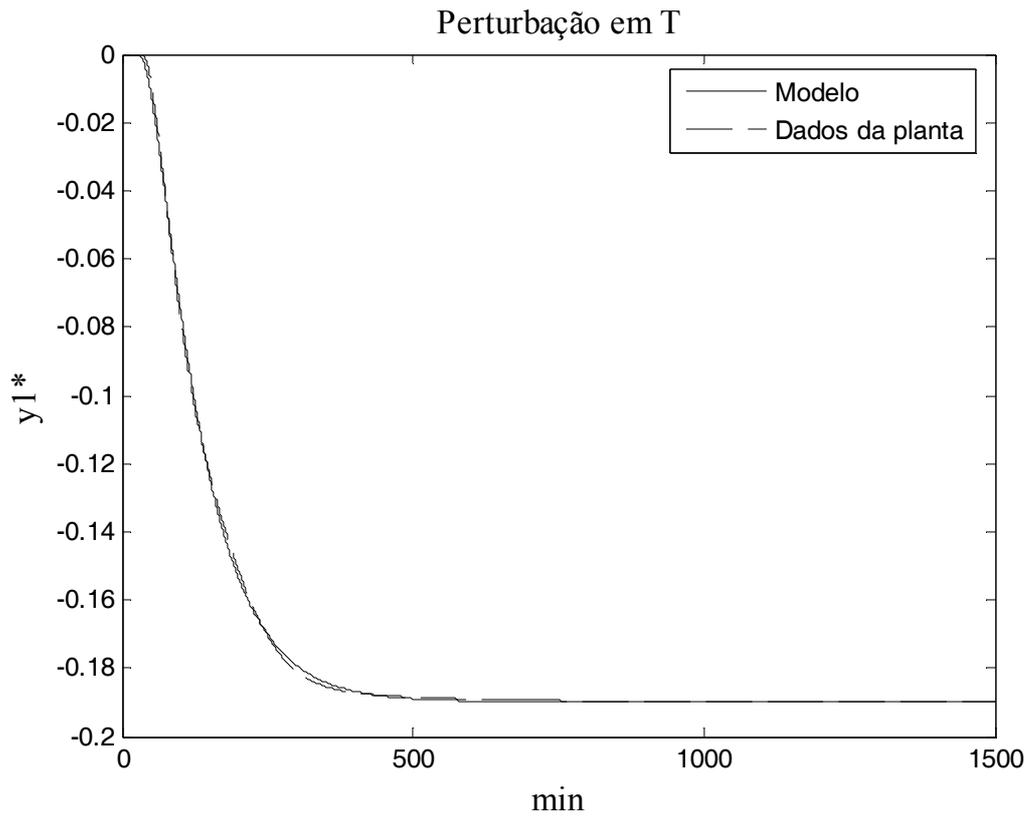


Figura III. 8 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura DV em malha aberta.

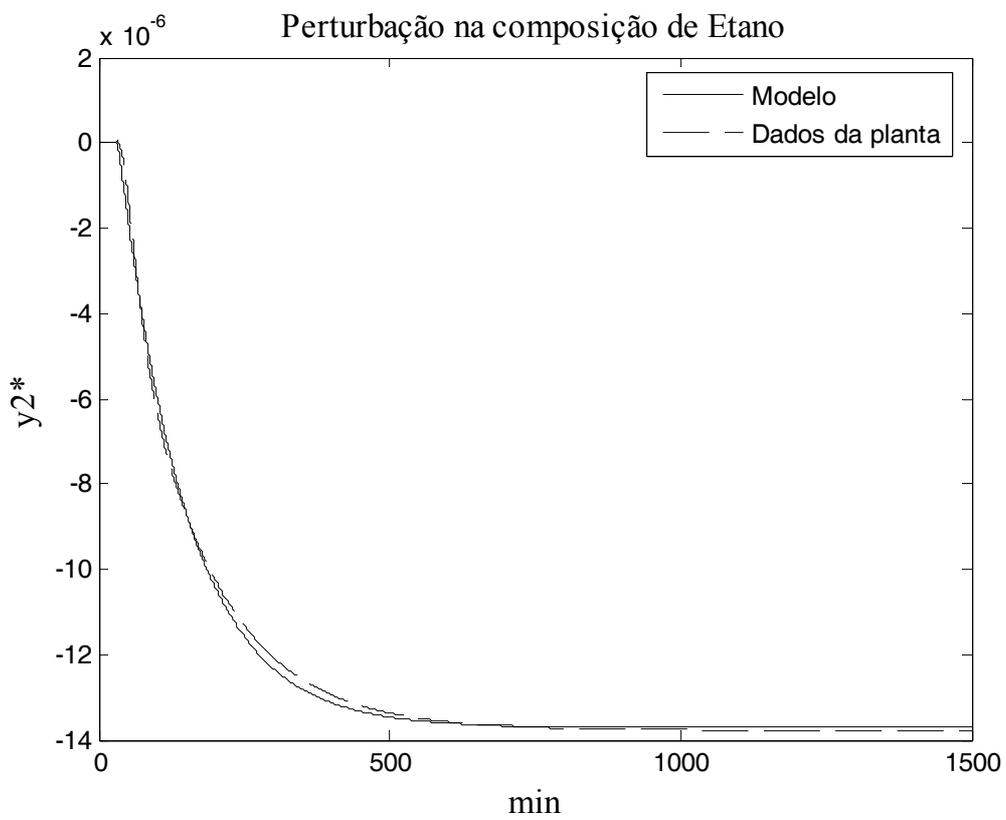
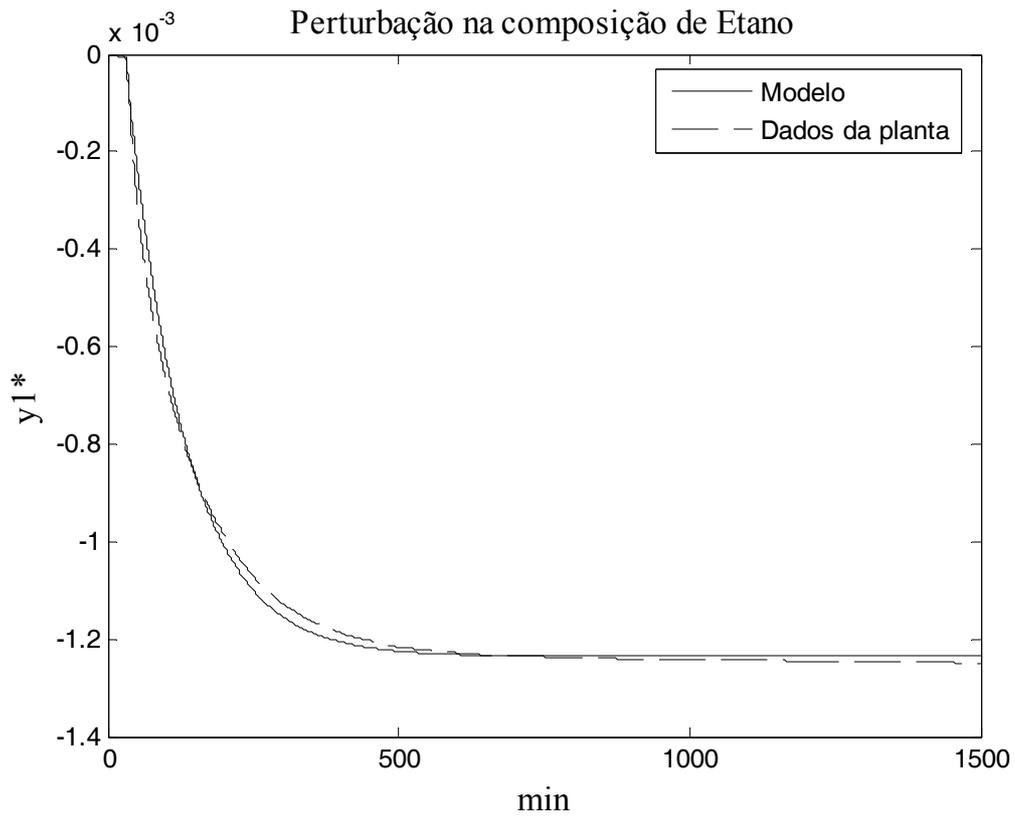


Figura III. 9 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura DV em malha aberta.

