

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO

DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

B C

**MODELAGEM E CONTROLE DE UMA
SUPERFRACIONADORA INDUSTRIAL DE PROPENO**

Normando José Castro de Jesus

Orientador – Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

Co-orientador – Prof. Dr. Marcelo Embiruçu de Souza

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Novembro/2000

Campinas - SP

JADE	Be
CHAMADA:	T/ UNICAMP
	J499m
Ex.	
BO BC/	4566F
N.	16-392/07
	<input type="checkbox"/> D <input checked="" type="checkbox"/>
CO	R\$ 11,00
A	02108107
CPD	

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

MO0158312-1

J499m Jesus, Normando José Castro de
Modelagem e controle de uma superfracionadora industrial de propeno / Normando José Castro de Jesus.--Campinas, SP: [s.n.], 2000.

Orientadores: Rubens Maciel Filho, Marcelo Embiruçu de Souza.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

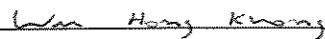
1. Destilação fracionada - Controle automático. 2. Sistemas de controle por realimentação. 3. Simulação (Computadores). 4. Identificação. I. Maciel Filho, Rubens. II. Souza, Marcelo Embiruçu de. III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. IV. Título.

Dissertação de Mestrado defendida por Normando José Castro de Jesus, e aprovada em 01/11/00 pela banca examinadora constituída pelos professores doutores:



Rubens Maciel Filho, PhD

Orientador



Wu Hong Kwong, DSc



Roger Josef Zemp, PhD

Esta versão corresponde a redação final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida pelo Eng. Normando José Castro de Jesus e aprovada pela Comissão Julgadora em Data.

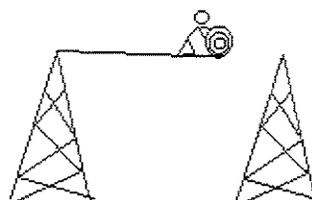
A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Rubens Maciel Filho', written over a horizontal line.

Rubens Maciel Filho

Orientador

“Não sabendo que era impossível, ele foi lá e fez”

Jean Cocteau



Agradecimentos

A Rubens Maciel pela confiança
A Marcelo Embiruçu por me receber de braços abertos
A Renato Costa pela *energia*
A Soteica pela assistência técnica no uso do *Hysys*
A COPENE, empresa visionária na capacitação de seus funcionários, pela oportunidade
Aos funcionários da COPENE em especial aos da Biblioteca pela força
A todos aqueles que contribuíram direta ou indiretamente neste trabalho

Dedicatória

A meus pais pelo que hoje sou
A meu irmão e irmã por uma vida inteira de convivência
A Mariella por quem tenho muito amor
Aos amigos pela eterna compreensão das minhas ausências em dedicação a tese

Resumo da Tese Apresentada à FEQ/UNICAMP como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

Modelagem e Controle de uma Superfracionadora Industrial de Propeno

Normando José Castro de Jesus

Outubro 2000

Orientadores: Prof. Rubens Maciel
Prof. Marcelo Embiruçu

Departamento: Engenharia Química

Em face a acirrada disputa de mercado, vivida por um mundo globalizado, o engenheiro ocupa o importante papel de responsável pela interminável busca de reduções de custos e do ponto ótimo de operação. Em meio a esse cenário, automação, controle e otimização de processos são encaradas como poderosas ferramentas nesta empreitada.

Nesta tese, o caso em estudo é uma fracionadora de propileno instalada na COPENE Petroquímica do Nordeste. É feita uma profunda avaliação do sistema de controle atual e proposto sistemas de controles mais adequados para a coluna investigada. A fracionadora de propileno é uma coluna de alta pureza, classificada como uma superfracionadora. Tais colunas têm sido encaradas na área de controle de processos como um grande desafio técnico.

Na abordagem do problema de controle, foi primeiramente realizado um estudo em controle de colunas de alta pureza (o que inclui as superfracionadoras), com ênfase nas características do processo importantes para o seu controle, e em experiências na aplicação de diversos sistemas de controle para processos similares ao investigado. Na etapa seguinte, um estudo detalhado da fracionadora industrial permitiu conhecer características específicas do sistema, além de avaliar a situação atual das malhas de controle. A terceira etapa, é a modelagem (estacionária e dinâmica) do processo, envolvendo a realização de experimentos na planta industrial. Os modelos são uma poderosa ferramenta para o entendimento e estudo do processo, além de servir como plataforma para o projeto dos controladores e para os testes de controlabilidade. De posse do modelo são realizados estudos do grau de não linearidade e do grau de acoplamento das variáveis manipuladas. Por fim, são avaliados os desempenhos de diferentes sistemas de controles, sendo avaliados diversos aspectos, tais como sintonia, estratégia, algoritmo e estrutura *feedforward*.

São alcançados excelentes resultados com os sistemas de controle propostos. Problemas de saturação de sinal, instabilidade e resposta lenta são resolvidos.

Abstract of Thesis presented to FEQ/UNICAMP as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Sciences (M.Sc.)

Model and Control of an Industrial Propylene Superfractionator

Normando José Castro de Jesus

October 2000

Advisors: Prof. Rubens Maciel
Prof. Marcelo Embiruçu
Department: Chemical Engineering

Nowadays, in the strong marketing dispute due to a globalize world, the engineer has an important role in looking for cost reduction and optimum operation point. In this scenery the automation, control and optimization are been sought as powerful tools to obtain gains.

In this thesis, the study case is a propylene fractionator installed in COPENE Petroquímica do Nordeste. A deep evaluation is made of actual control and it is proposed a control system more suitable to the column. The propylene fractionator is a high purity column classified as superfractionator. This column class has been faced in to segment of control as a great challenge.

The problem control approach was first made by a control study of the high purity column, that includes the superfractionator, with emphasis on the process characteristics that are important for its control and on experiences of applications in several control system for process similar to the one investigated. In the next step, a detailed study of

industrial fractionator made possible to know specific characteristics of the system, besides evaluating the actual situation of the control loop. The third step is the modeling (stationary and dynamic) of the process, involving experiments at the industrial plant the models are a powerful tool for the understand and the study of the process, besides serving as a platform for the project of the controllers and for the controllability tests. Having the models in hand, studies are made of the degree of non-linearity and the degree of coupling of the manipulated variables. Finally, the performance of the different control systems are evaluated, under several aspects, like tuning, strategy, algorithm and feedforward structure.

Excellent results are obtained with the control systems proposed. Signal saturation problems, instability and slow response are resolved.

Índice

Capítulo I. Introdução	1
I.1. Introdução	2
I.2. Descrição dos Capítulos	4
Referências Bibliográfica	5
Capítulo II. Controle de Colunas de Alta Pureza e Superfracionadoras	6
II.1. Introdução	7
II.2. Colunas de Alta Pureza: Exemplos e Características de Comportamento	8
II.2.1. Exemplos Clássicos e Relevantes	8
II.2.2. Comportamento Não Linear	9
II.2.3. A coplamento e Interação	10
II.2.4. Dinâmica Complexa	10
II.3. Problemas Operacionais Associado ao Controle do Processo	13
II.3.1. Composição de Entrada	13
II.3.2. Vazão de Carga	14
II.3.3. Subresfriamento do Refluxo	14
II.3.4. Entalpia da Carga	15
II.3.5. Pressão da Coluna	15
II.3.6. Carga Térmica do Refervedor	16
II.4. Objetivos de Controle	17
II.4.1. Controle de Pressão	18
II.4.2. Controle de Nível	19
II.4.3. Controle de Composição	20
II.5. Estratégias de Controle	21
II.5.1. Controle Multivariável versus Controle de Múltiplas Malhas	21
II.5.2. Seleção de Variáveis Manipuladas e Pareamento	23
II.6. Restrições	27
II.7. Algoritmos de Controle	31
II.7.1. Controle Linear	31
II.7.1.1. PID	31
II.7.1.2. Desacopladores	32
II.7.1.3. MPC Linear	33
II.7.1.3.1. DMC	34
II.7.1.3.2. GPC	35
II.7.1.3.3. Outros	36
II.7.2. Controle Não Linear	36
II.7.2.1. Função Transformada	37
II.7.2.2. Gain Scheduling (ganhos tabelados)	38
II.7.2.3. Adaptativo	41
II.7.2.4. NLMPC	42
II.7.2.4.1 PMBC	42
II.7.2.4.2 Outros	44
II.7.3. Aplicações Industriais	45
II.8. Conclusões	46
Referências Bibliográficas	48

Capítulo III. Fracionadoras de Propileno e Descrição Operacional da Coluna Investigada	53
III.1. Introdução	54
III.2. Processos e Produtos da Indústria Petroquímica	55
III.2.1. Noções Gerais	55
III.2.2. Breve Histórico	56
III.2.3. Craqueamento Térmico de Hidrocarbonetos	57
III.2.3.1. Área de Fornos	58
III.2.3.2. Compressão	59
III.2.3.3. Fracionamento	59
III.3. A Importância Econômica do Propeno	61
III.4. Operação e Controle de Fracionadoras de Propileno	64
III.4.1. Malhas de Controle	64
III.4.1.1. Descrição dos Blocos de Cálculo	66
III.4.1.2. Controle de Concentração	68
III.4.1.3. Controle de Nível do Condensador	70
III.4.1.4. Controle de Nível do Fundo	71
III.4.1.5. Controle de Pressão	72
III.4.2. Perturbações do Processo	73
III.4.2.1. Temperatura de Sub-resfriamento	74
III.4.2.2. Composição da Carga	75
III.4.2.3. Temperatura da Água de <i>Quench</i>	76
III.4.3. Restrições Operacionais	76
III.4.4. Sumário das variáveis do processo e malhas de controle	77
III.5. Conclusões	79
Referências Bibliográficas	81
Capítulo IV. Modelagem e Simulação de Fracionadoras de Propileno	82
IV.1. Introdução	83
IV.2. Equacionamento Matemático	85
IV.2.1. Balanço de Massa Global	86
IV.2.2. Balanço de Massa por Componente	86
IV.2.3. Balanço de Energia	87
IV.2.4. Equilíbrio de Fases	88
IV.2.5. Somatório das Frações Molares	89
IV.2.6. Equações de Hidráulica	89
IV.2.7. Propriedades Físicas	89
IV.3. Procedimento Experimental	91
IV.3.1. Preparação e Condicionamento para o Teste	92
IV.3.2. Realização dos Experimentos e Coleta de Dados	94
IV.3.3. Tratamento dos Dados	99
IV.4. Modelo Estacionário	100
IV.4.1. Modelo Termodinâmico	101
IV.4.2. Propriedades Críticas (T_c , P_c) e Fator Acêntrico (ω)	103
IV.4.3. Estimativa dos Parâmetros de Interação Binária	104
IV.4.4. Ajuste da Eficiência da Coluna e Validação do Modelo	105

IV.4.5. Validação Final do Modelo: Perfil de Temperatura	108
VI.5. Modelo Dinâmico	110
IV.5.1. Modelos Termodinâmicos para Simulação Dinâmica	110
IV.5.1.1. Modelo Linear ou Quadrático	111
IV.5.1.2. Modelo Local	113
IV.5.1.3. Gás ideal	114
IV.5.1.4. Modelo Rigoroso	114
IV.5.2. Ajuste do Modelo Dinâmico	115
IV.5.2.1. Identificação por Modelagem Linear	116
IV.5.2.2. Ajuste do <i>Hold-up</i> dos Pratos no <i>Hysys</i>	124
IV.6. Conclusões	132
Referências Bibliográficas	134
Capítulo V. Estudo do Comportamento da Fracionadora de Propileno	137
V.1 Introdução	138
V.2 Acoplamento e Sensibilidade das Variáveis Manipuladas	140
V.2.1 Alternativas de Configurações de Controle	140
V.2.2 RGA (<i>Relative Gain Array</i>)	141
V.2.2.1 Resultados e Discussões	143
V.2.3 Análise de Sensibilidade Estática das Variáveis Manipuladas	145
V.3 Natureza Não Linear da Fracionadora de Propileno	147
V.3.1 Ganho do Processo	150
V.3.2 Função Transformada	154
V.4 Conclusão	158
Referências bibliográficas	159
Capítulo VI. Avaliação de Desempenho de Sistemas de Controle	112
VI.1. Introdução	162
VI.2. Algoritmos de Controle	164
VI.2.1. Controle <i>Feedback</i>	164
VI.2.1.1. Controle Proporcional (P)	165
VI.2.1.2. Controlador Integral (PI)	165
VI.2.1.3. Controle Proporcional-Integral-Derivativo (PID)	166
VI.2.1.4. Controle Preditivo - DMC	166
VI.2.1.4.1. Mínimos Quadrados	166
VI.2.1.4.2. Algoritmo DMC	170
VI.2.1.4.3. DMC MIMO	175
VI.2.1.4.4. Algoritmo de Cálculo	175
VI.2.2. Controle <i>Feedforward</i>	176
VI.3. Métodos de Sintonia	177
VI.3.1. PID	177
VI.3.2. DMC	179
VI.4 Metodologia de Análise de Desempenho	180
VI.4.1. Estratégias, Sintonia, Algoritmo e Esquema <i>Feedforward</i>	180
VI.4.1.1. Controle PID	181
VI.4.1.2. Controle DMC	182