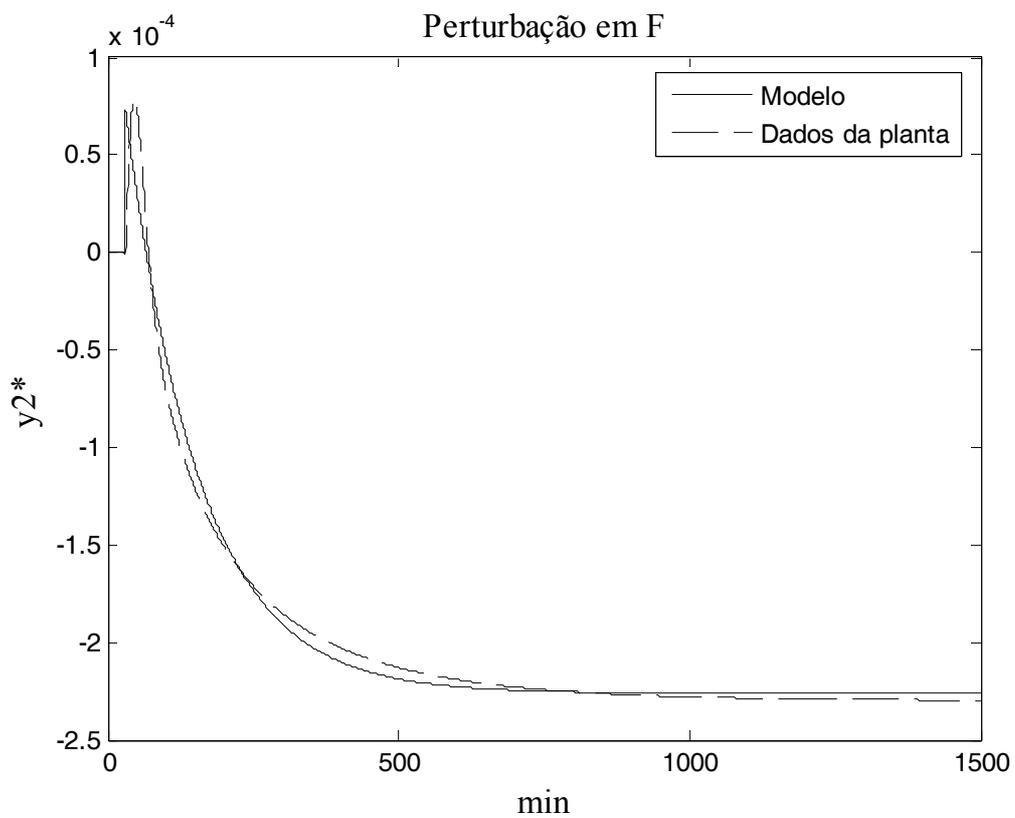
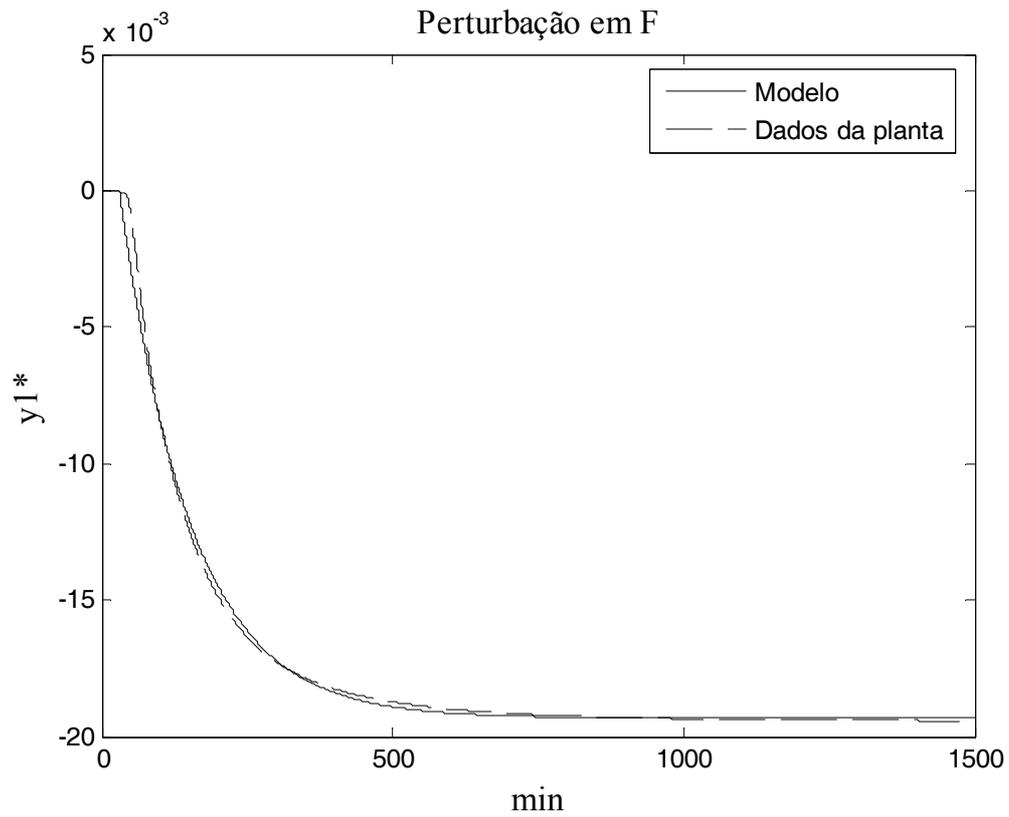


Figura III. 10 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura L/D_V/B em malha aberta.

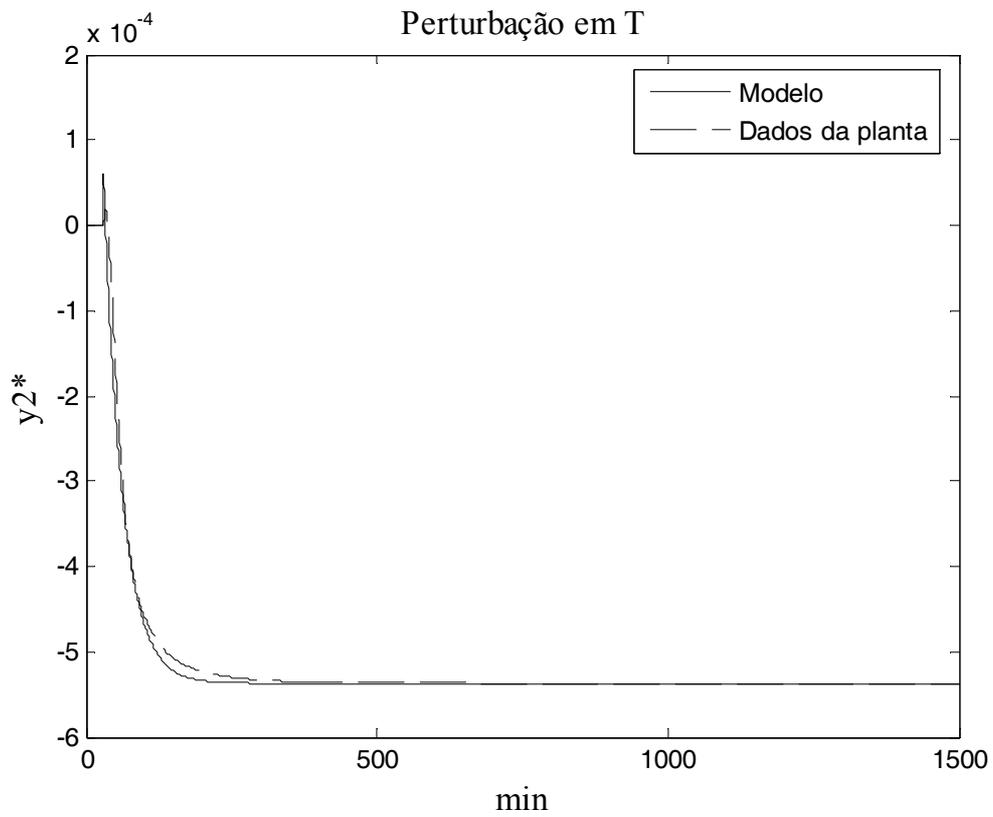
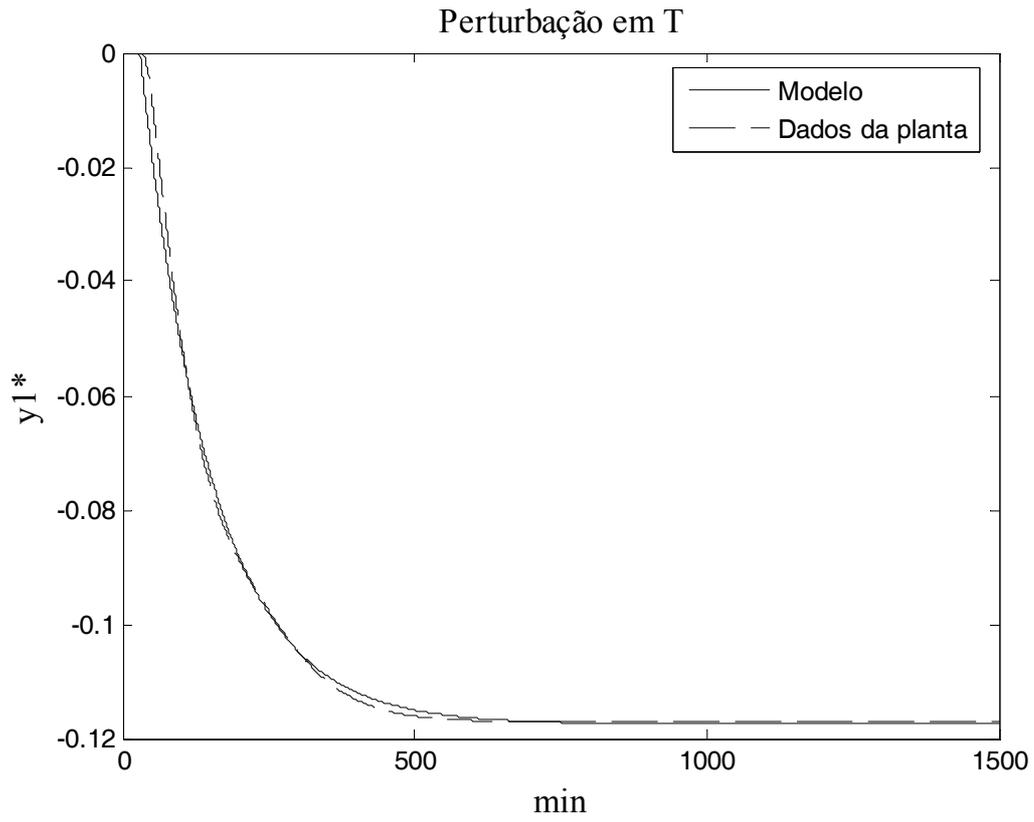


Figura III. 11 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura L/D_V/B em malha aberta.