VI.4.1.3. Esquema <i>Feedforward</i>	183
VI.4.2. Perturbação	184
VI.4.3. Índices de Desempenho	186
VI.5. Resultados e Discussões	188
VI.6. Conclusão	205
Referências bibliográficas	207
Apêndice VI.A - Comunicação <i>Matlab x Hysys</i>	208
Capítulo VII. Conclusão e Sugestões	210
VII.1. Conclusão	211
VII.2 Sugestões	214
Referências Bibliográfica	216
Anexo. Tuning of PID Controllers: an Optimization-Based Method	217

Índice de Figura

Capítulo II. Controle de Colunas de Alta Pureza e Superfracionadoras

II.1.	Desenho Esquemático de uma Coluna de Destilação.	11
II.2.	Resposta da Composição de Topo a Aumento do Vapor (Resposta Inversa).	12
II.3.	Exemplo de Controle de Pressão por pela Variação da Vazão de Vapor (a), Inundação do Condensador (b), Variação do Fluido Refrigerante (c) e Miscelâneo (d).	19
II.4.	Desenho Esquemático de Malhas de Controle Multivariáveis (a) e de Múltiplas Malhas (b).	22
II.5.	Diagrama Simplificado de Desempenho de uma Prato de Destilação.	28
II.6.	Configuração de controle adaptativo.	42

Capítulo III. Fracionadoras de Propileno e Descrição Operacional da Coluna Investigada

III.1.	Desenho Simplificado de um Forno.	59
III.2.	Fórmula Molecular do Propeno.	61
III.3.	Distribuição do Consumo Mundial do Propileno entre os seus Derivados em 1998.	62
III.4.	Dados e Projeção da Capacidade de Produção, do Consumo e da Taxa de Utilização do Propeno no Mundo.	63
III.5.	Áreas de Consumo do Propileno em 1998.	63
III.6.	Malhas de Controle no Topo da Fracionadora de Propileno.	65
III.7.	Malhas de Controle no Fundo da Fracionadora de Propileno.	66
III.8.	Dados de Operação da Concentração de Propano no Topo e de Propileno no Fundo da Fracionadora de Propeno.	69
III.9.	Perfil de Temperatura da Fracionadora de Propileno.	70
III.10.	Controle de Nível do Vaso de Refluxo.	71
III.11.	Nível de Fundo da Fracionadora de Propileno.	72
III.12.	Controle de Pressão na Fracionadora de Propileno.	73
III.13.	Comportamento da Fracionadora Frente a Perturbações na Temperatura do Fluido do Condensador.	75
III.14.	Perturbação na Composição da Carga e na Temperatura da Água de <i>Quench</i> no Refervedor Principal Durante o Procedimento de Troca de Forno.	76

Capítulo IV. Modelagem e Simulação de Fracionadoras de Propileno

IV.1.	Desenho Esquemático de um Estágio na Forma Genérica	86
IV.2.	Concentrações de Propeno (%) e Propano (ppm) nas Correntes de Fundo e Topo, Respectivamente.	95
IV.3.	Perturbações Degrau na Carga Térmica da Fracionadora de Propileno.	96
IV.4.	Diferencial de Pressão na Coluna Durante o Teste.	96
IV.5.	Perturbações Realizadas na Pressão de Topo e Comportamento da Pressão no Vaso de Refluxo.	96
IV.6.	Comportamento do Nível do Fundo Frente às Perturbações na Coluna	96

	e Manipulações na Vazão da Corrente de Fundo Durante o Teste.	97
IV.7.	Perfil de Temperatura na Fracionadora de Propileno.	97
IV.8.	Perturbações Realizadas na Vazão de Refluxo da Fracionadora de Propileno.	97
IV.9.	Temperaturas de Sub-resfriamento, de Água de Resfriamento Medida na Torre de Resfriamento e Medida na Entrada do Condensador.	98
IV.10.	Concentração de Propano e Temperatura na Carga da Fracionadora de Propileno.	98
IV.11.	Perturbação na Vazão de Carga da Fracionadora de Propileno.	99
IV.12.	Desvio das Pressões de Vapor Obtidos da Equação de Antoine e as Calculadas pelas Equações de Peng Robinson.	104
IV.13.	Balço de Energia e Perfis de Temperatura dos Estados Estacionários 1 (a) e 2 (b).	109
IV.14.	Validação do Modelo Identificado com Dados de Processo do Período Ilustrado para a Variável AC1 (Concentração de Propano no Refluxo).	123
IV.15.	Validação do Modelo Identificado com Dados de Processo do Período Ilustrado para a Variável AC2 (Concentração de Propeno na Corrente de Fundo).	124
IV.16.	Desvio da Concentração de Propano no Topo da Fracionadora de Propileno (AC1) no Modelo ARX e no Hysys Frente a uma Perturbação Degrau de 1 ton/h no Refluxo.	126
IV.17.	Desvio da Concentração de Propeno no Fundo da Fracionadora de Propileno (AC2) no Modelo ARX e no Hysys Frente a uma Perturbação Degrau de 1 ton/h no Refluxo.	126
IV.18.	Desvio da Concentração de Propano no Topo da Fracionadora de Propileno (AC1) no Modelo ARX e no Hysys Frente a uma Perturbação Degrau de 1 ton/h na Corrente de Alimentação.	127
IV.19.	Desvio da Concentração de Propeno no Fundo da Fracionadora de Propileno (AC2) no Modelo ARX e no Hysys Frente a uma Perturbação Degrau de 1 ton/h na Corrente de Alimentação.	127

Capítulo V. Estudo do Comportamento da Fracionadora de Propileno

V.1.	Respostas da Concentração de Propano no Topo (AC1), em dois Estados Estacionários Diferentes, a Perturbações Degrau de Mesma Amplitude no Refluxo.	148
V.2.	Respostas da Concentração de Propano no Topo (AC1), em dois Estados Estacionários Diferentes, a Perturbações Degrau de Mesma Amplitude na Vazão do Fluido de Aquecimento do Refervedor.	148
V.3.	Respostas da Concentração de Propeno no Topo (AC2), em dois Estados Estacionários Diferentes, a Perturbações Degrau de Mesma Amplitude no Refluxo.	149
V.4.	Respostas da Concentração de Propeno no Fundo (AC2), em dois Estados Estacionários Diferentes, a Perturbações Degrau de Mesma Amplitude na Vazão do Fluido de Aquecimento do Refervedor.	149
V.5.	Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,V) para Diferentes Concentrações de Propeno no Destilado.	152
V.6.	Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na	

	Configuração (L,V) para Diferentes Concentrações de Propeno na Corrente de Fundo.	152
V.7.	Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,B) para Diferentes Concentrações de Propeno no Destilado.	153
V.8.	Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,B) para Diferentes Concentrações de Propeno na Corrente de Fundo.	154
V.9.	Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,V) para Diferentes Concentrações de Propeno no Destilado, Utilizando Funções Transferências.	155
V.10.	Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,V) para Diferentes Concentrações de Propeno na Corrente de Fundo, Utilizando Funções Transferências.	156
V.11.	Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,B) para Diferentes Concentrações de Propeno no Destilado, Utilizando Funções Transferências.	156
V.12.	Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,B) para Diferentes Concentrações de Propeno na Corrente de Fundo, Utilizando Funções Transferências.	157

Capítulo VI. Avaliação de Desempenho de Sistemas de Controle

VI.1.	Estrutura de um Sistema de Controle <i>Feedback</i> .	164
VI.2.	Perturbação Degrau na Variável Manipulada u .	171
VI.3.	Resposta do Sistema frente a uma Perturbação tendo como Variável de Saída a Variável y .	171
VI.4.	Estrutura de um Sistema de Controle <i>Feedforward</i> .	176
VI.5.	Estrutura <i>Feedforward</i> .	184
VI.6.	Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	185
VI.7.	Perturbação na Composição da Carga (Teor de Propano).	186
VI.8.	Resposta das Variáveis Controladas (a) e Comportamento das Variáveis Manipuladas (b) da Estratégia Atual (L,V) com a Sintonia Atual para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	189
VI.9.	Resposta das Variáveis Controladas (a) e Comportamento das Variáveis Manipuladas (b) da Estratégia Atual (L,V) com a Sintonia Atual para a Perturbação na Carga Térmica.	190
VI.10.	Resposta das Variáveis Controladas (a) e Comportamento das Variáveis Manipuladas (b) da Estratégia Atual com Sintonia Atual para a Perturbação na Composição da Carga (Concentração de Propano).	191
VI.11.	Comportamento da Composição de Propano no Topo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	192
VI.12.	Comportamento da Composição de Propeno no Fundo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	193
VI.13.	Comportamento do Nível de Fundo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	194
VI.14.	Comportamento das Variáveis Manipuladas Refluxo (a), Carga Térmica (b) e Corrente de Fundo (c) dos Controles PID de Estratégias (L,V) e (L,B) e	

	DMC para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	196
VI.15.	Comportamento da Composição de Propano no Topo do Controle com e sem a Estrutura Feedforward para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	197
VI.16.	Comportamento da Composição de Propeno no Fundo do Controle com e sem a Estrutura Feedforward para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	197
VI.17.	Comportamento do Nível de Fundo do Controle com e sem a Estrutura Feedforward para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento	198
VI.18.	Comportamento das Variáveis Manipuladas Refluxo (a), Carga Térmica (b) e Corrente de Fundo (c) dos Controles PID de Estratégias (L,V) com e sem Estrutura Feedforward para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.	200
VI.19.	Comportamento da Concentração de Propano no Topo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Carga Térmica.	201
VI.20.	Comportamento da Concentração de Propeno no Fundo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Carga Térmica.	202
VI.21.	Comportamento do Nível de Fundo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Carga Térmica.	202
VI.22.	Comportamento das Variáveis Manipuladas Refluxo (a), Carga Térmica (b) e Corrente de Fundo (c) dos Controles PID de Estratégias (L,V) e (L,B) para a Perturbação na Carga Térmica.	204
VI.23.	Estrutura de Comunicação entre o <i>Hysys</i> e o <i>Matlab</i> .	209

Índice de Tabela

Capítulo III. Fracionadoras de Propileno e Descrição Operacional da Coluna Investigada

III.1.	Especificação da Fracionadora de Propileno	64
III.2.	Nomenclatura Utilizada na Figura III.6 e na Figura III.7	66
III.3.	Posição dos Controladores de Nível	70

Capítulo IV. Modelagem e Simulação de Fracionadoras de Propileno

IV.1.	Variáveis Coletadas e suas Respectivas Unidades	94
IV.2.	Medição das Temperaturas da Torre de Resfriamento e na Entrada do Condensador	94
IV.3.	Pressões e Temperaturas Críticas e Fator Acêntrico Utilizado no Modelo	103
IV.4.	Sensibilidade do Modelo da Fracionadora em Relação ao Parâmetro Binário (Propeno/Propano)	105
IV.5.	Dados Utilizados para Ajustar o Modelo Estacionário do Processo	107
IV.6.	Balanco de Energia dos Estados Estacionários 1 e 2	108
IV.7.	Número de n_a , n_b e n_k para Modelos de AC1 (Propano no Topo da Coluna) e AC2 (Propeno no Fundo da Coluna)	119
IV.8.	Valores dos Coeficientes e Desvios dos Polinômios A e B para a Composição de Propano no Topo (AC1)	120
IV.9.	Continuação dos Valores dos Coeficientes e Desvios do Polinômio B para a Composição de Propano no Topo (AC1)	121
IV.10.	Valores dos Coeficientes dos Polinômios A e B para o AC2	122
IV.11.	Valores dos Coeficientes dos Polinômios A e B para o AC2	122
IV.12.	Ajuste dos Parâmetros para Determinação do <i>Hold-up</i> da Coluna	125

Capítulo V. Estudo do Comportamento da Fracionadora de Propileno

V.1.	Possíveis Arranjos das Variáveis Manipuladas e Controladas para o Controle Dual de Composição	141
V.2.	Interpretação do Valor de RGA para um Sistema 2x2*.	143
V.3.	Análise do Valor Relativo para a Fracionadora de Propileno	144
V.4.	Sensibilidade das Variáveis Manipuladas (MV) Frente ao Aumento de 0,01 na Fração Molar de Propeno na Corrente de Carga da Fracionadora de Propileno	145
V.5.	Nomenclatura dos Ganhos Estacionários	151

Capítulo VI. Avaliação de Desempenho de Sistemas de Controle

IV.1.	Malhas de Controle PID de Estratégia (L,V)	181
IV.2.	Malhas de Controle PID de Estratégia (L,B)	181
IV.3.	Sintonias do Controle PID	182
IV.4.	Sistema de Controle com o Algoritmo DMC	183
IV.5.	Sintonia do Controle DMC	183
IV.6.	Sintonia da Malha de Controle FC1 para a Estrutura <i>Feedforward</i>	184