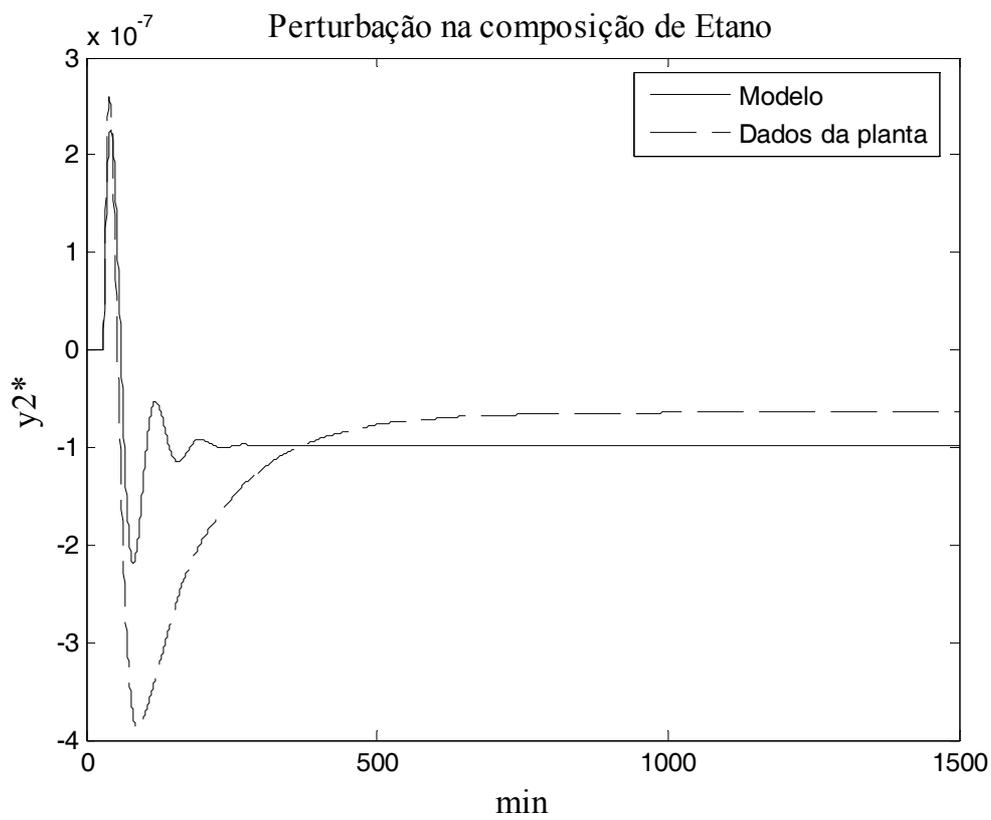
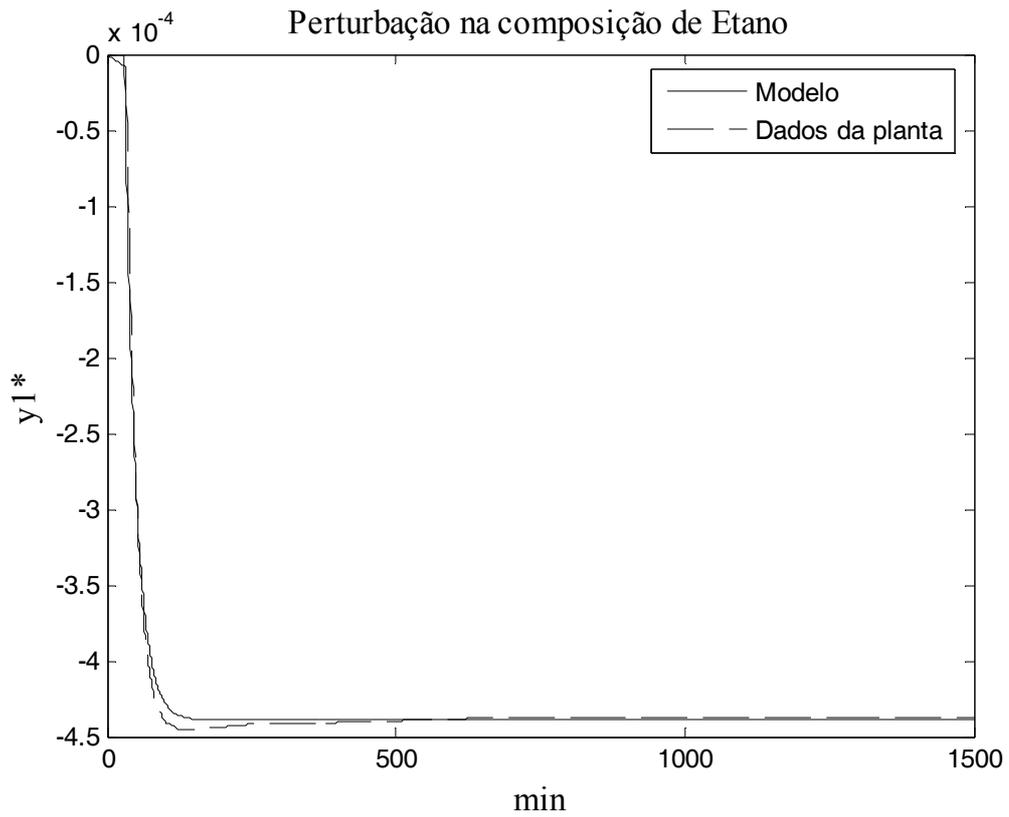


Figura III. 12 – Distúrbios aplicados à coluna com estrutura L/D_V/B em malha aberta.

ANEXO IV

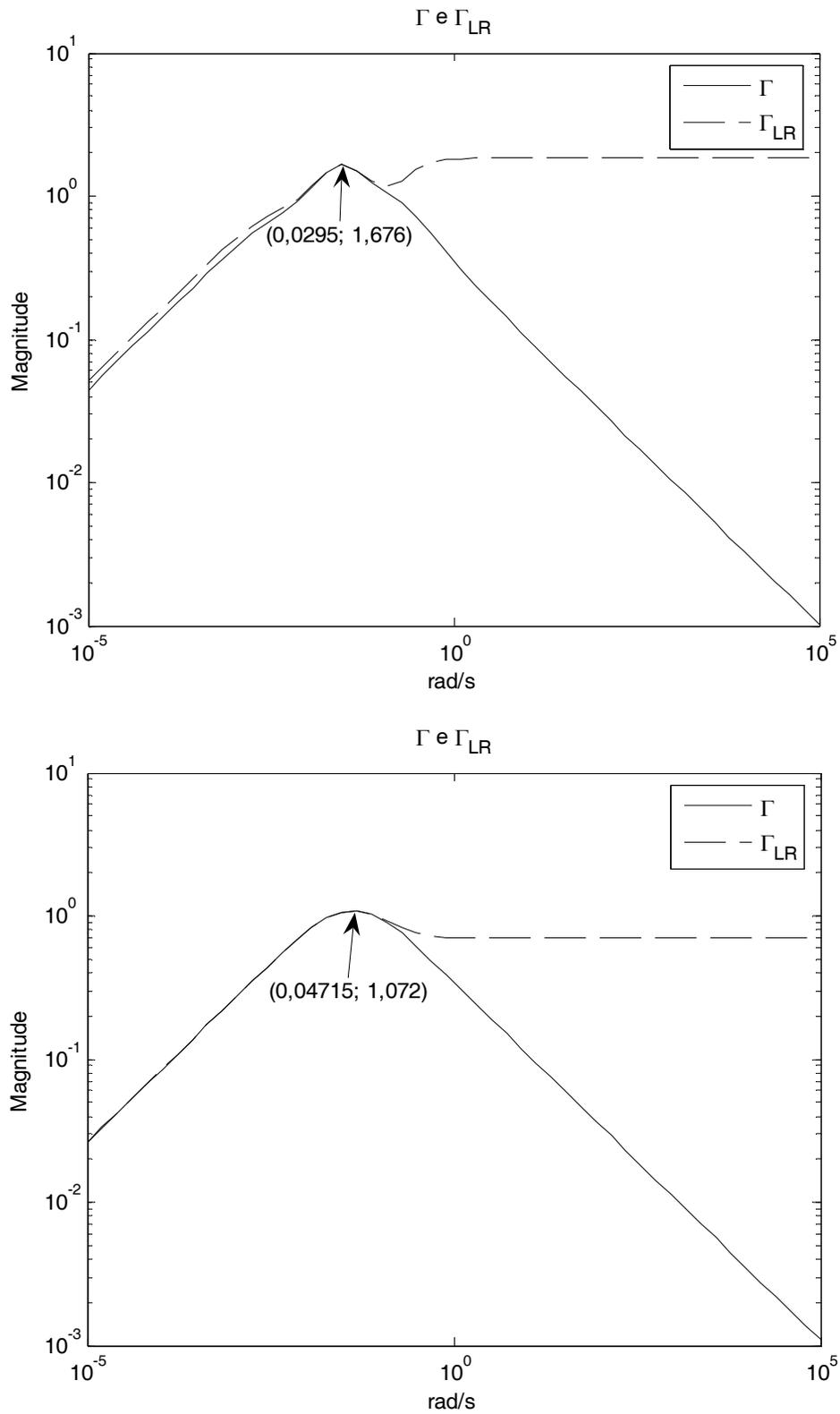


Figura IV. 1 – RPN para as estruturas LVCascata e LV. Os pares ordenados indicam as coordenadas do valor máximo de RPN.

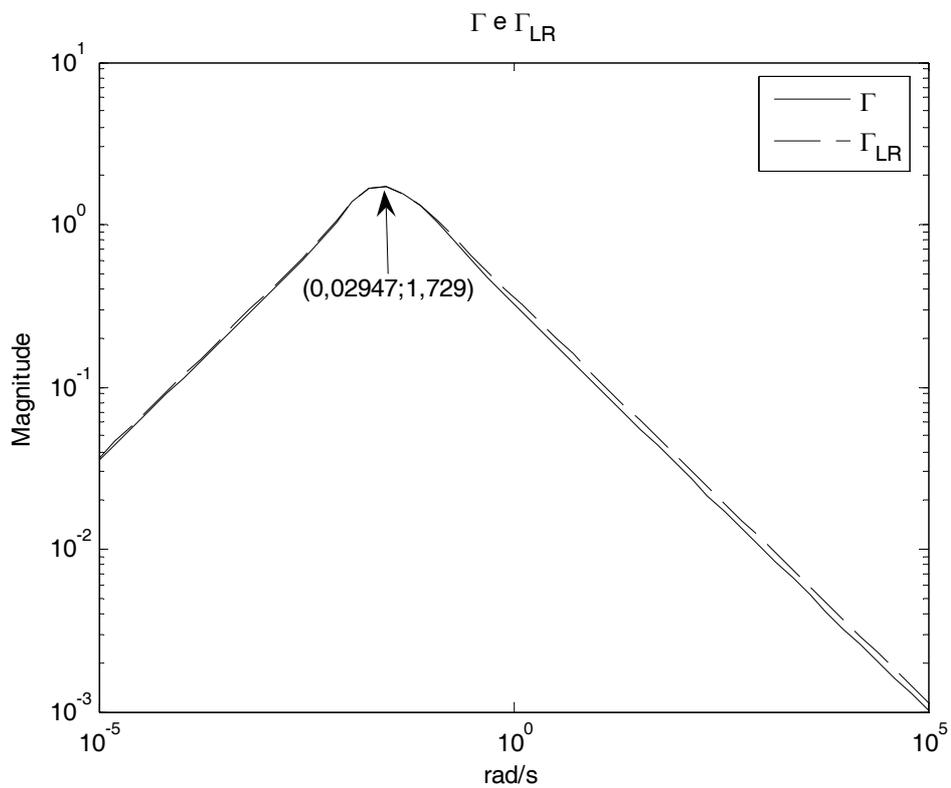
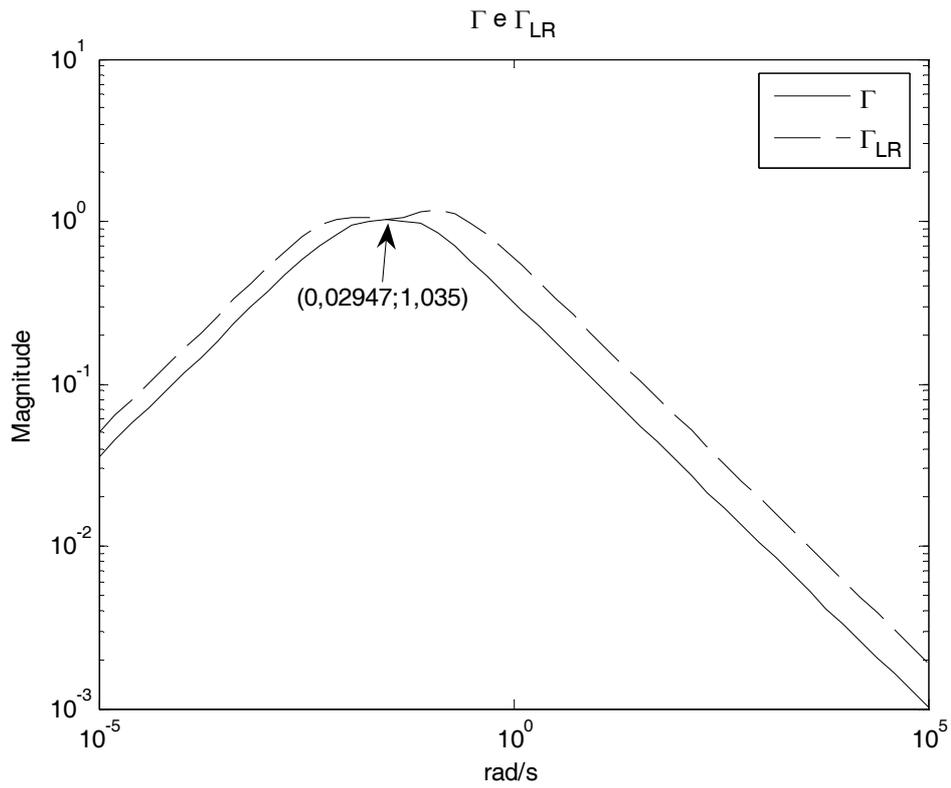


Figura IV. 2 – RPN para as estruturas DV e L/D_V/B. Os pares ordenados indicam as coordenadas do valor máximo de RPN.