IV.7.	Índice de Desempenho dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento	200
IV.8.	Índice de Desempenho dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Carga Térmica	204

Nomenclatura

Latinas

a	Coefficientes de $A(q)$ (1, 2, ...)
a	Parâmetro atrativo da equação de estado
A	Matriz de coeficientes do modelo de convolução
$A(q)$	Polinômio do modelo linear
AC	Controlador de composição (1, 2, ...)
AI	Indicador de composição (1, 2, ...)
b	Coefficientes de $B(q)$ (1, 2, ...)
$B(q)$	Polinômio do modelo linear
B	Parâmetro co-volumétrico da equação de estado
B	Vazão da corrente de fundo de uma coluna, kg/h
C	Coefficiente dimensional, $m^{0.5}/s$
C	Condensador
C_p	Capacidade calorífica
D	Destilado, ton/h
e	Diferença entre o valor de referência e o valor medido de uma variável
$e(k)$	Ruído branco
f	Fator de supressão
F	Vazão de alimentação em uma coluna, ton/h
F	Vazão molar externa da coluna, kgmol/s
FC	Controlador de vazão
$G(q)$	Função transferência do processo
G	Ganho do processo (11, 12, 21 e 22)
h	Entalpia molar da vazão líquida, cal/kgmol
h	Altura de líquido sobre o vertedouro, m
H	Entalpia molar da vazão vapor, cal/kgmol
J	Função objetivo do cálculo do mínimo quadrado
k_{ij}	Coefficiente binário
K	Coefficiente de equilíbrio
K_c	Ganho proporcional
l_w	Comprimento do vertedouro ao longo do prato
L	Refluxo, ton/h
L	Vazão molar de líquido, kmol/h
LC	Controlador de nível (1, 2, ...)
M	Número de estágios
M	Quantidade molar de líquido acumulada, kgmol
N_α	Número de pratos real da coluna
N	Ordem do modelo
N_t	Número de pratos teóricos
NC	Horizonte de controle
NM	Horizonte do modelo
NP	Horizonte de predição
P	Pressão, atm
PC	Controlador de pressão (1, 2, ...)
PD	Indicador de diferencial de pressão (1, 2, ...)

PV	Variável medida
Q	Calor fornecido ou retirado de um estágio, J/s
Q	Carga térmica do refervedor, Gcal/h
QC	Controlador de carga térmica (1, 2, ...)
QY	Cálculo de carga térmica (1, 2, ...)
R	Constantes dos gases
R	Refervedor
t	Tempo, s
T	Temperatura, °C
TC	Controlador de temperatura (1, 2, ...)
TD	Cálculo de diferencial de temperatura (1, 2, ...)
TI	Indicador de temperatura (1, 2, ...)
U	Vetor de variáveis de entrada
U	Vazão molar de vapor de saída na coluna, kgmol/s
v	Volume molar,
V	Vazão mássica de vapor na saída do refervedor, ton/h
V	Vazão molar de vapor, kgmol/s
x	Concentração (ppm ou %) ou fração molar de um componente na fase líquida
y	Fração molar de um componente na fase vapor
y	Vetor de variáveis de saída
W	Vazão de vapor de saída na coluna, kgmol/s
z	Fração molar de um componente da corrente F
Z	Fator de compressibilidade

Gregas

Λ	Matriz de ganhos relativos
γ	Coefficiente de atividade
λ	Ganho relativo
ρ	Densidade, kg/m ³
ρ	Densidade molar, kgmol/m ³
τ	Constante de tempo
ω	Fator acêntrico

Sobrescritos

F	Vazão molar externa da coluna
L	Líquido
med	Medido
new	Indica futuro
V	Vapor
T	Transposta

Subscritos

a	Referente ao polinômio A(q)
b	Referente ao polinômio B(q)
B	Corrente de fundo
c	Calculado

c	Crítico
cl	<i>Closed loop</i> (malha fechada)
D	Derivativo
D	Destilado
ext	Externo
I	Integral
int	Interno
j	Número do estágio
L	Líquido
ol	<i>Open loop</i> (malha aberta)
sat	Saturação
SP	<i>Set Point</i> (valor de referência)
V	Vapor

Abreviaturas

AIC	<i>Akaike's Information theoretic Criterion</i> (critério teórico de informação de Akaike)
AQ	Água de <i>Quench</i>
ANN	<i>Artificial Neural Networks</i> (redes neuronais artificiais)
ARX	<i>Auto Regressive with eXternal input</i>
BLT	<i>Biggest Log Modulus Tuning</i> (sintonia do máximo logaritmo do módulo)
DDE	<i>Dynamic Data Exchange</i> (troca dinâmica de dados)
DMC	<i>Dynamic Matrix Control</i> (controle de matriz dinâmica)
GMC	<i>Generic Model Control</i> (controle genérico baseado em modelos)
GPC	<i>Generalized Predictive Control</i> (controle preditivo generalizado)
IAE	<i>Integral Absolute Error</i> (integral do erro absoluto)
INA	<i>Inverse Nyquist Array</i>
ISE	<i>Integral of Squared Error</i> (integral do quadrado do erro)
ITAE	<i>Integral-Time Absolute Error</i> (integral no tempo do erro absoluto)
ITSE	<i>Integral-Time Square Error</i> (integral no tempo do quadrado do erro)
LMBC	<i>Linear Model Based Control</i> (controle linear baseado em modelos)
LDMC	<i>Linear Dynamic Matrix Control</i> (controle de matriz dinâmica linear)
MAC	<i>Model Algorithmic Control</i> (controle algorítmico com modelos)
MDL	<i>Minimum Description Length</i> (descrição de comprimento mínimo)
MIMO	<i>Multiple-Input Multiple-Output</i> (múltiplas entradas múltiplas saídas)
MPC	<i>Model Predictive Control</i> (controle preditivo baseado em modelos)
MV	<i>Manipulated Variable</i> (variável manipulada)
NLDMC	<i>Non-Linear Dynamic Matrix Control</i> (controle de matriz dinâmica não linear)
NLMPC	<i>Non-Linear Model Predictive Control</i> (controle preditivo baseado em modelos não lineares)
P	Proporcional
PEM	<i>Prediction Error Method</i> (critério de predição dos erros)
PI	Proporcional Integral
PID	Proporcional Integral Derivativo
PMBC	<i>Process Model Based Control</i> (controle baseado no modelo do processo)
PRBN	<i>Pseudo-random Binary Noise</i> (ruído binário pseudo-aleatório)

RGA	<i>Relative Gain Array</i> (análise de ganho relativo)
RPN	<i>Robust Performance Number</i> (número de performance de robustez)
SDCD	Sistema Digital de Controle Distribuído
SISO	<i>Single-Input Single-Output</i> (única entrada única saída)
SVD	<i>Singular Value Decomposition</i> (decomposição baseada em valores singulares)
SVA	<i>Singular Value Analysis</i> (análise do valor singular)
VT	<i>Valve Travel</i> (trajeto de válvula)
TLC	<i>Tyreus Load-rejection Criterion</i> (critério de Tyreus de rejeição de carga)
ZN	Ziegler-Nichols

CAPÍTULO I

Capítulo I. Introdução

Resumo

Neste capítulo será abordado o objetivo, motivação e descrição dos capítulos desta tese.

Palavras-chave

Controle, Estratégia, Linearidade, Fracionadora, Propileno, Simulação

I.1. Introdução

Os problemas e expectativas quanto ao tema controle de processo são os mesmos nas últimas décadas. O aperfeiçoamento das malhas de controle e a implementação de técnicas avançadas de supervisão de produção e otimização são vistos como as melhores soluções no âmbito custo/benefício. Já em 1983 CUTLER *et al.* (1983) sintetizavam essas expectativas, descrevendo uma realidade que é muito parecida com a de hoje.

As indústrias químicas e petroquímicas têm um enorme número de processos que ainda são operados utilizando uma estratégia de controle primitiva. A globalização e a disputa acirrada de mercado não permitirão que as indústrias continuem a ignorar as significativas vantagens trazidas pelo continuado desenvolvimento das técnicas de controle de processo.

As vantagens oferecidas pelo controle e a contínua busca por reduções em custos são as motivações e justificam a importância da realização desta tese. Acreditando que o controle é uma ferramenta de engenharia de alto potencial de ganho e que seus recursos estão sendo usados de forma limitada, este trabalho realiza um estudo pormenorizando as etapas necessária para a correta implementação de um sistema de controle. Esta tese é de cunho teórico-experimental e tem como estudo de caso um processo industrial vigente, o que ressalta ainda mais a importância e relevância deste trabalho, inclusive do ponto de vista econômico, e principalmente para a realidade brasileira. Dentro desta opção, o trabalho divide-se em práticas realizadas na área industrial e simulações em computador.

O controle de processos químicos apresenta características específicas, que o diferencia do controle de outros sistemas. A dinâmica complexa, o alto grau de interações entre as variáveis e a não linearidade são as principais razões para essa diferenciação. A operação de um processo multivariável que possui restrições requer, na maioria dos casos, um sistema de controle também multivariável, que reconheça as interações entre as variáveis e as restrições das variáveis manipuladas e controladas. Esses tipos de problema nem sempre podem ser resolvidos por um controle tradicional, empregado com sucesso em outras aplicações.

O estudo de caso desta tese é uma fracionadora de propileno localizada na COPENE Petroquímica do Nordeste. A fracionadora de propileno tem como produto

principal o propeno de alta pureza, que é utilizado como matéria-prima para inúmeros compostos. Como a maioria dos processos químicos, a fracionadora tem um comportamento não linear. Ela está na classe de colunas de destilação denominadas de alta pureza e, mais especificamente, na classe das superfracionadoras. Entre outras características importantes, esta coluna tem baixa volatilidade relativa, grande número de pratos e alta razão de refluxo. Isto resulta em uma dinâmica lenta para o perfil de composição e rápida para a pressão (ANDERSSON *et al.*, 1990). Por causa desses aspectos, e outros discutidos ao longo da tese, essa classe de colunas tem sido encarada no segmento de controle de processo como um grande desafio para as estratégias e algoritmos de controle disponíveis atualmente.

O objetivo desta tese é desenvolver e validar experimentalmente modelos matemáticos e avaliar e propor soluções de melhoria para o controle da fracionadora de propileno. Os algoritmos de controles utilizados nesta tese foram o PID (Proporcional-Integral-Derivativo) e DMC (*Dynamic Matrix Control*, controle de matriz dinâmica). A metodologia empregada divide-se nas seguintes etapas:

1. Revisão bibliográfica;
2. Análise do processo;
3. Modelagem do processo e validação experimental do modelo desenvolvido, servindo, entre outras coisas, como plataforma de testes para os esquemas de controle;
4. Estudo do grau de não linearidade do processo e de estratégias de controle;
5. Projeto e testes de sistemas de controle.

Cada etapa está associado a um capítulo que será descrito no item seguinte.

I.2 Descrição dos Capítulos

Esta tese está dividida em sete capítulos. O primeiro e presente capítulo é a introdução do trabalho, em que são apresentados o objetivo, a importância e a motivação desta tese, além de uma sucinta descrição dos capítulos.

No capítulo II é apresentada uma revisão bibliográfica sobre controle em superfracionadoras e colunas de alta pureza. Com foco nesta classe de colunas, são abordados os aspectos de relevância em um projeto de controle de modo geral, tais como análise de características do processo, estudo de variáveis controladas, manipuladas e perturbações típicas, objetivos de controle, principais restrições e análise de desempenhos de diversos algoritmos. Este capítulo está baseado em experiências em aplicações de controle tanto na área acadêmica quanto industrial.

No capítulo III é apresentado em detalhes o caso em estudo, uma fracionadora de propileno em escala industrial, assim como uma breve explanação do processo petroquímico. Neste capítulo, é realizado um estudo completo dos problemas enfrentados na operação da coluna. São levantadas as restrições, variáveis de controle e variáveis manipuladas e perturbações do processo. Através de dados coletados do processo, são avaliados os desempenhos de todas as malhas de controle.

No capítulo seguinte, é desenvolvido uma modelagem fenomenológica da fracionadora de propileno para ser utilizada como plataforma de testes de controle e análise de características do processo. A metodologia de modelagem inclui testes experimentais realizados no processo real, ajuste do modelo estacionário, modelagem linear do comportamento dinâmico da coluna e ajuste dos parâmetros dinâmicos da modelagem fenomenológica. O software *Hysys* (versão 1.5) foi utilizado para a modelagem fenomenológica.

No capítulo V é realizado um aprofundado estudo do comportamento da fracionadora de propileno, conhecendo-se principalmente o grau de acoplamento das variáveis manipuladas e a não linearidade do sistema. Neste capítulo são realizados estudos de diversas estratégias, sendo proposta a seleção de uma delas em particular. Além disso, o grau de não linearidade do sistema, característica de grande relevância na proposição e avaliação do desempenho de sistemas de controle, é quantificado.

No capítulo VI são testados diversos sistemas de controle. Estes sistemas se diferenciam quanto ao método de sintonia empregado, estratégia de controle, algoritmo de controle e quanto à presença ou não de estruturas *feedforward*. O sistema de controle atualmente encontrado no processo é comparado com os sistemas propostos, e estes entre si. Técnicas mais avançadas do que as utilizadas no sistema de controle atual, tais como a metodologia de sintonia de ALFANO e EMBIRUÇU (2000), algoritmos DMC e estruturas *feedforward* são utilizadas para o desenvolvimento deste estudo. Baseado em DECHECHI (1996) foi desenvolvido o algoritmo DMC em *Matlab*.

Finalmente, o capítulo VII é dedicado a uma discussão geral de todo o trabalho realizado, sendo apresentadas também as suas conclusões. Além disso, este capítulo é também dedicado à discussão e apresentação de sugestões para trabalhos futuros, que possam dar continuidade à presente investigação.

Referências Bibliográfica

- ALFANO, C. e EMBIRUÇU, M., “Tuning of PID Controllers: an Optimization-Based Method”, *IFAC Workshop on Digital Control – Past, Present and Future of PID Control - Preprints*, Terrasa-Spain, pp. 415, (2000)
- ANDERSSON, B. O., GERSTLE, J. G. e HOKANSON, D. A., “Multivaiable Control of a C₂ Splitter”, *AICHE Annual Meeting*, Chicago, Illinois, EUA, Novembro, (1990);
- CUTLER, C. R. e MORSHEDI, A. M. e HAYDEL, J. J., “Na Industrial Perspective on Advanced Control”, *The National Meeting of The American Institute of Chemical Engineers*, Washington, D.C., EUA (1983);
- DECHECHI, E.C., “Controle “DMC” de um Processo de Fermentação Alcoólica Continua em Escala Industrial”, Tese de Mestrado, UNICAMP, (1996).

CAPÍTULO II

Capítulo II. Controle de Colunas de Alta Pureza e Superfracionadoras

Resumo

Neste capítulo é feita uma revisão em aplicações de controle avançado em colunas de alta pureza. O comportamento não linear destas colunas aparece como um grande desafio de controle e, desta forma, este sistema torna-se um interessante veículo de avaliação de desempenho de algoritmos de controle. Neste texto são discutidas as diferentes possibilidades de estratégias de controle, sendo analisadas as conseqüências de utilização de cada uma delas no desempenho final do sistema de controle. São também discutidas os principais resultados da aplicação de algoritmos de controle linear, de ferramentas para a redução ou eliminação das não linearidades do sistema e de algoritmos de controle não linear. A revisão feita aqui inclui tanto experiências industriais quanto experiências em laboratório, seja através de simulações, experimentos de bancada ou resultados de plantas comerciais.

A pesquisa mostra que os algoritmos de controle linear continuam sendo os mais utilizados industrialmente para o sistema em estudo. Entretanto, seu desempenho está limitado a uma estreita faixa de condições de trabalho, dado o alto grau de acoplamento e não linearidade do processo, além da complexidade de sua dinâmica. Dentro da opção linear, a experiência tem mostrado uma grande aceitação industrial em relação aos algoritmos multivariáveis. Alguns resultados, no entanto, indicam a possibilidade de um incremento de desempenho através da utilização de técnicas não lineares. Além disso, o correto entendimento do sistema é fundamental para o projeto de um bom sistema de controle.

Palavras-chave

Colunas de Alta Pureza, Superfracionadoras, Estratégias de Controle, Algoritmos de Controle

II.1. Introdução

A literatura pertinente ao controle de superfracionadoras e colunas de alta pureza apresenta diversos algoritmos de controle aplicados em diferentes colunas de destilação. Em alguns destes trabalhos, fica claro o interesse de observar apenas o desempenho dos algoritmos de controle em questão. As colunas de alta pureza ou superfracionadoras escolhidas são encaradas como desafios de controle, tendo em vista as suas características que as tornam sistemas de difícil controlabilidade. SINHA e RIGGS (1989) é um exemplo típico desta classe de trabalhos. Em seu artigo, são exploradas essas características, simulando uma coluna com concentrações (pureza) menores do que 100 ppm em ambos os produtos (topo e fundo), se configurando em um sistema muito mais sensível do que a maioria das colunas de alta pureza encontradas na indústria. Em outras referências, o interesse por esses sistemas é justificado pela sua grande importância econômica (por exemplo, fracionadoras de propileno e etileno). Existe ainda uma terceira classe de trabalhos, na qual o intuito do estudo está voltado a resolver problemas operacionais e de otimização de sistemas industriais já existentes. Dentro dos trabalhos encontrados na literatura, observa-se que os estudos têm sido realizados tanto em colunas de laboratório quanto em escala industrial, e também em simuladores comerciais e com a ajuda de modelos simplificados.

Esse capítulo é organizado de forma a discutir todos os tópicos que possuem uma influência significativa no desempenho do controle do sistema em questão. Desta forma, nos itens 2, 3 e 4 as características de comportamento do sistema, os objetivos de controle e problemas operacionais associados são descritos. Nos itens 5, 6 e 7, as estratégias, restrições e algoritmos de controle adequados ao problema são abordados e discutidos. Finalmente, no item 8, as conclusões do estudo são apresentadas.

II.2. Colunas de Alta Pureza: Exemplos e Características de Comportamento

Colunas de destilação de alta pureza têm sido encaradas no segmento de controle de processo como um grande desafio, devido a características tais como não linearidade, substancial acoplamento entre as variáveis manipuladas e dinâmica complexa (SINHA e RIGGS, 1989, RIGGS, 1998, e RANGARATNAM e RIGGS, 1998). Como as colunas de alta pureza são grandes consumidores de energia e, em geral, responsáveis pelo produto final de diversos tipos de processos, o seu controle tem grande importância industrial (RANGARATNAM e RIGGS, 1998).

II.2.1. Exemplos Clássicos e Relevantes

Colunas de alta pureza são industrialmente relevantes, pois são utilizadas para produzir produtos de alta pureza para alimentar processos que dependem de uma especificação rígida para operar apropriadamente. Exemplos típicos destes produtos são o propileno, o etileno e o estireno, que são utilizados como monômeros para a produção de polímeros. Muitos dos processos de polimerização são extremamente sensíveis à presença de impurezas nos monômeros, tanto em termos da qualidade quanto da produtividade do polímero. Desta forma, é muito importante uma especificação correta da pureza destas matérias-primas. Outro exemplo é a produção industrial de ácido acético, onde níveis menores do que 200 ppm de ácido propanóico devem ser mantidos. Um terceiro exemplo são os xilenos, que produzidos tipicamente como produtos de alta pureza (SINHA e RIGGS, 1989). Exemplos específicos de colunas de destilação de alta pureza encontradas na literatura são:

- água/metanol;
- benzeno/tolueno;
- etanol/metanol;
- benzeno/tolueno;

- desisohexanadora;
- etano/etileno;
- propano/propeno.

Além de outras, cujos produtos envolvidos não são revelados pelos autores dos trabalhos.

Dentre as colunas acima, as fracionadoras de propileno e etileno são casos particulares de colunas de alta pureza. Elas são classificadas como superfracionadoras. Este tipo de coluna apresenta características de baixa volatilidade relativa entre os componentes, alta razão de refluxo e grande número de pratos. Estas características resultam em uma dinâmica lenta para o perfil de composição e uma dinâmica muito rápida para a pressão (ANDERSSON *et al.*, 1990).

II.2.2. Comportamento Não Linear

As respostas de um sistema não linear a uma perturbação degrau dependem da grandeza e sentido da perturbação da variável manipulada, e ponto de operação, ou, no caso em estudo, do grau de pureza do sistema (FUENTES e LUYBEN, 1983, McDONALD e McAVOC, 1987 e CHANG *et al.*, 1992). FUENTES e LUYBEN (1983) analisaram respostas em malha aberta para colunas de alta pureza. Os resultados ilustram o grau de não linearidade tanto do ponto de vista estático quanto dinâmico.

McDONALD e McAVOC (1987), em seu estudo, caracterizam a não linearidade de colunas de alta pureza tanto qualitativa quanto quantitativamente. Eles quantificam diferentes ganhos estáticos e constantes de tempo para diferentes pontos de operação, assim como para diferentes intensidades de perturbações degrau. Em particular, McDONALD e McAVOC (1987) simularam situações em que a fração molar de impureza em uma das correntes de produto (topo ou fundo) aproximava-se de zero, enquanto a impureza da outra corrente era aumentada (que é o efeito típico de perturbações em que o perfil de composição é deslocado). Nestas simulações eles observaram que os ganhos correspondentes à corrente que se torna mais pura diminuem com o aumento da sua pureza, enquanto os ganhos para a corrente que se torna mais impura vão aumentando.

II.2.3. Acoplamento e Interação

O acoplamento entre as variáveis manipuladas ocorre porque a ação de controle para a malha de controle da composição da corrente de fundo tem também um grande impacto na malha da composição da corrente de topo, e vice-versa (RIGGS, 1998).

STEPHANOPOULOS (1984) afirma que o pareamento das variáveis manipuladas com as variáveis controladas (veja o item II.5.2) deve considerar as interações entre as malhas de controle. O método mais discutido para medir essas interações é a matriz dos ganhos relativos (*Relative Gain Array*, RGA) (EMBIRUÇU, 1993). A discussão completa deste método pode ser encontrada em TRIERWEILER (1991).

Quando interações de malhas de controle são um problema, algumas ações alternativas podem ser tomadas, dentre as quais o uso de controle multivariável, desacopladores (EMBIRUÇU, 1993) ou de estratégias menos suscetíveis a acoplamento (RIGGS, 1998).

II.2.4. Dinâmica Complexa

A dinâmica do vapor usualmente é mais rápida do que a dinâmica do líquido, sendo esta a maior razão da complexidade da dinâmica da composição (RIGGS, 1998). Em todas as colunas, exceto nas de pressão muito alta (com operação próxima à pressão crítica do componente chave), o efeito de uma variação no vapor do refeedor pode ser observado no topo da coluna em segundos, enquanto que mudanças na vazão de refluxo requerem um tempo muito maior para que os seus efeitos sejam observados no refeedor. A resposta hidráulica de uma bandeja depende do acúmulo de líquido (*hold-up*) nela, que, por sua vez, depende do projeto de cada prato. A constante de tempo da hidráulica de um prato industrial típico está na faixa de 3 a 10 s. Entretanto, quando 50 ou mais pratos estão dispostos um sobre o outro, o tempo de resposta total será da ordem de muitos minutos.

Como exemplo do efeito da diferença entre as dinâmicas do vapor e do líquido, RIGGS (1998) considera o efeito do aumento do vapor do refeedor (V) na impureza do produto de topo (veja a Figura II.2). Este acréscimo aparece no topo da coluna

rapidamente, enquanto a vazão de refluxo permanece constante (malha fechada com o nível do vaso de acúmulo). Na seção de retificação, a razão refluxo/vapor do refeedor (L/V) determina o poder de separação da coluna. O aumento no vapor (V) resultará no aumento inicial da impureza no produto de topo. Todavia, com o aumento do vapor (V), o nível no acumulador aumentará, e, após alguns minutos, será corrigido pelo aumento da vazão de refluxo. Este incremento no refluxo (L), por sua vez, terá de percorrer toda a coluna, de cima para baixo, até que ele cause uma redução do nível de impureza no produto de topo. Como resultado destes fenômenos conflitantes, a resposta da composição de impurezas no topo em relação ao aumento do vapor apresenta um comportamento típico de uma resposta inversa, como mostra a Figura II.2.

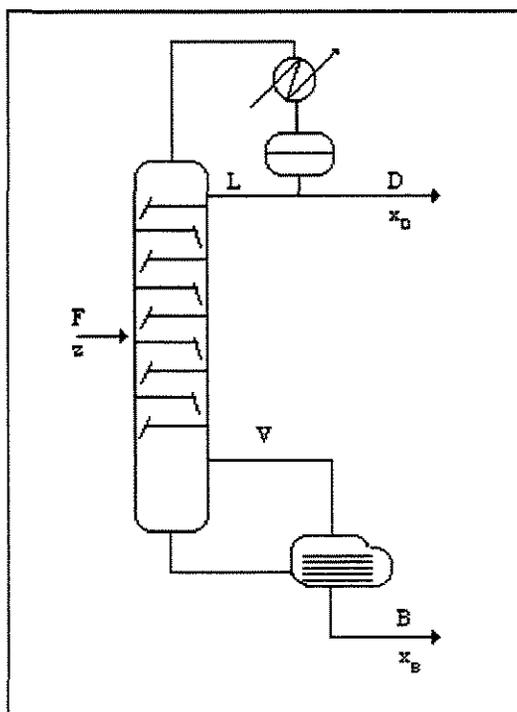


Figura II.1. Desenho Esquemático de uma Coluna de Destilação.