ANEXO V

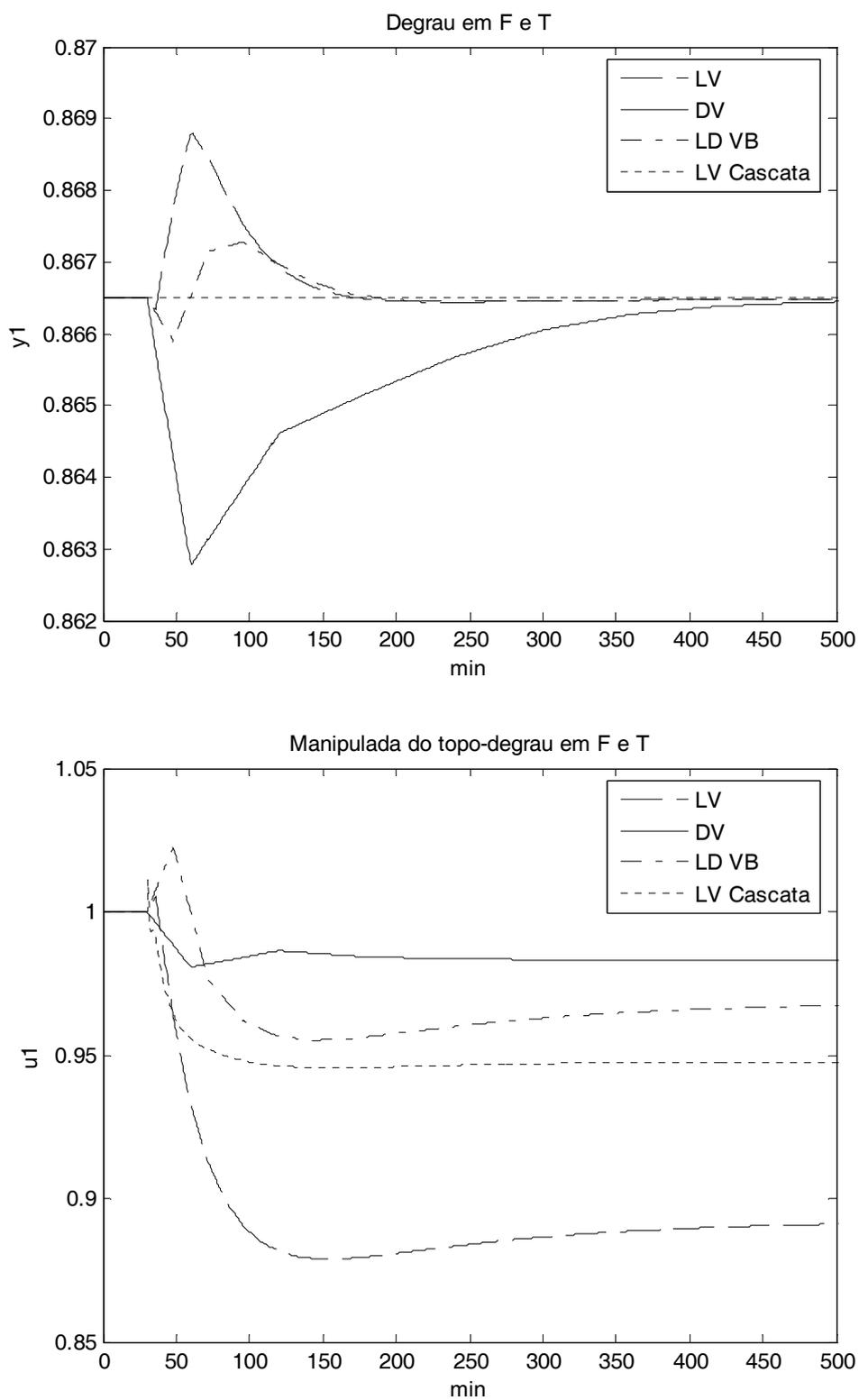


Figura V. 1 – Resposta a distúrbios em F e T, sendo y_1 variável controlada do topo e u_1 manipulada do topo

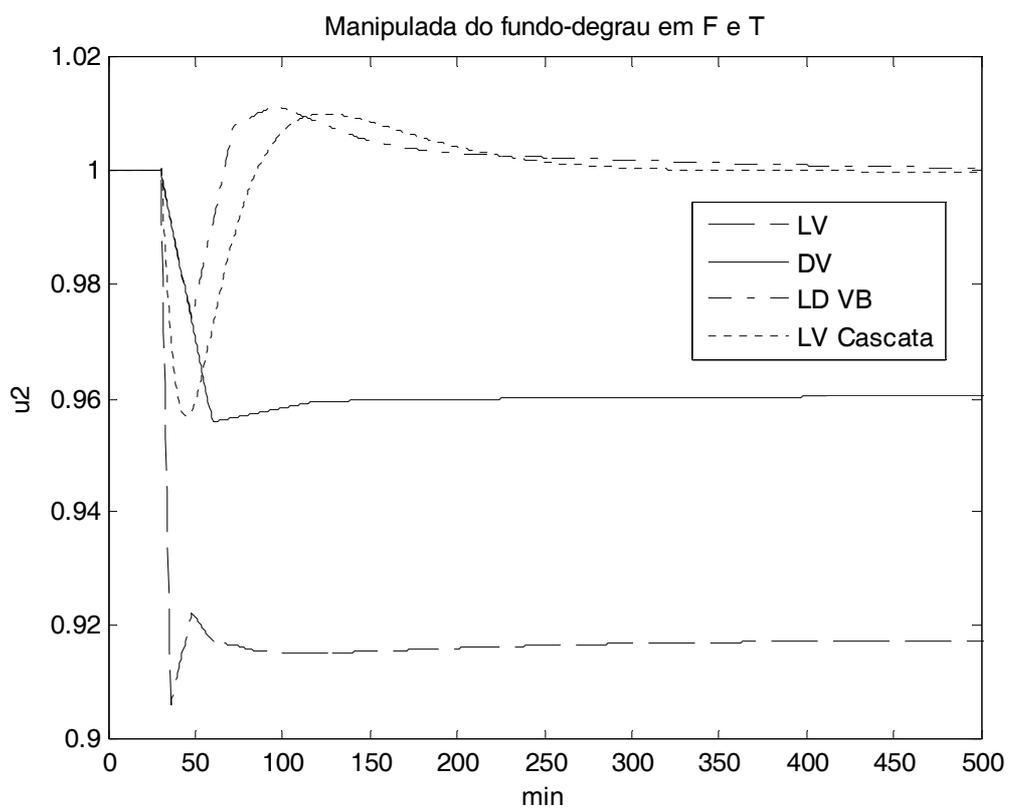
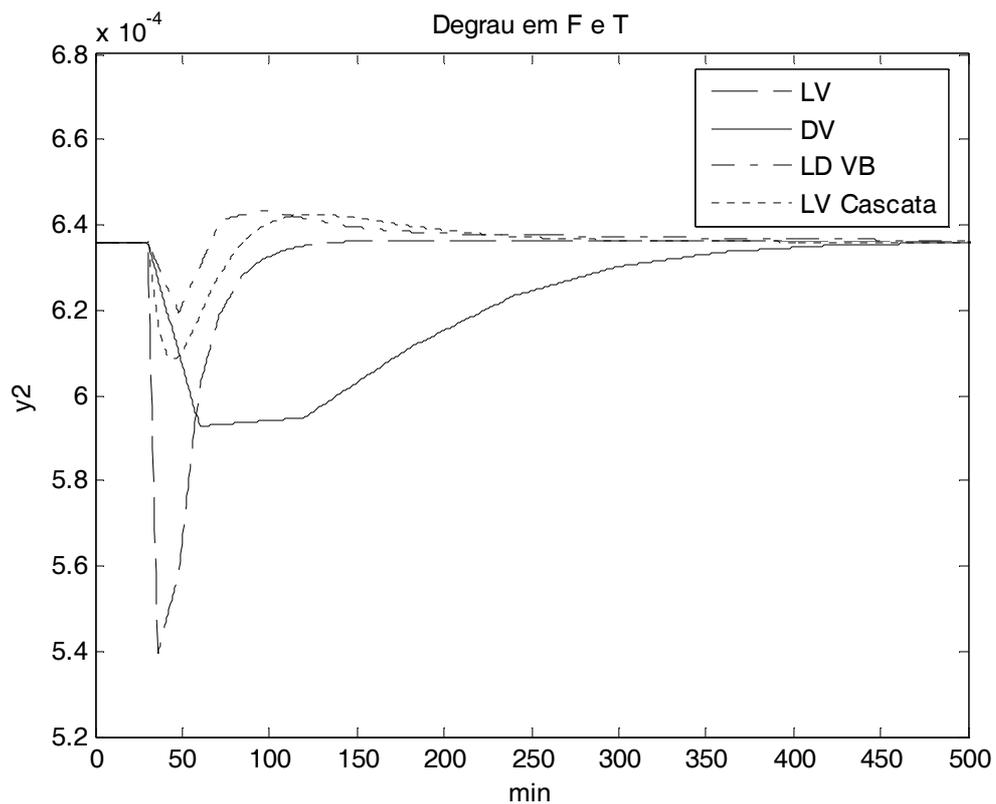


Figura V. 2 – Resposta a distúrbios em F e T, sendo y_2 variável controlada do fundo e u_2 manipulada do fundo.

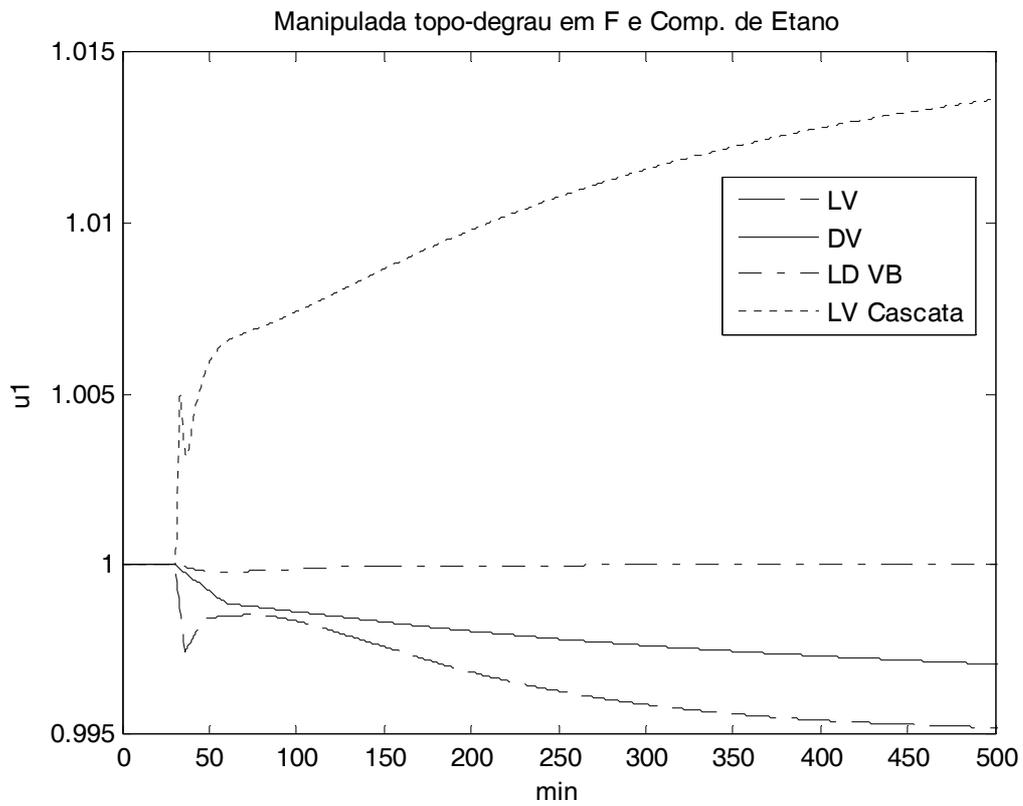
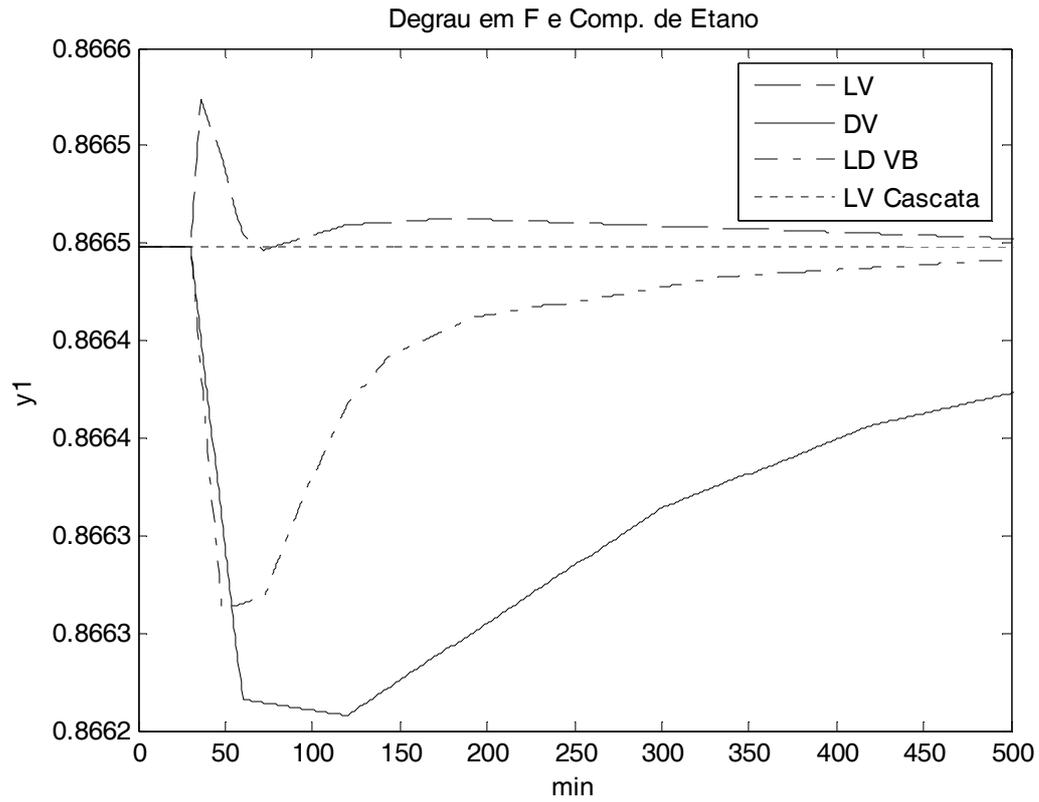


Figura V. 3 – Resposta a distúrbios em F e Comp, sendo y_1 variável controlada do topo e u_1 manipulada do topo.

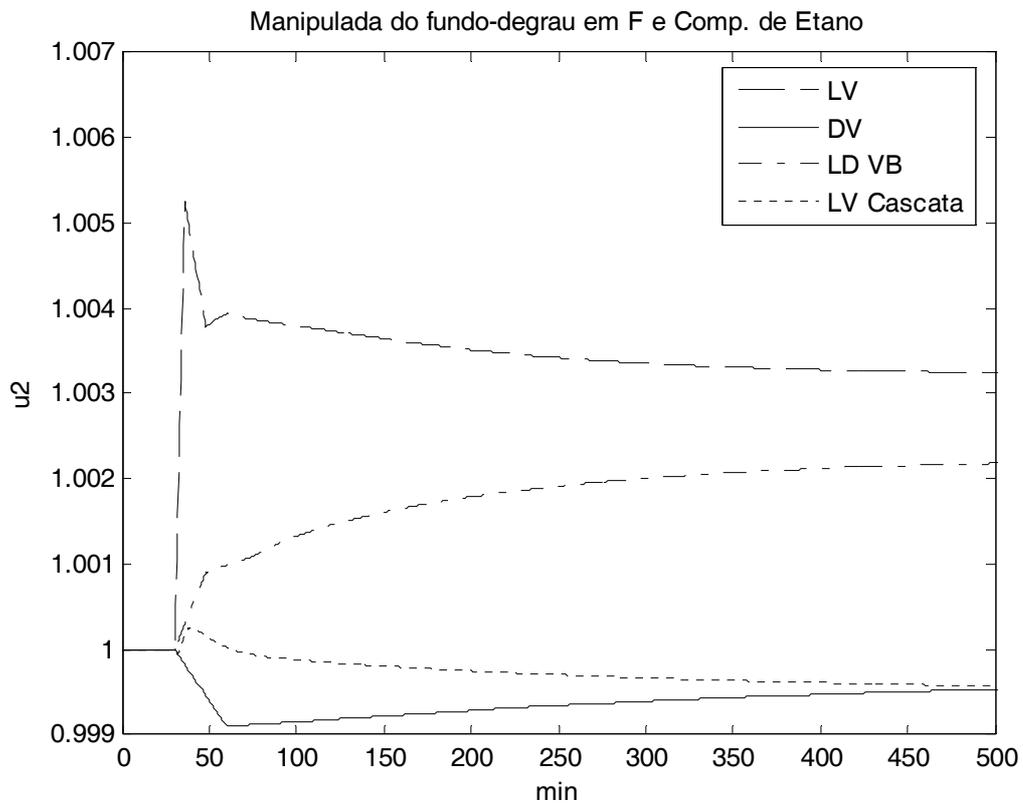
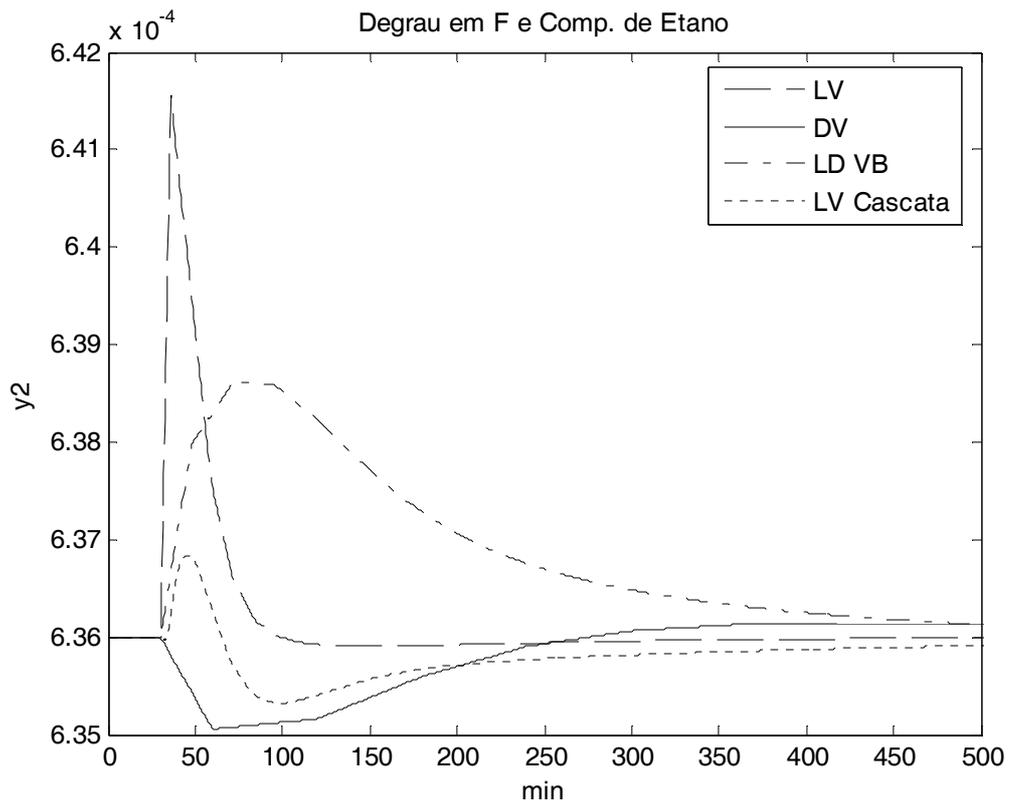


Figura V. 4 – Resposta a distúrbios em F e Comp, sendo y_2 variável controlada do fundo e u_2 manipulada do fundo.