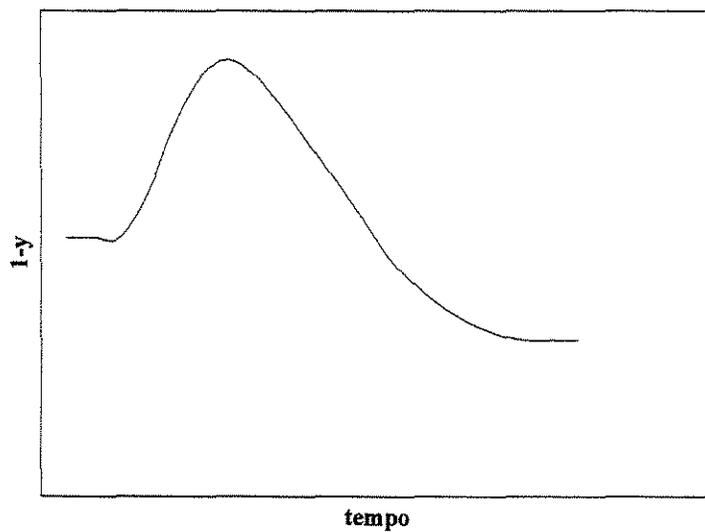


Figura II.2. Resposta da Composição de Topo a Aumento do Vapor (Resposta Inversa).

II.3. Problemas Operacionais Associado ao Controle do Processo

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

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

O tipo de perturbação e a sua magnitude têm um efeito direto na maneira como a composição dos produtos da coluna são afetados, como será discutido a seguir.

II.3.1. Composição de Entrada

Mudanças na composição de entrada representam o mais significativo distúrbio que o sistema de controle da coluna deve rejeitar durante uma operação contínua. Este tipo de perturbação irá deslocar o perfil de composição da coluna, resultando em uma grande perturbação na composição dos produtos. A maioria das colunas industriais não dispõe de analisadores para medir a composição na carga. Portanto, esta perturbação usualmente aparece como uma perturbação não medida. Como será visto adiante, a escolha do par de variáveis manipuladas/medidas-controladas tem uma grande influência na sensibilidade do sistema de controle a perturbações na composição da carga.

II.3.2. Vazão de Carga

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

II.3.3. Subresfriamento do Refluxo

Em certas situações, por exemplo a ocorrência de uma tempestade sobre o processo, a temperatura do refluxo pode cair abruptamente, causando um rápido aumento no refluxo interno, o que pode causar uma grande perturbação na composição do produto. Isto é particularmente verdade para colunas que utilizam ventiladores como condensadores. Os ventiladores causam uma perturbação maior que os condensadores com água de resfriamento, pois nos ventiladores a inércia térmica é menor. Mudanças no subresfriamento podem ser rejeitadas mantendo o refluxo interno constante.

Quando o refluxo subresfriado entra na coluna no primeiro prato, ele condensa uma parte do vapor, aumentando sua temperatura para a temperatura do ponto de bolha do prato. O vapor condensado soma-se com o refluxo externo para formar o refluxo interno. O refluxo interno pode ser estimado utilizando a capacidade de calor do refluxo, C_P , a média do calor de vaporização do refluxo ΔH_V , a temperatura de topo, T , e a temperatura do refluxo, T_{Refluxo} , através da Eq. II.1 (RIGGS, 1998):

$$\text{Eq. II.1 } L_{\text{int}} = L_{\text{ext}} \left(1 + \frac{C_P (T - T_{\text{Refluxo}})}{\Delta H_V} \right)$$

em que L_{int} é o refluxo interno e L_{ext} é o refluxo externo.

Portanto, quando uma mudança no subresfriamento do refluxo ocorre, L_{ext} pode ser ajustado para manter o L_{int} constante. Deve ser ressaltado, entretanto, que a Eq. II.1 não é exata, poderá apresentar grandes erros para sistemas multicomponentes.

II.3.4. Entalpia da Carga

Para colunas com baixa razão de refluxo, mudanças na entalpia da carga podem alterar significativamente as razões internos de líquido/vapor na coluna, causando o deslocamento do perfil de composição e, conseqüentemente, perturbando a composição dos produtos. Esta perturbação pode ser difícil de identificar, pois na maioria das colunas não há medidores de temperatura na carga e, mesmo quando há, a carga pode ser uma mistura de duas fases. Além disso, é difícil de distinguir esta perturbação dos distúrbios causados por variações na composição da carga, sem se utilizar de análises mais detalhadas. Em certos casos, é possível instalar um trocador de calor na alimentação da coluna para reduzir o impacto da perturbação da entalpia da carga.

II.3.5. Pressão da Coluna

A pressão da coluna tem um efeito direto na volatilidade relativa dos componentes-chave. Assim, mudanças na pressão podem afetar significativamente a composição do produto. Um controle apropriado deverá manter a pressão da coluna próximo ao valor de projeto, tolerando apenas pequenas amplitudes de variação. Um grande número de colunas (como, por exemplo, em refinarias) é operado na máxima capacidade do condensador para minimizar o uso de utilidades. Neste caso, a pressão da coluna aumenta durante o dia e diminui durante a noite. Estas mudanças, entretanto, são lentas o suficiente para que o controle de composição possa acompanhar esta variação.

II.3.6. Carga Térmica do Refervedor

Se há uma perturbação no fluido de aquecimento do refervedor (seja na pressão, para o caso de vapor, ou temperatura de entrada para outros fluidos), por exemplo, reduzindo a carga térmica na coluna, um grande aumento de impurezas aparecerá no fundo da mesma. Quando a pressão ou a temperatura deste fluido se recuperar, o sistema de controle retornará à condição inicial. Devido à influência que estas perturbações exercem sobre o sistema, se o controle de composição não estiver corretamente sintonizado, as perturbações podem ser ampliadas pelo controlador. Geralmente, estas perturbações são os distúrbios mais intensos com os quais a coluna tem que lidar, podendo requerer *overrides* (controle seletivo) para o retorno gradual à condição operacional normal.

II.4. Objetivos de Controle

O controle em colunas de destilação, em geral, tem quatro objetivos:

- Manter estável as condições de operação da coluna;
- Garantir que os produtos sempre sejam obtidos nas especificações desejadas;
- Alcançar os objetivos acima da forma mais eficiente possível. Isto significa maximizar a recuperação de produto e minimizar o consumo de energia;
- Manter o processo dentro dos limites das restrições.

Para atingir os objetivos acima, e excluindo as vazões, é necessário controlar as seguintes variáveis:

- Pressão;
- Níveis de fundo e do condensador;
- Composições de topo e fundo.

A estabilidade operacional da coluna é alcançada controlando três destas variáveis: pressão, níveis de fundo e do condensador. A especificação desejada é obtida controlando-se as composições de topo e fundo. Este controle pode ser na forma direta, utilizando analisadores nas correntes de produto, ou indireta, utilizando propriedades físicas que representem a composição do produto. As propriedades típicas são: índice de refração, densidade, pressão de vapor, ponto de congelamento e temperatura em um dado prato (prato de controle), esta a mais comumente utilizada (KISTER, 1990).

Esquemas de controle avançado permitem a otimização do processo, e a sua manutenção dentro dos limites operacionais, através da utilização de funções custo. A questão das restrições operacionais será discutida com maior profundidade no item II.6.

II.4.1. Controle de Pressão

O controle de pressão em colunas de destilação de alta pureza ou superfracionadoras não apresenta nenhuma peculiaridade que o diferencie de outras colunas em geral. Na literatura aberta, o algoritmo de controle normalmente empregado para esta malha é o PID (Proporcional Integral Derivativo). Portanto, a discussão abaixo é genérica para todas as colunas de destilação.

KISTER (1990) ressalta a importância de um controle adequado de pressão para a estabilidade da coluna. Segundo este autor, e de acordo com sua experiência, não é possível conseguir uma situação de operação estável de uma coluna sem a estabilização da pressão. O autor apresenta uma variedade de esquemas para o controle de pressão, classificando as técnicas em quatro grandes categorias:

1. Variação da vazão de vapor: utilizado quando a coluna tem um produto vapor. O controle de vazão é realizado, neste caso, na corrente da vazão de vapor;
2. Condensador inundado: é o método mais popular com o condensador total. O fluido do vaso de condensação vindo do condensador é diretamente ou indiretamente manipulado para variar a área inundada do condensador. A transferência de calor na área inundada é pequena, o calor trocado é o calor sensível. A pressão é então controlada manipulando a área de inundação do condensador, que em outras palavras, significa controlar a sua capacidade de troca;
3. Variação do fluido refrigerante: este controle caracteriza-se, geralmente, por apresentar respostas lentas ou não lineares. De acordo com RIGGS (1998), este método, utilizando como fluido refrigeração a água, quase nunca é utilizado, pois podem ocorrer problemas de deposição na superfície de troca térmica para certos níveis de velocidade (± 5 ft/s);
4. Miscelâneo: são métodos alternativos para o controle de pressão. Por exemplo, o controle da taxa de condensação pode ser realizado pela recirculação do fluido de refrigeração. Neste caso, tanto a temperatura da corrente de entrada quanto a temperatura da corrente de saída do condensador são controladas. Este método supera

os problemas de baixa velocidade presentes na categoria acima e apresenta grandes melhoras em relação à linearidade e em relação à velocidade de resposta.

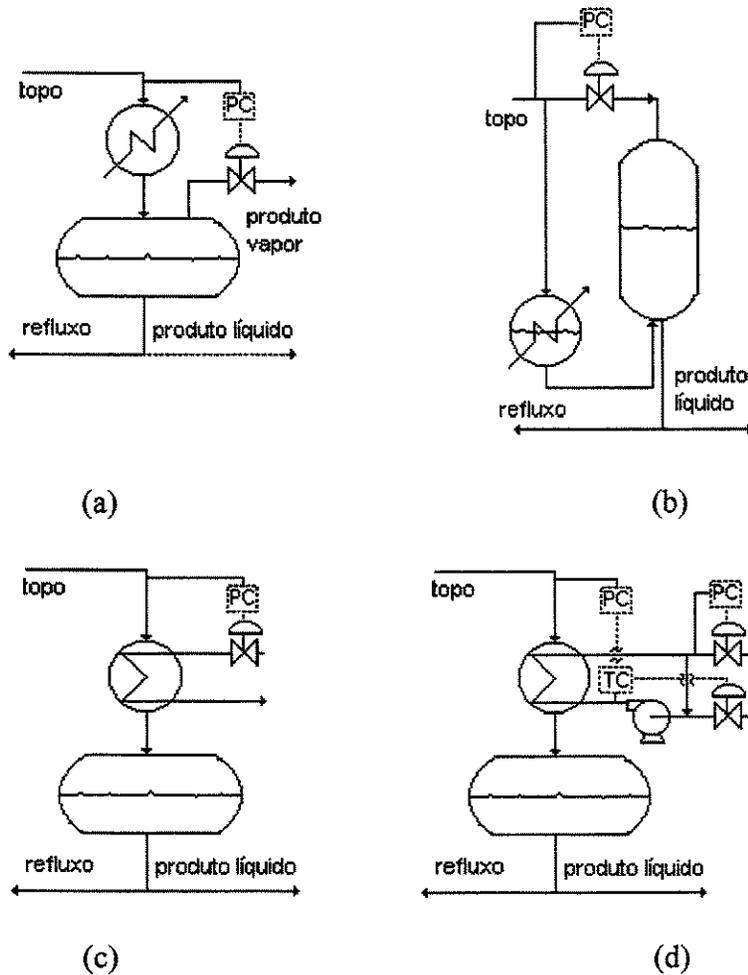


Figura II.3: Exemplo de Controle de Pressão por pela Variação da Vazão de Vapor (a), Inundação do Condensador (b), Variação do Fluido Refrigerante (c) e Miscelâneo (d).

II.4.2. Controle de Nível

Os controladores de nível são utilizados para manter os níveis do acumulador e do fundo (refervedor). A perda de controle destes níveis pode representar um grande problema para o controle de composição (RIGGS, 1998). Algoritmos de controle simples, do tipo PID, são os mais encontrados na literatura para o controle destas variáveis. Diferentemente

do controle de pressão, segundo TRENTACAPILLI *et al.* (1997), cuidados especiais devem ser tomados para as superfracionadoras.

As superfracionadoras, como foi citado anteriormente, apresentam a característica de fluxos internos (vapor e líquido) muito superiores aos fluxos externos (destilado e fundo). TRENTACAPILLI *et al.* (1997), em seu trabalho, levantam a questão das configurações para o controle dos níveis para este tipo de coluna. Na estratégia denominada (L,B), em que as composições são controladas pelo refluxo (neste caso, da ordem de 13 vezes superior a corrente de destilado) e corrente de fundo, e os níveis são controlados pela corrente de destilado e pelo refeedor, oscilações indesejáveis no nível do acumulador e interações dinâmicas entre o controle de nível e de composição podem ocorrer. A estratégia (D, V), composições controladas pelo destilado e pelo refeedor e os níveis pelo refluxo e pela corrente de fundo, simplesmente transfere o problema para o fundo da coluna.