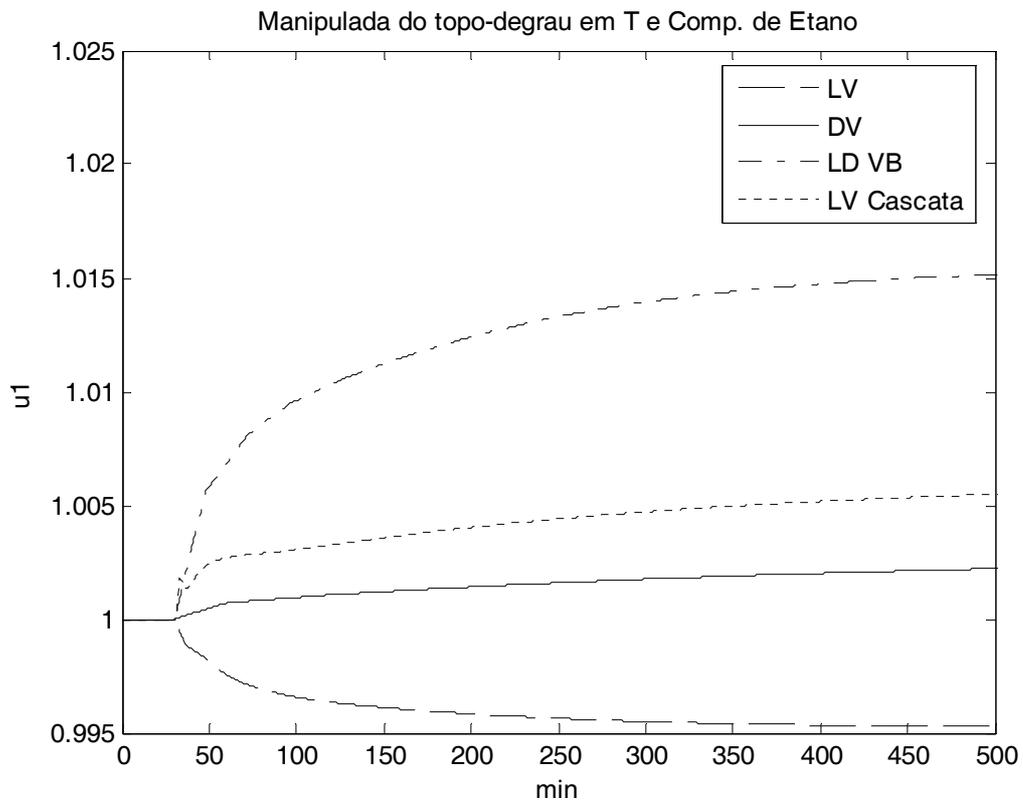
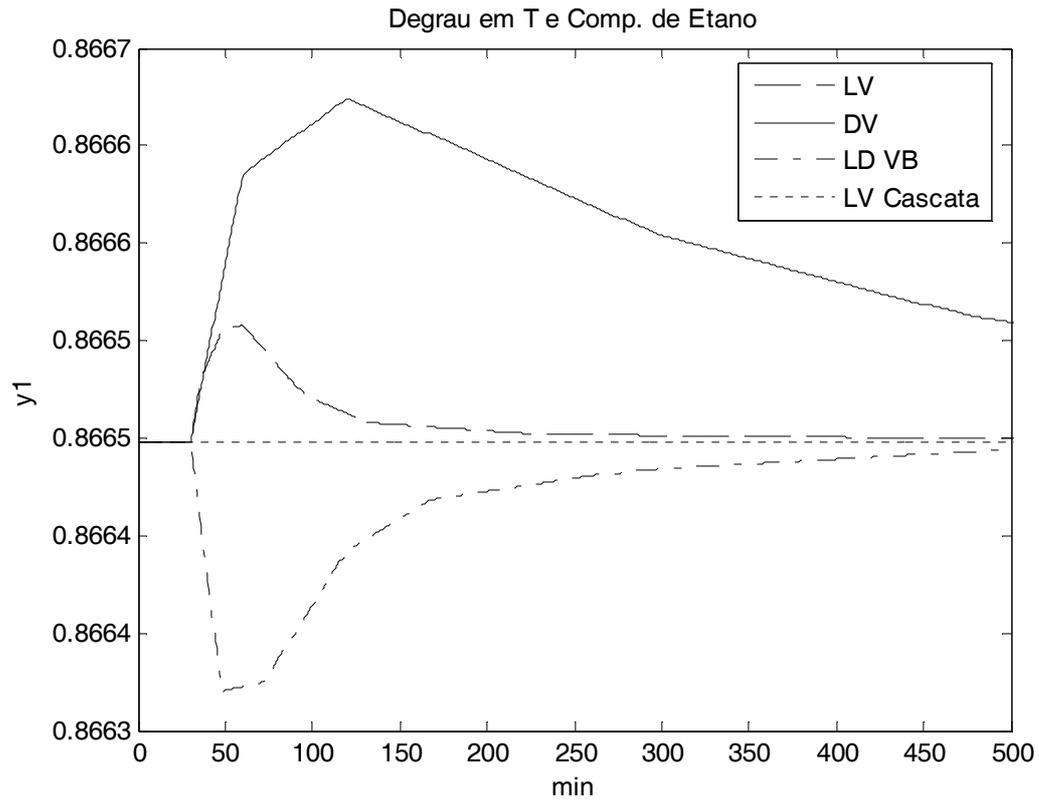


Figura V. 5 – Resposta a distúrbios em T e Comp, sendo y_1 variável controlada do topo e u_1 manipulada do topo.

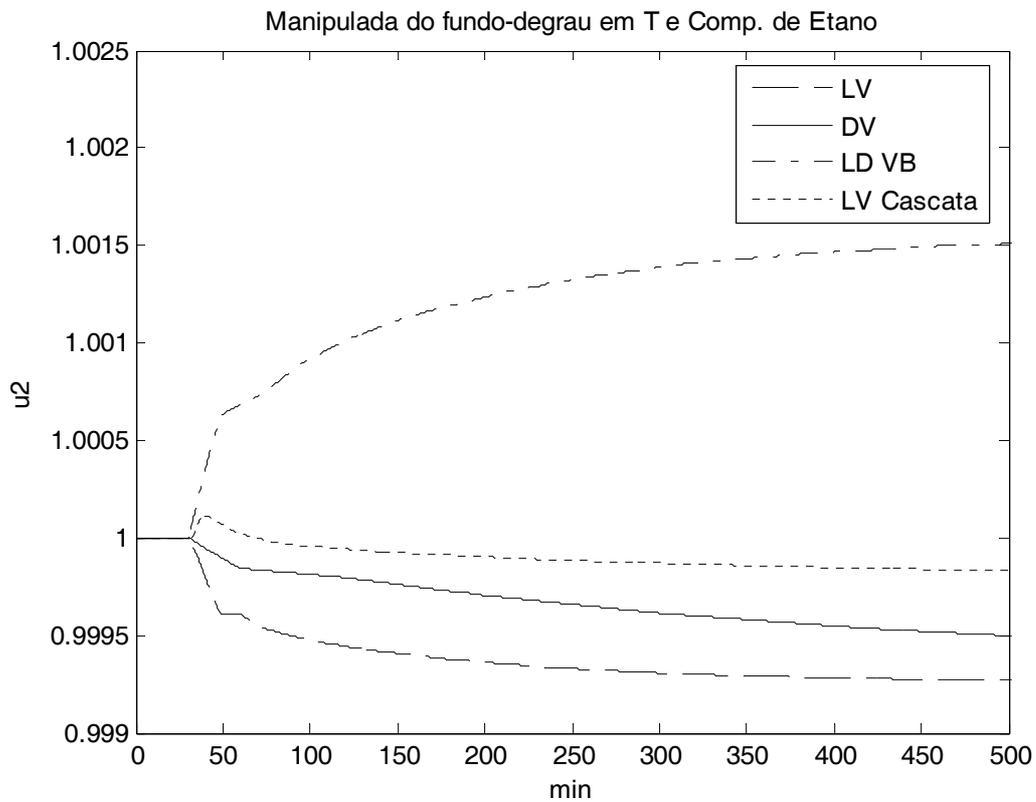
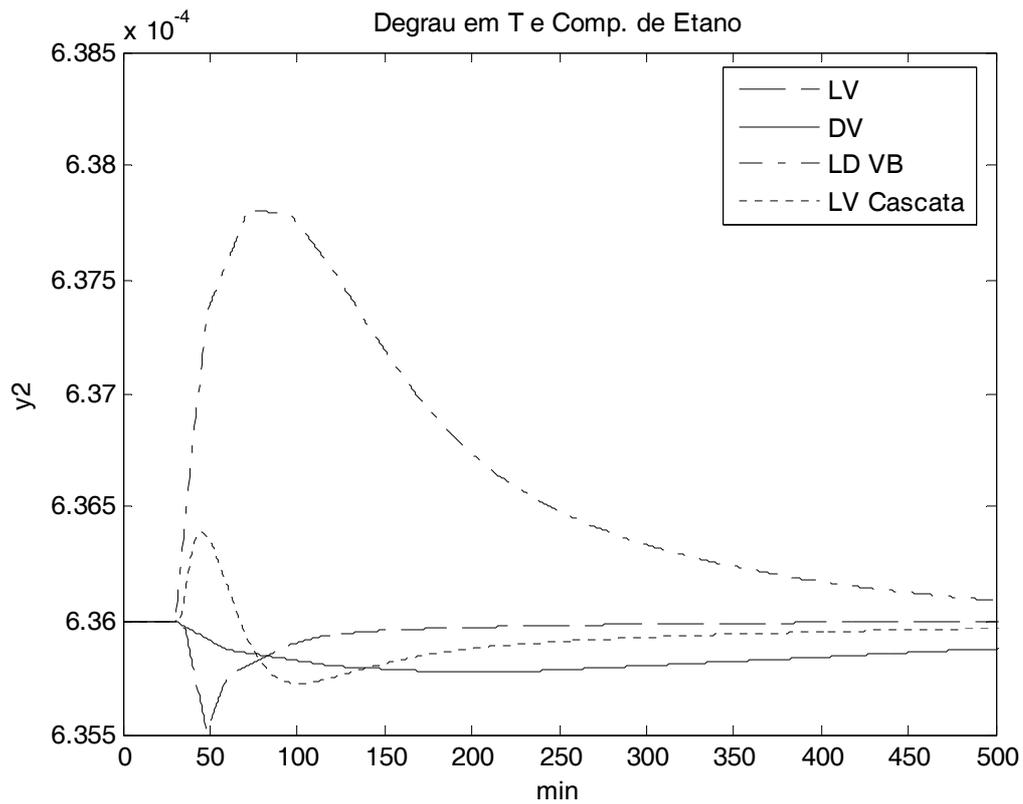


Figura V. 6 – Resposta a distúrbios em F e Comp, sendo y_2 variável controlada do fundo e u_2 manipulada do fundo.