TRENTACAPILLI *et al.* (1997) propõem a eliminação do problema apresentado criando uma corrente de reciclo do tanque (destino da corrente de destilado) para o vaso de condensado. Desta maneira, as diferenças de vazão entre destilado e refluxo podem ser minimizadas.

II.4.3. Controle de Composição

O controle de composição pode ser realizado em apenas uma das correntes de produto ou em ambas, quando então é denominado de controle dual de composição. Quando o controle é realizado em uma única extremidade, o acoplamento é eliminado e o problema deste controle é grandemente simplificado. Infelizmente, o controle apenas em um produto resulta em uma operação sub-otimizada, devido ao consumo de energia e a questões relacionadas com a recuperação de produto (GOKHALE *et al.*, 1995).

Dadas as questões colocadas acima, o controle de composição das superfracionadoras é em geral dual. Isto, como já mencionado, conduz a um alto grau de não linearidade e acoplamento severo, características marcantes do controle de composição de colunas de alta pureza e superfracionadoras. Portanto, o controle da composição nestes sistemas se coloca como o maior desafio do sistema de controle, e as discussões que se seguem neste capítulo estão direcionadas para o controle dual de composição.

II.5. Estratégias de Controle

A seleção de uma configuração apropriada é a decisão mais importante para o projeto de um sistema de controle (TRIERWEILER, 1991). WILKINSON *et al.* (1991) ressaltam a influência da configuração nos resultados de desempenho dos sistemas de controle, destacando que mesmo nos algoritmos mais sofisticados, o desempenho pode ser ruim devido a uma configuração inadequada. As definições do pareamento das variáveis manipuladas, das variáveis medidas para o controle multivariável e das restrições são considerados temas fundamentais relacionados ao projeto de um sistema de controle para uma coluna de destilação.

II.5.1. Controle Multivariável versus Controle de Múltiplas Malhas

As malhas de controle multivariável utilizam múltiplas entradas para múltiplas saídas. A maior vantagem desta abordagem é considerar as interação existentes entre as variáveis que compõe o processo. Os processos multivariáveis com malhas multi-SISO (*Single Input Single Output*, entrada única e saída única) são mais suscetíveis aos efeitos das influências das interações, uma vez que estas não estão presentes no algoritmo de controle. Para cada variável medida tem-se apenas uma variável manipulada correspondente (Figura II.4).

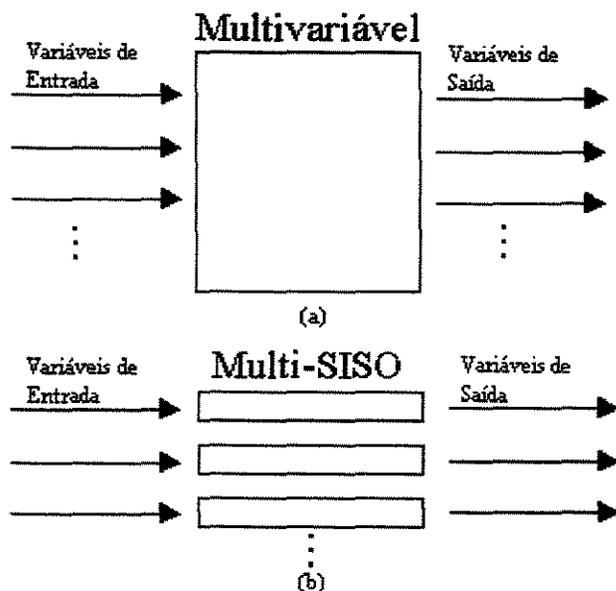


Figura II.4. Desenho Esquemático de Malhas de Controle Multivariáveis (a) e de Múltiplas Malhas (b).

O grau de interação cresce dramaticamente com o aumento da pureza do produto (AL-ELG e PALZOGLU, 1989). Para a malha multi-SISO, as interações entre as variáveis, causam dois problemas potenciais ao controle (SEBORG *et al.*, 1989):

- Desestabilização do sistema em malha fechada;
- Aumento de dificuldade de sintonia do controlador.

DOUGLAS *et al.* (1994), em seu estudo com a desisohexanadora de alta pureza, citam que uma estratégia de controle inicialmente utilizada em que o controle de composição do topo era realizada através de um controle de temperatura de topo em cascata com o controle da vazão de refluxo e, similarmente, o controle de composição de fundo era realizado através do controle da temperatura de fundo em cascata com a carga térmica. Devido a forte interação entre as malhas de controle de topo e fundo, a temperatura de topo apenas atingiu o *setpoint* (valor de referência) desejado, quando o controle de fundo foi re-sintonizado, mantendo o calor do refeedor (malha de fundo) praticamente constante.

Técnicas de desacoplamento são um recurso que pode ser empregado em malhas multi-SISO, visando diminuir ou eliminar estes problemas de interação (de qualquer forma, deve estar claro que o uso de desacopladores resulta em um sistema de controle que é, na realidade, multivariável). Experiências com essas técnicas em colunas de alta pureza serão discutidas no item II.7.1.2.

Os controladores multivariáveis, por sua vez, dispõe de recursos para considerar as interações entre as variáveis pertinentes. Entretanto, a correta interpretação dessas interações pode ser limitada pelo algoritmo em questão, devido às não linearidades dessas interações, que não são consideradas pela maioria dos algoritmos.

II.5.2. Seleção de Variáveis Manipuladas e Pareamento

A escolha do pareamento das variáveis manipuladas é considerada por RIGGS (1998) um dos maiores temas relacionados ao controle de colunas de destilação. Há uma grande variedade de possibilidades para as variáveis manipuladas (oito possibilidades normalmente consideradas, sendo quatro delas independentes):

1. L (refluxo);
2. D (corrente de destilado);
3. L/D;
4. V (corrente de fluido de aquecimento do refeedor);
5. B (corrente de fundo);
6. V/B;
7. B/L;
8. D/V.

O desempenho da configuração do controle pode ser determinado por três fatores principais (RIGGS, 1998):

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

De um modo geral, SHINSKEY (1984) mostrou que a configuração (L/D,V/B) tem o melhor desacoplamento, enquanto a configuração (L,V) apresenta o maior grau de acoplamento, de acordo com o índice de acoplamento RGA (estático).

RIGGS (1998), através de perturbações na composição de carga da coluna, mantendo as variáveis manipuladas das possíveis configurações constantes, conclui que a configuração (L,V) é menos suscetível a estas mudanças do que as configurações (L/D,V/B) ou (D,B).

Em relação à rapidez de resposta, as mudanças diretas em D ou B afetam, em um primeiro momento, os controles de nível do vaso de condensação e do fundo da torre, respectivamente, para, em seguida, afetar as correntes internas de vapor e líquido e, conseqüentemente, a composição dos produtos. Quando as mudanças são realizadas em L ou em V, seus efeitos são muito mais imediatos, tendo um impacto direto nas correntes internas de vapor/líquido da coluna (RIGGS, 1998).

Exemplos encontrados na literatura mostram a performance de diferentes estratégias de controles em diferentes colunas de destilação.

RIGGS (1998), em seu estudo, através de perturbações realizadas na composição da corrente de alimentação, em uma simulação de uma fracionadora de propileno, quantificou através do IAE (*Integral Absolute Error*, integral do erro absoluto) que o desempenho das configurações de balanço de energia – (L,V), (L,V/B), (L/D,V) e (L/D,V/B) – foi fraco, com exceção da configuração (L,V/B). A configuração de balanço de massa (L,B) e a configuração (L,V/B) forneceram um melhor desempenho. A configuração (L,B) é utilizada também nos estudos de TRENTACAPILLI *et al.* (1997), HARPULA *et al.* (1993) e

GOKHALE *et al.* (1995), que citam esta como a configuração mais apropriada para esta coluna.

HARPULA *et al.* (1993), ainda, utilizam a configuração (D,V), que também é uma estratégia de balanço de massa, para o controle de uma fracionadora comercial de etileno.

Na simulação da coluna de xileno/tolueno, considerada uma coluna de, relativamente, baixa razão de refluxo, RIGGS (1998) observa que as configurações (L/D,V), (L/D,V/B), e (L,V/B) apresentam melhor desempenho.

RIGGS (1998) cita que para colunas de alta pureza, a configuração (L,V) tem se mostrado ruim devido ao seu mal condicionamento. RAMCHANDRAN e RHINEHART (1995), todavia, em seu estudo em colunas de alta pureza de metanol/água (baixa razão de refluxo), utiliza a configuração (L,V) e destaca que as suas vantagens de excelente rejeição às perturbações superam os problemas decorrentes do alto grau de interação entre as variáveis manipuladas decorrentes desta configuração.

Os fatos acima, corroboram a conclusão de RIGGS (1998), que cita que para altas razões de refluxo as configurações de balanço de massa apresentam melhor desempenho do que as de balanço de energia, enquanto que nos casos de colunas com baixas razões de refluxo as configurações de balanço de energia são preferidas. Em WILKINSON *et al.* (1991), todavia, o algoritmo de controle GPC (*Generalized Predictive Control*, controle preditivo generalizado) foi testado em duas configurações diferentes para uma coluna de benzeno/tolueno (baixa razão de refluxo): (L,V) e (L,B). Como resultado, a configuração (L,B) apresentou melhor desempenho, enquanto a configuração (L,V) foi mal condicionada.

A despeito dos resultados descritos nos parágrafos anteriores, vale ressaltar a colocação de KISTER (1990), que questiona a associação do controle de especificação de composição com o refluxo, sendo este o principal obstáculo de aceitação da estratégia do balanço de massa. Reforçando sua colocação, ele cita o trabalho realizado por McCUNE e GALLIER (1973). Neste trabalho, seus autores demonstram os efeitos das variações da corrente de destilado e do refluxo na composição do produto em três colunas de destilação (desetanizadora, etanol/isopropanol/água, benzeno/tolueno). Os resultados deixam claro, em todos os casos, que a composição é mais sensível a variações na corrente de destilado do que a variações na vazão de refluxo. Uma restrição ao uso de uma configuração onde a

corrente de destilado é uma variável manipulada, no entanto, é o fato de que em algumas situações a corrente de produto não poder ser variada (KISTER, 1990).

II.6. Restrições

Restrições estão sempre presentes em qualquer situação de controle na vida real (EMBIRUÇU, 1993). É um fato bem conhecido que o ponto de operação que satisfaz os objetivos econômicos globais de um processo, em geral, está na interseção de restrições (GARCIA *et al.*, 1989, GARCIA e PRETT, 1987). Ignorar as restrições significa, portanto, forçar o processo a operar a uma distância segura, e portanto sub-otimizada, dos limites de restrição, resultando em uma certa ineficiência do sistema de controle. Entre as restrições mais comuns na operação das colunas, inclui-se (RIGGS, 1998):

- **Capacidade do refeedor.** Esta restrição pode ser consequência de: (1) um aumento na pressão da coluna que reduza o diferencial de temperatura para a troca térmica; (2) *fouling* (ou entupimento) de tubos no refeedor; (3) aumento da carga processada tal que a carga térmica requerida do refeedor seja menor do que a disponível; (4) limitação da válvula de controle de admissão de vapor para o refeedor;
- **Capacidade do condensador.** Esta restrição pode ser devido a: (1) uma alteração nas condições do fluido refrigerante que diminua o diferencial de temperatura para a troca térmica; (2) *fouling* de tubos no condensador; (3) cargas que exijam taxas de retirada de calor maiores que as disponíveis; (4) limitação da válvula de controle de admissão do fluido refrigerante para o condensador;
- **Flooding (ou Inundação).** Inundação é definido como acúmulo excessivo de líquido dentro da coluna. Ela pode ser originada por diversas causas, a depender das vazões de líquido e vapor internos (Figura II.5). Em KISTER (1990), pode-se encontrar uma discussão detalhada sobre os diferentes tipos de inundação;

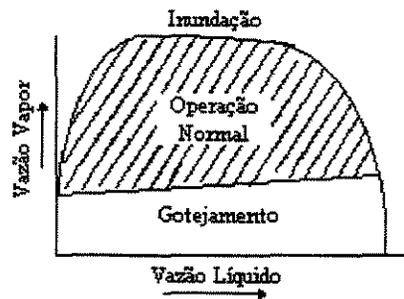


Figura II.5. Diagrama Simplificado de Desempenho de uma Prato de Destilação.

- **Weeping (ou Gotejamento).** Este fenômeno ocorre quando a vazão de vapor é tão baixa que o gotejamento da massa líquida nas bandejas da coluna não é evitado (Figura II.5);
- **Temperatura de controle máxima.** Temperaturas são limitadas a certos valores para evitar que sejam alcançadas as temperaturas críticas, em que ocorre a reação de polimerização e conseqüente deposição de material no *reboiler* (refervedor) reduzindo sua capacidade.

Uma das principais vantagens do controle multivariável com restrições, em particular do MPC (*Model Predictive Control*, controle preditivo baseado em modelos), é trabalhar as restrições nas variáveis manipuladas e de estado de maneira explícita (EMBIRUÇU, 1993). Nas indústrias, a prática usual é tratar a questão das restrições de uma maneira *ad hoc* (específica, não genérica): controladores *split-range* (faixa dividida) e *override* (GARCIA *et al.*, 1989, MORARI, 1987). Isto implica em um grande ônus nos custos de projeto e de manutenção dessas malhas. GARCIA *et al.* (1989) e MORARI, (1987) acham que a técnica MPC fornece a única maneira de tratar as restrições de uma forma sistemática durante o projeto e implementação do controlador, oferecendo uma alternativa limpa para os confusos esquemas *override / split-range*.

Em WILKINSON *et al.* (1991), o algoritmo GPC mostrou resultados diferentes quando as restrições nas variáveis de entrada eram realizadas por um simples *clipping* (grampeamento, ou seja, valores encontrados pelo controle acima de um máximo e/ou mínimo, preestabelecido, eram substituídos por esses limites) ou quando elas estavam

presentes de forma explícita na minimização da função objetivo. O desempenho do controle, segundo os autores, foi claramente inaceitável utilizando o *clipping*: o sinal de controle saturou, o desacoplamento foi ruim e o controle mal condicionado.

HARPULA *et al.* (1993), em seu trabalho nas fracionadoras de etileno e propileno da Mitsubishi Petrochemical Co, utilizando o algoritmo de controle DMC, apresentam as restrições utilizadas:

- Fracionadora de etileno
 - máxima impureza (etano) na corrente de topo;
 - máxima impureza (etileno) na corrente de fundo;
 - vazão máxima de suprimento de fluido refrigerante;
 - vazão máxima de vapor no refeedor;
 - temperatura do fluido refrigerante do refeedor lateral;
 - *flooding* (diferencial de pressão na coluna).

- Fracionadora de propileno
 - máxima impureza (propano) na corrente de topo;
 - máxima impureza (propano) na retirada de propileno grau químico;
 - posição da válvula do fluido de refrigeração do condensador (vazão máxima);
 - *flooding* (diferencial de pressão na coluna);
 - posição da válvula do refeedor principal (vazão máxima).

HARPULA *et al.* (1993) citam ainda duas outras restrições, que não foram encontradas explicações aparentes: mínima impureza (etileno) na corrente de fundo na fracionadora de etileno; e mínima impureza (propileno) na corrente de fundo para a fracionadora de propileno.

É interessante observar que o *flooding* é uma restrição comum a estas fracionadoras e que merece grande atenção. A fracionadora de etileno é geralmente, segundo ANDERSSON *et al.* (1990), o equipamento limitante na capacidade de um processo petroquímico, devido ao problema de *flooding*, e a fracionadora de propileno tem sua produção de propileno com maior grau de pureza (propileno grau polímero) reduzida também devido a esta restrição. O *flooding* é um fenômeno que apresenta uma dinâmica rápida e, se ocorrer, a corrente de entrada da coluna terá de ser reduzida por algumas horas, com possibilidade do produto sair de especificação. ANDERSSON *et al.* (1990), em seu trabalho com uma fracionadora de propileno, priorizam esta restrição sobre a composição de fundo, nos casos em que o diferencial de pressão é excedido.

II.7. Algoritmos de Controle

II.7.1. Controle Linear

Tradicionalmente, os controladores lineares são os mais encontrados nas plantas industriais. Eles são de simples entendimento e sua teoria é uma disciplina bastante desenvolvida (BALASUBRAMHANYA e DOYLE, 1997). As desvantagens associadas com os modelos lineares, contudo, são que eles são válidos somente em uma vizinhança estreita do ponto de operação, não tendo capacidade de capturar o comportamento não linear dos processos (BALASUBRAMHANYA e DOYLE, 1997). Desta forma, a utilização de controladores lineares pode limitar o desempenho do sistema de controle, se o processo for altamente não linear (BEQUETTE, 1991).

II.7.1.1. PID

Apesar de suas limitações, o controle PID continua sendo o controle mais utilizado atualmente nos processos industriais.

Na maior parte dos trabalhos, o controle PID ainda aparece como um referencial comparativo para os algoritmos de controle mais modernos. Nestes trabalhos, o desempenho do PID tem sido sempre inferior àquele dos controladores avançados, exceto em um caso específico citado em GEORGIU *et al.* (1988). As comparações do seu desempenho com o de outros controladores serão apresentadas nos itens seguintes.

Nos trabalhos de DOUGLAS *et al.* (1994) e WILKINSON *et al.* (1991), os testes realizados com o controle PID em uma simulação de uma desisohexanadora e no sistema de separação de benzeno/tolueno, respectivamente, resultaram em respostas oscilatórias. Em DOUGLAS *et al.* (1994), a estabilidade foi atingida apenas de-sintonizando uma das malhas (fundo), deixando quase que constante o calor do refeedor. Eles finalizam concluindo que o controle PID pode ser adequado apenas para uma estreita faixa de alta pureza. Perturbações que alterem esta pureza de forma significativa comprometem o desempenho do controlador.

Em AL-ELG e PALZOGLU (1989), foi testado o controle PID utilizando os métodos de sintonia *biggest log modulus tuning* (BLT, sintonia do máximo logaritmo do

módulo) (LUYBEN, 1986) e Ziegler-Nichols (ZN). Após uma análise utilizando *Singular Value* (valor singular) e *Conditional Number* (número condicional), os autores deixam claro que a margem de estabilidade do método BLT é melhor do que a do método ZN. A sintonia BLT é, então, testada em uma simulação rigorosa de uma coluna de alta pureza de água/metanol. Sua resposta apresentou, todavia, oscilações, que só foram eliminadas de-sintonizando o ganho proporcional. Entretanto, vale ressaltar que apesar da de-sintonia melhorar a estabilidade do sistema, ela tem um efeito adverso no seu desempenho (AL-ELG e PALZOGLU, 1989).

Em McDONALD e McAVOC (1987), foram avaliados os ganhos relativos (RGA) de duas simulações de colunas: uma de alta pureza de isobutano/n-butano ($x_D=0,994$ e $x_B=0,0062$) e outra de média pureza de bezeno/tolueno ($x_D=0,98$ e $x_B=0,02$). Em ambas as simulações o índice RGA indicava severa interação entre as malhas de composição de topo e fundo. Neste caso, eles concluíram que as malhas multi-SISO enfrentariam problemas, devido a esta severa interação.

Em LEAR (1992), o controle multi-SISO foi testado para uma simulação de uma fracionadora de propileno, apresentando oscilações inaceitáveis na concentração de propeno no fundo da coluna. Todavia, a estratégia de controle utilizada neste trabalho não parece adequada. Basicamente, a estratégia utilizada pelo autor foi controlar a pressão através da carga do refeedor e a concentração de topo pelo refluxo, não existindo o controle direto da composição de fundo, o que não está de acordo com as recomendações sugeridas por outros autores (veja o item II.5.2).

II.7.1.2. Desacopladores

Os desacopladores são ferramentas que podem ser utilizadas junto ao controle PID, ou outros controladores monovariáveis, para fornecer os seguintes benefícios (SEBORG *et al.*, 1989), através da eliminação da interação:

1. A estabilidade da malha fechada será determinada pela estabilidade das malhas individuais;

2. Mudanças de *set-point* em uma variável controlada não terá efeito nas outras variáveis controladas.

No entanto, a maioria dos trabalhos que defendem o uso do desacopladores tem como premissa que a interação é indesejável (LUYBEN, 1990). Isto é verdade para perturbações de *set-point* (LUYBEN, 1990). No entanto, na maioria das aplicações de controle de processos, o problema não é resposta a mudanças de *set-point*, mas respostas a mudanças na carga (LUYBEN, 1990, e STEPHANOPOULOS, 1984). Interações, portanto não são necessariamente ruins e, na verdade, em alguns processos elas ajudam na rejeição dos efeitos de perturbação de carga (LUYBEN, 1990).

Já que o acoplamento pode degradar a capacidade do sistema de rejeição à perturbações, o seu uso não é recomendado, exceto naqueles casos em que mudanças de *set-point* são as maiores perturbações (LUYBEN, 1990). Além disso, SEBORG *et al.* (1989) afirmam que se o processo a ser controlado é altamente não linear ou tem dinâmica variante no tempo, o desempenho de desacopladores padrão pode ser inferior àquele obtido usando controladores PID convencionais de múltiplas malhas.

Um dos únicos exemplos de aplicação de desacopladores em colunas de alta pureza disponíveis na literatura é o trabalho de LEAR (1992), que confirma, de certa forma, a discussão anterior. Ele utiliza um desacoplador que considera o efeito do refeedor na malha de topo. Os resultados, no entanto, mostram que nenhuma melhoria foi obtida com a utilização do desacoplamento.

II.7.1.3. MPC Linear

O termo genérico “Controle Preditivo com Modelo” ou apenas controle preditivo tem sido usado para descrever uma classe de técnicas de controle onde a utilização direta de um modelo dinâmico está presente. Esta classe de técnicas inclui vários algoritmos lineares, como o DMC, o MAC (*Model Algorithmic Control*, controle algorítmico com modelos), o GPC, entre outros (DECHECHI, 1996). A seguir, são descritos e discutidos os

desempenhos destes algoritmos de controle quando aplicados a colunas de destilação de alta pureza e superfracionadoras, de acordo com o reportado na literatura aberta.

II.7.1.3.1. DMC

HARPULA *et al.* (1993), GILMORE *et al.* (1992) e ANDERSSON *et al.* (1990) aplicaram com sucesso o controlador DMC linear em superfracionadoras industriais. As plantas envolvidas foram: Mitsubishi Petrochemical Co. (HARPULA *et al.*, 1993), Altona Petroquímica Co. (GILMORE *et al.*, 1992) e Statoil's Stenungsund Ethylene (ANDERSSON *et al.*, 1990). Como resultado de suas experiências, os autores relatam que o controle foi capaz de manter a especificação do produto e maximizar a sua recuperação. No entanto, não é discutida nos artigos a questão da não linearidade do sistema, tema sempre presente no restante da literatura, nem mencionada a utilização de qualquer índice de desempenho (por exemplo, IAE) para medir o comportamento dos controladores, não sendo feita também nenhuma comparação com outros algoritmos.

Em GEORGIU *et al.* (1988), os autores demonstram que o desempenho do controle DMC vai decrescendo à medida em que a pureza da coluna vai aumentando, partindo de purezas moderadas para altas, ao ponto de tornar-se pior que o controle convencional PI (Proporcional Integral).

MALIK (1988) afirma em seu estudo que o DMC aplicado na fracionadora de etileno na refinaria de Polysar não foi robusto o suficiente para rejeitar as mudanças na composição da carga. As restrições do processo limitaram as ações do algoritmo de controle. A versão do algoritmo DMC utilizada não considerava explicitamente as restrições.

Uma questão pertinente a ser discutida na aplicação de algoritmos de controle linear para o controle de superfracionadoras é a não linearidade (ou assimetria) de suas respostas, resultante do seu comportamento tipicamente não linear. Este fenômeno coloca um dilema para a escolha da resposta degrau (ou modelo linear) mais apropriada para descrever o processo em um algoritmo de controle MPC (McDONALD e McAVOC, 1987). CHANG *et al.* (1992) utilizam o conceito de modelo de convolução médio para o controle DMC. O modelo de convolução é obtido pela média aritmética de respostas degraus em

vários pontos de operação (diferentes graus de pureza) predefinidos, realizando-se perturbações de 0,01% nas variáveis manipuladas. CHANG *et al.* (1992) comparam o desempenho deste modelo em perturbações do tipo servo com o controle DMC com um modelo único, o DMC com variável transformada e o NLDMC (Non Linear DMC, DMC não linear). Utilizando o critério IAE para medir o desempenho dos controladores, CHANG *et al.* (1992) observaram que o DMC com o modelo médio apresentou uma grande melhora em relação ao DMC com um modelo único, aproximando-se do desempenho do NLDMC.