ANEXO VI

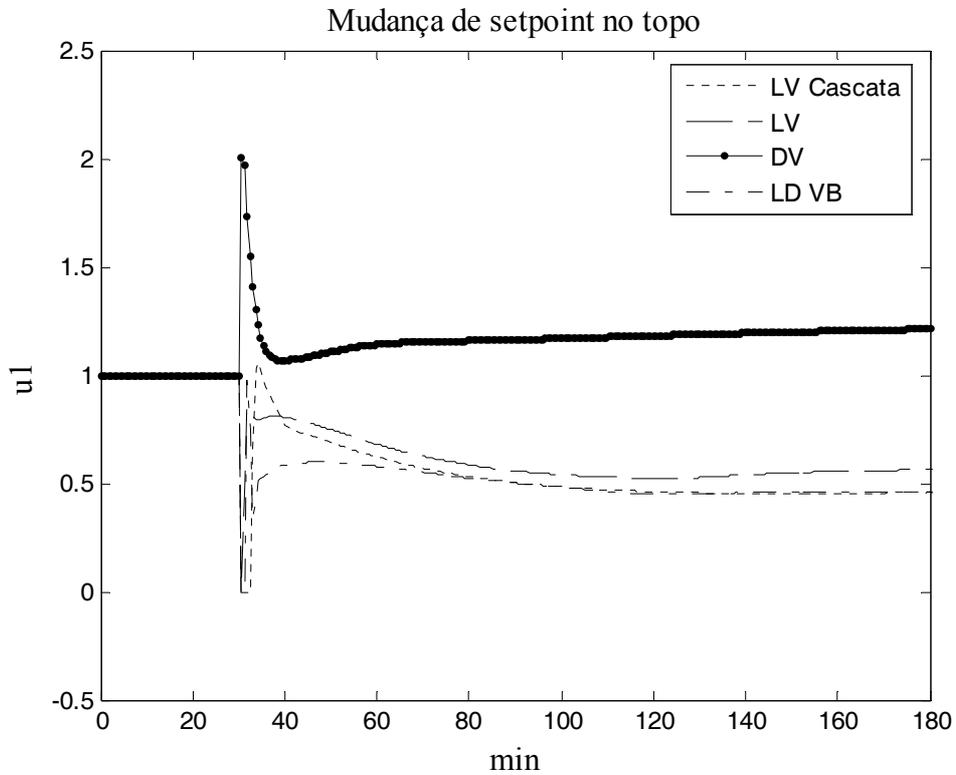
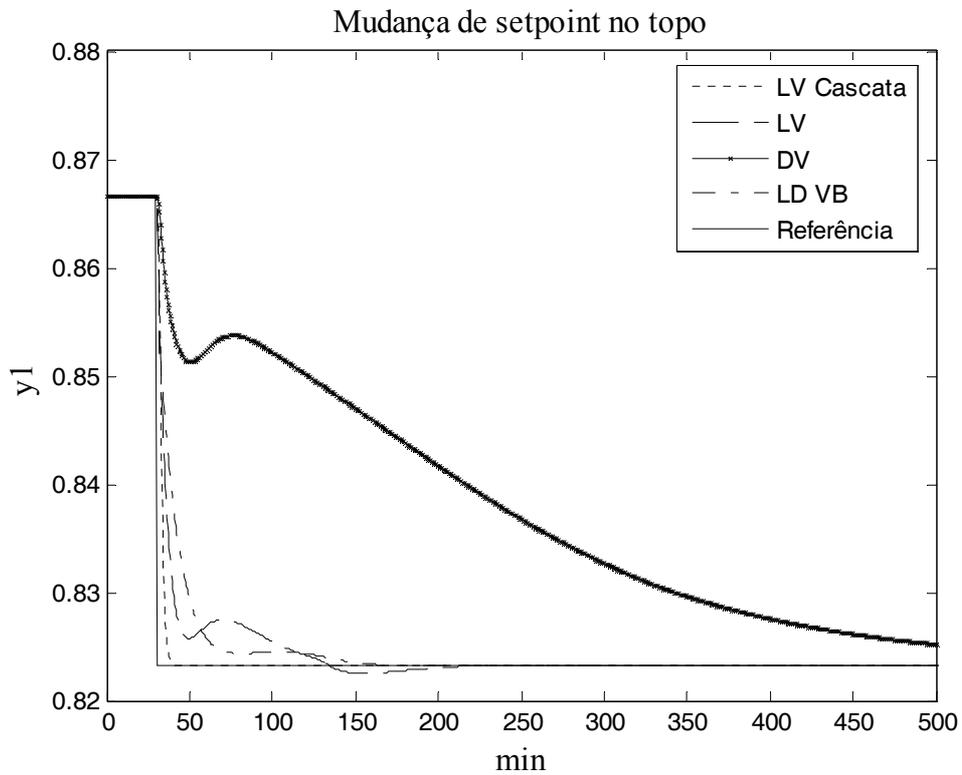


Figura VI. 1 – Resposta à mudança de *setpoint* no topo. Variável controlada e manipulada do topo.

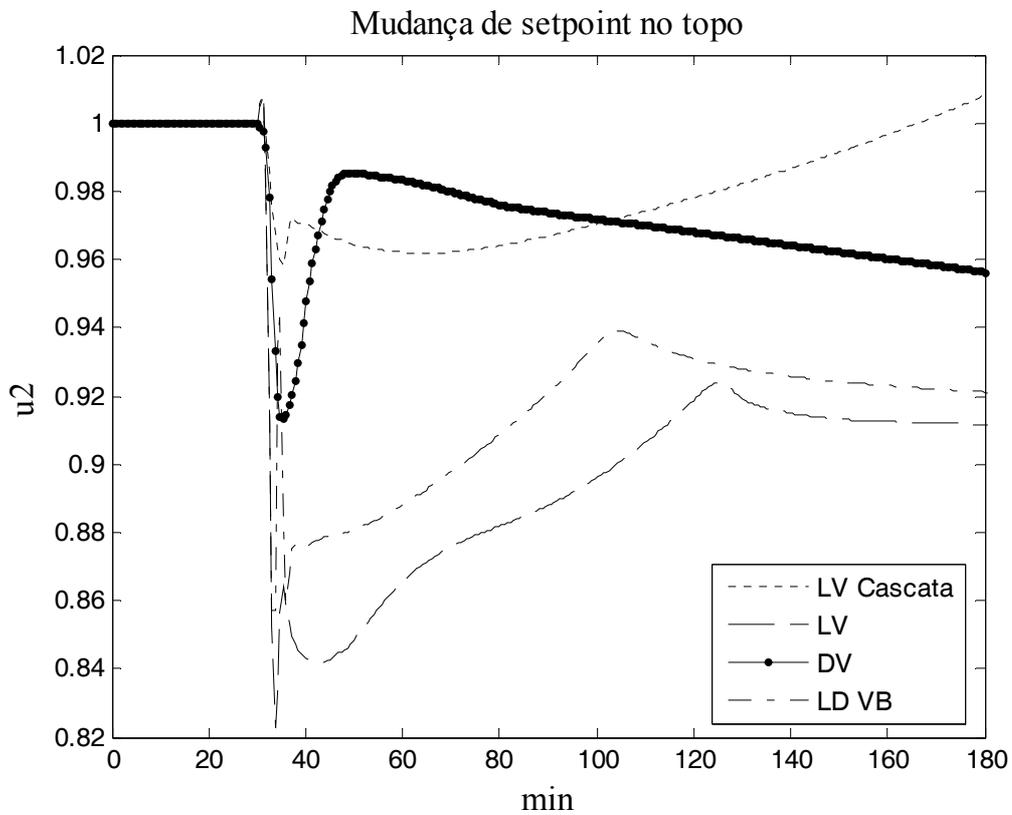
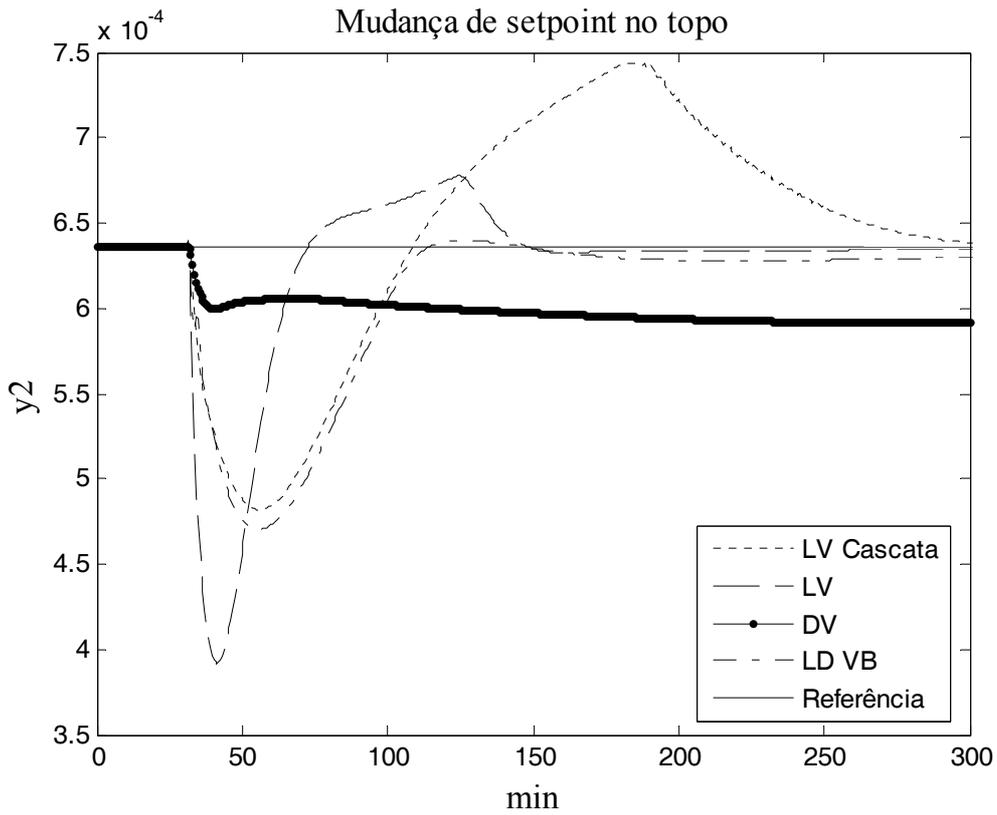


Figura VI. 2 – Resposta à mudança de *setpoint* no topo. Variável controlada e manipulada do fundo.

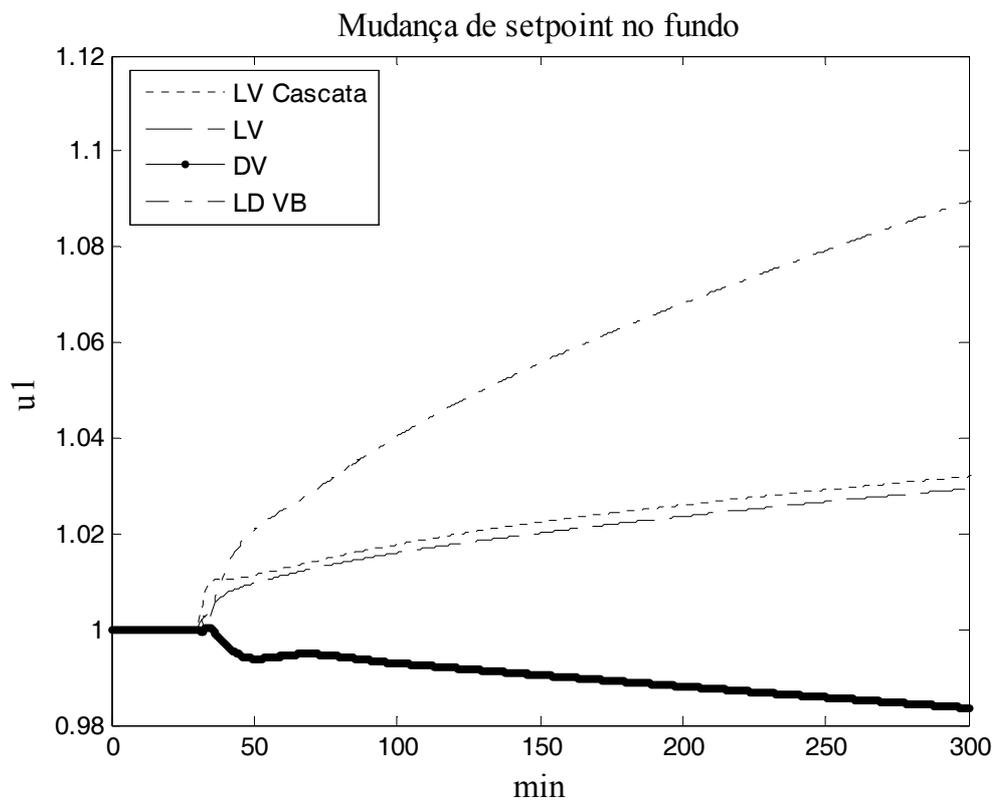
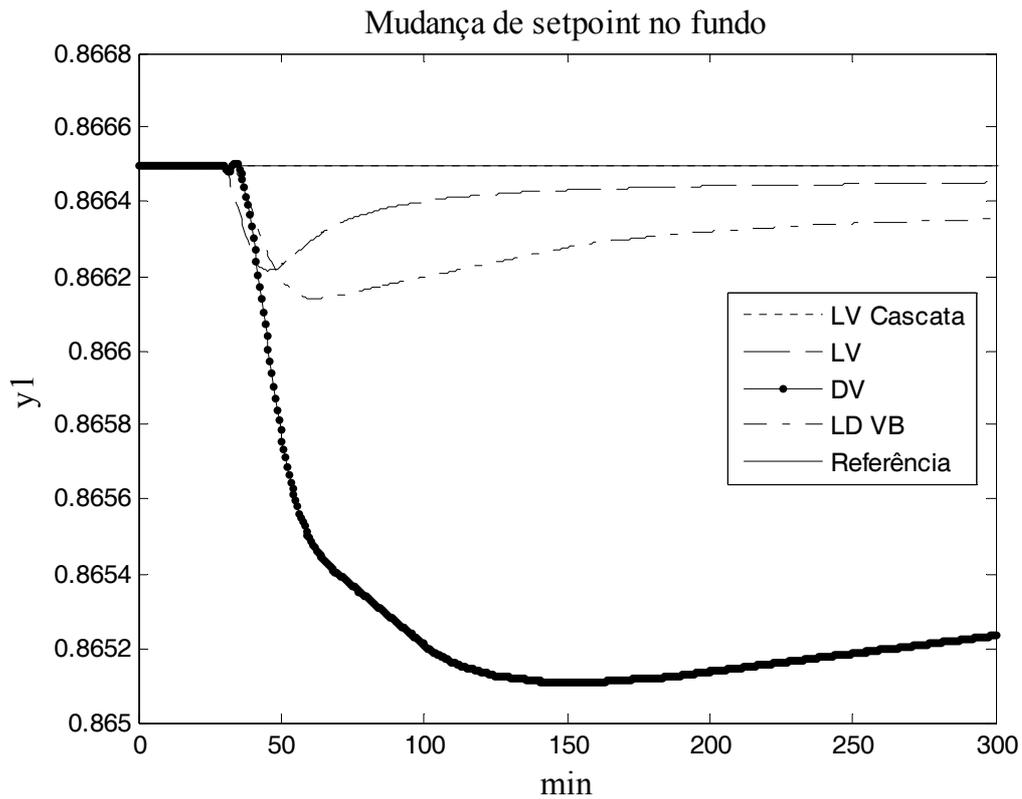


Figura VI. 3 – Resposta à mudança de *setpoint* no fundo. Variável controlada e manipulada do topo

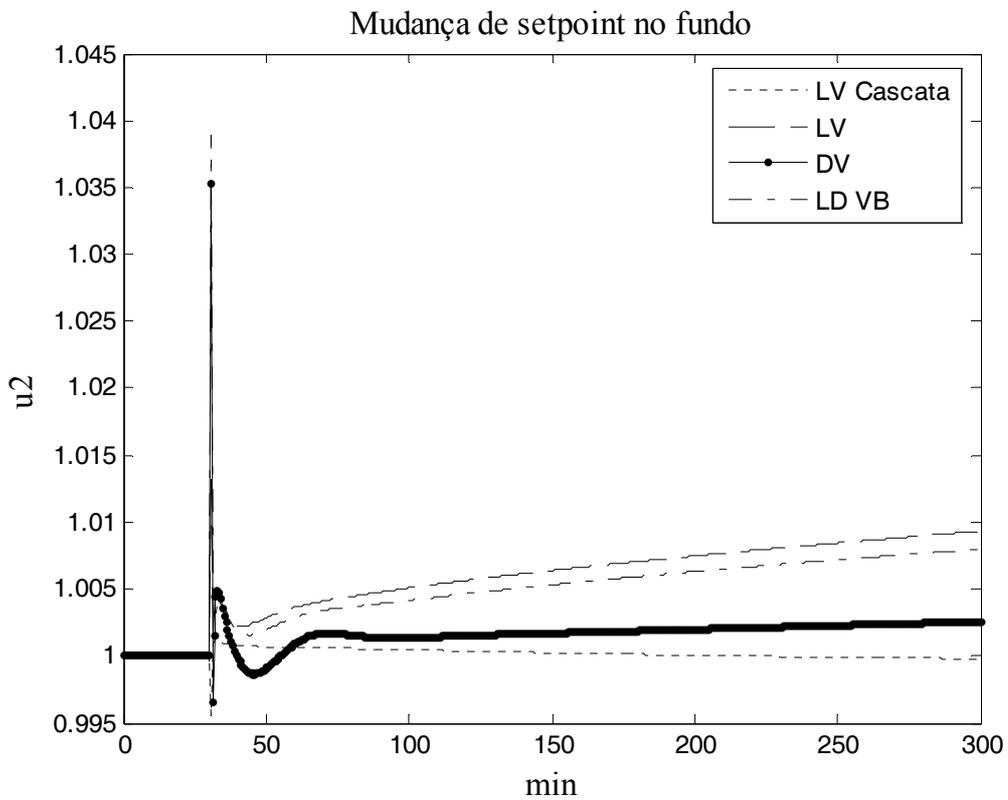
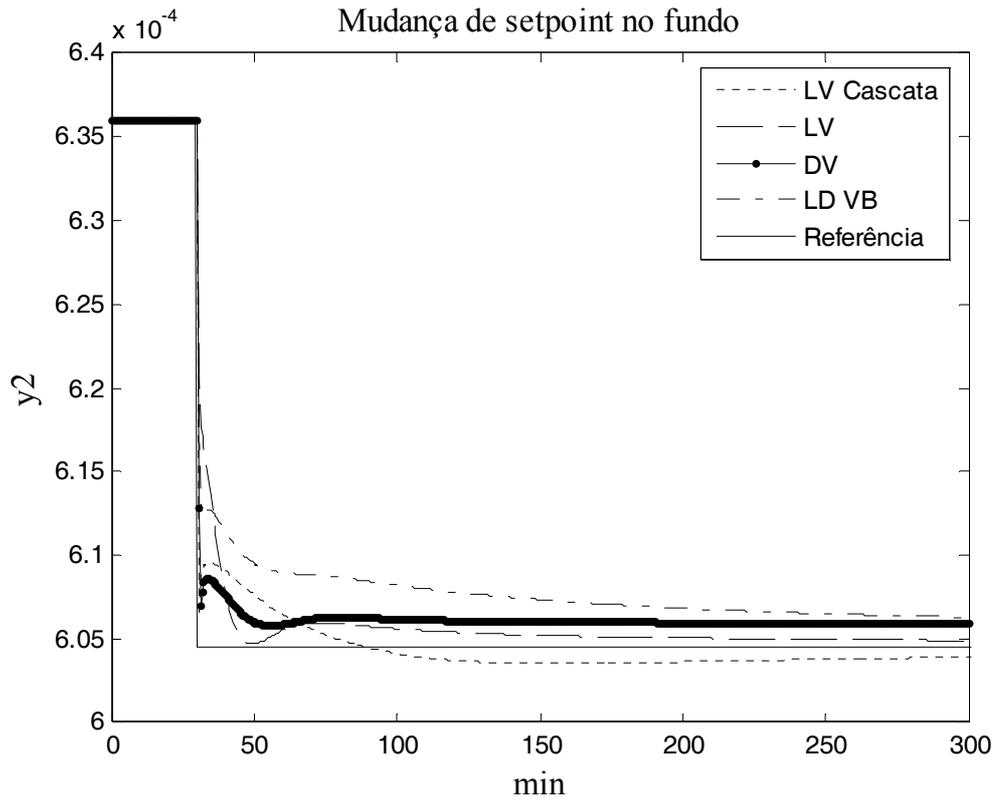


Figura VI. 4 – Resposta à mudança de *setpoint* no fundo. Variável controlada e manipulada do fundo