II.7.1.3.2. GPC

O desempenho do algoritmo de controle GPC com restrição (utilizando SVD, *Singular Value Decomposition*, decomposição baseada em valores singulares, como ferramenta para a resolução do problema de otimização) foi testado por WILKINSON *et al.* (1991) em duas colunas de alta pureza: um sistema de benzendo/tolueno (WILKINSON, 1990) e um sistema não definido, denominado por coluna A (SKOGESTAD, 1987). O desempenho do controle GPC com restrições nas variáveis de entrada realizada por um simples *clipping* (grampo) foi, segundo seus autores, claramente inaceitável, conforme comentado anteriormente: o sinal de controle saturou, o desacoplamento foi ruim e o controle mal condicionado. Um resultado melhor só foi obtido aumentando o fator de supressão. Em outra etapa, as restrições de controle foram levadas em consideração de forma explícita na minimização da função custo. Nesse caso, observou-se uma resposta superior à anterior. Os autores utilizaram o SVA (*Singular Value Analysis*, análise do valor singular) para ajustar o horizonte de controle e o fator de supressão, separadamente, para aumentar a robustez do controle. Os ajustes, como eram esperados, resultaram em respostas mais lentas comparadas com a sintonia sem o SVA. Contudo, foi observado, durante os testes de desempenho, que as oscilações presentes nas variáveis manipuladas, desapareceram com a utilização do SVA. O efeito da utilização do SVA no aumento de robustez é maior no horizonte de controle do que no fator de supressão.

II.7.1.3.3. Outros

Em STEWART (1988), a aplicação do LMBC em uma fracionadora comercial de etileno é descrita. Detalhes do algoritmo LMBC não estão presentes no artigo. O modelo dinâmico do processo foi obtido através de testes do tipo *Pseudo-Random Binary Noise* (PRBN, ruído binário pseudo-aleatório), que, segundo STEWART (1988), tem a vantagem de não necessitar que a planta se mantenha nem alcance o estado estacionário durante o teste. Os resultados mostram que oscilações, que estavam presentes anteriormente à implementação do LMBC, foram eliminadas, tais como na temperatura do prato de controle, na concentração de etano e na corrente do fluido do refeedor. Além disso, segundo o autor, os controles de topo e fundo tornaram-se desacoplados com a utilização de um esquema antecipativo (*feed-forward*) para rejeição de perturbações.

De acordo com VAN DIJK *et al.* (1994), o SMOC II (*Shell Multivariable Optimising Control* segunda versão) é um controlador multivariável largamente aplicado na Shell, cujos detalhes do algoritmo podem ser encontrados em VAN WIJK e POPE (1992). Este controlador está baseado na matriz da resposta degrau, igualmente ao DMC, e contempla as restrições do processo de forma explícita. O SMOC II foi testado em uma simulação de uma fracionadora de propileno de 160 pratos e seu desempenho foi comparado com o PID. Foram realizadas dois tipos de perturbações: degrau na vazão de carga e degrau na composição da carga. O SMOC II demonstrou, em ambas as perturbações, ser superior ao controle PID, sendo que o PID, na perturbação da composição da carga, apresentou *over-shoot* (sobre-elevação) significativo nas composições de topo e fundo. Vale acrescentar que a estratégia utilizada, (D,V), é uma estratégia de balanço de massa genericamente aconselhada para colunas com alto refluxo, apesar de, no caso específico de fracionadoras de propileno, não ser a mais aconselhada por outros autores.

II.7.2. Controle Não Linear

Na última década, o número de técnicas de controle que são baseadas na concepção de não linearidade tem experimentado um aumento significativo (ALLGÖWER *et al.*, 1997). Progressos na teoria de controle não linear, combinado com os avanços de *hardware* (equipamentos) permitem que essas estratégias não lineares sejam implementadas com

sucesso nos processos químicos (ALLGÖWER *et al.*, 1997). Neste caso, o desenvolvimento de modelos não lineares é uma parte extremamente importante das estratégias de controle baseadas em modelos não lineares (BEQUETTE, 1991), existindo uma demanda para o desenvolvimento de técnicas de modelagem que sejam fáceis do ponto de vista prático e capazes de capturar o comportamento não linear dos processos, para que possam ser aplicadas no projeto destes controladores não lineares (BALASUBRAMHANYA e DOYLE, 1997).

II.7.2.1. Função Transformada

A criação de uma variável transformada, em função da variável medida, é uma abordagem simples que visa criar uma relação linear entre a variável de entrada e variável de saída controlada (EMBIRUÇU, 1993). Esta transformação não requer maior esforço computacional, sendo uma vantagem sobre os controladores não lineares do tipo *gain scheduling* (ganho programado) ou adaptativo (GEORGIU *et al.*, 1988). BEQUETTE (1991) cita como desvantagem desta abordagem o fato de o controle destas variáveis transformadas não assegurar necessariamente o controle rígido, livre de *off-set* (desvio permanente), das variáveis originais, que são as que de fato interessam.

O uso da função logaritmo na composição de saída de colunas de destilação funciona efetivamente sobre uma faixa mais larga de condições operacionais (EMBIRUÇU, 1993). Na literatura relativa ao controle de colunas de alta pureza podem ser encontradas diferentes funções logarítmicas para diferentes processos de destilação (GEORGIU *et al.*, 1988 e GOKHALE *et al.*, 1995). As funções transformadas são aproximações empíricas sugeridas por análise de equações fundamentais. A base teórica das funções transformadas pode ser encontrada no trabalho de KOUNG e HARRIS (1987).

GOKHALE *et al.* (1995) aplicam a função transformada na composição de topo de uma fracionadora de propileno em um controle tipo PI e obtêm resultados equivalentes aos obtidos com o controle PI convencional. O mesmo resultado é obtido por GEORGIU *et al.* (1988) para uma perturbação na composição de entrada (problema regulatório). Já para o problema servo, no estudo realizado por GEORGIU *et al.* (1988), o controle PI com a função transformação apresentou um desempenho superior ao convencional.

McDONALD (1985), utilizando o DMC, considerou diversos tipos de transformações não lineares aplicadas à composição, concluindo que o ganho destas abordagens foi marginal em relação ao DMC padrão. Ao contrário, nos estudos de GEORGIU *et al.* (1988), ANDERSSON *et al.* (1990) e GOKHALE *et al.* (1995), a função transformada no controle DMC foi bem sucedida. GEORGIU *et al.* (1988) mostram a superioridade de desempenho do controle DMC com a função transformada sobre o DMC padrão em uma coluna de alta pureza (1000 ppm). A mesma função transformada foi aplicada também para colunas de altíssima pureza, 10 ppm. Neste caso, porém, foi observado que a não linearidade não foi eliminada com a transformação, afetando negativamente o desempenho do controlador.

GEORGIU *et al.* (1988) aplicaram a transformada tanto na composição de topo quanto na de fundo, mesma técnica adotada inicialmente, porém sem sucesso, por ANDERSSON *et al.* (1990) para o controle de uma fracionadora de etileno. ANDERSSON *et al.* (1990), utilizando simulação em estado estacionário, demonstram que a transformação da composição no fundo da fracionadora de etileno é necessária somente para purezas menores que 500 ppm. Como a operação da fracionadora de etileno trabalha com valores superiores a este, o controle foi reformulado para fazer a leitura da composição de fundo sem a transformação não linear.

II.7.2.2. Gain Scheduling (ganhos tabelados)

Nas situações em que o processo encontra-se no estado transiente ou fora do ponto normal de operação (ponto em torno do qual foi identificado o modelo), um modelo linear torna-se impreciso na representação de um sistema não linear (McDONALD e McAVOC, 1987). O *gain scheduling* é uma técnica de controle em que os parâmetros do modelo são atualizados por uma função, predefinida, das variáveis medidas do processo. Desta forma, quando as mudanças no ganho do processo e na constante de tempo podem ser modeladas em função das variáveis medidas (o que se configura em uma forma de modelagem não linear), a técnica de *gain scheduling* pode ser utilizada para compensar estas mudanças do processo durante o seu transiente (McDONALD e McAVOC, 1987). Deve ser notado que o controle *gain scheduling* difere do controle adaptativo, pois seu algoritmo é essencialmente

em malha aberta, não havendo mecanismo de correção para o ajuste do modelo (McDONALD e McAVOC, 1987). Ou seja, enquanto no controle adaptativo o modelo é continuamente adaptado, através de um algoritmo de controle em linha, o *gain scheduling* funciona como se existisse um certo conjunto de modelos pré-definidos, com cada um sendo usado para uma situação específica.

McDONALD (1987) e McDONALD e McAVOC (1987) estudaram o desempenho de diferentes técnicas de *gain scheduling* incorporadas ao DMC. Os autores aplicaram estes esquemas para o controle de colunas de alta pureza, e compararam o desempenho do DMC padrão com o DMC acoplado a estas diferentes técnicas de *gain scheduling* e ainda com o DMC adaptativo. Nestes trabalhos, como foi citado anteriormente, foram realizados estudos de sensibilidade dos sistemas investigados em diferentes pontos de operação, a fim de projetar os esquemas de *gain scheduling*. Os ajustes nos parâmetros dos controladores foram feitos com base no conhecimento dos autores sobre o comportamento do processo (McDONALD, 1987).

Em McDONALD (1987), três técnicas de predição de ganhos *on-line* (em linha) foram testadas:

- modelo estacionário rigoroso, resolvido numericamente;
- modelo estacionário simplificado, resolvido analiticamente;
- um modelo estacionário empírico.

Detalhes destas técnicas estão descritas em McDONALD (1987) e McDONALD (1985). Tanto em problemas do tipo servo (composição de fundo) quanto em problemas reguladores (composição da corrente de entrada), o *gain scheduling* utilizando o modelo rigoroso mostrou ser superior às demais técnicas *gain scheduling*, e as técnicas que utilizaram os modelos analíticos e empíricos apresentaram uma suave melhora em relação ao DMC padrão e ao adaptativo. O controle adaptativo mostrou um fraco desempenho para o controle regulatório (rejeição a perturbações). McDONALD (1987) ilustra a evolução temporal dos ajustes dos parâmetros dos diversos controladores, revelando que o *gain*

scheduling é um algoritmo mais rápido na atualização dos parâmetros do controlador do que o controle adaptativo, o que justifica o melhor desempenho do primeiro.

McDONALD e McAVOC (1987) avaliaram o desempenho de controladores DMC com *gain scheduling*, utilizando um modelo estacionário empírico, para quatro diferentes formas de ajuste dos parâmetros do modelo e do controlador:

- ajuste do ganho por compensação *one-way* (um sentido), que consiste em atualizar o ganho do controlador apenas quando o ganho calculado pelo modelo empírico for menor que o ganho no estado estacionário de referência;
- ajuste do ganho por compensação *two-way* (dois sentidos), que consiste em atualizar o ganho do controlador quando o ganho calculado pelo modelo empírico for menor ou maior que o ganho no estado estacionário de referência;
- ajuste do ganho e da constante de tempo por compensação *one-way*;
- ajuste do ganho e da constante de tempo por compensação *one-way*.

Detalhes de cada um dos casos acima podem ser encontrados em McDONALD e McAVOC (1987). Como principais conclusões, eles apontam que a compensação *one-way* parece ser mais promissora. Uma importante consideração é que quando é feito apenas o ajuste de ganho, não se requer a inversão de matrizes, ou seja, o esforço computacional é mínimo. McDONALD (1987) ressalta ainda que o número de parâmetros a ser estimado a cada interação é reduzido substancialmente, se for assumido um modelo de primeira ordem.

TRENTACAPILLI *et al.* (1997) apresentam uma técnica simples de *gain scheduling*, na qual os coeficientes do modelo de convolução são obtidos através de uma regra de três (variação linear) com a variável medida. Esta técnica foi implementada no algoritmo de controle DMC. Quando comparado com o DMC padrão, as melhoras observadas foram uma aproximação mais rápida ao estado estacionário e a redução de oscilações no sistema. Os autores sugerem ainda alguns aperfeiçoamentos, como a possibilidade de uma interpolação não linear da variável medida, opção que pode ser escolhida a depender da não linearidade do sistema, e a extensão do procedimento para

utilizar mais de uma variável de saída no cálculo do *gain scheduling* (por exemplo, composições do destilado e do produto de fundo), ao invés de apenas uma, como descrito anteriormente.

II.7.2.3. Adaptativo

Quando comparado com as técnicas de *gain scheduling*, é possível dizer que o controle adaptativo é um algoritmo mais empírico, na medida em que, nesta técnica, não requer um conhecimento extensivo do processo durante o ajuste dos parâmetros (McDONALD, 1987). Em geral, o controle adaptativo é aplicado em situações em que o processo varia de forma lenta (McDONALD, 1987).

Em controle adaptativo, os coeficientes do modelo são assumidos variantes no tempo e são estimados em linha (EMBIRUÇU, 1993). Conceitualmente, o controle adaptativo consiste em combinar uma técnica de controle com uma técnica de estimação de parâmetros (EMBIRUÇU, 1993). A maioria das técnicas de identificação pode ser aplicada à adaptação, tais como o método de mínimos quadrados e o método da variável instrumental, sendo a abordagem dos mínimos quadrados a mais largamente utilizada (SEBORG *et al.*, 1986).

Em McDONALD e McAVOC (1987), como foi discutido anteriormente, foram aplicadas técnicas de controle adaptativo no algoritmo DMC, para o controle de colunas de alta pureza. Segundo McDONALD (1987), o fraco desempenho do controle adaptativo é justificado pelo retardo no ajuste dos parâmetros do controlador, de modo a refletir a nova condição operacional da coluna.

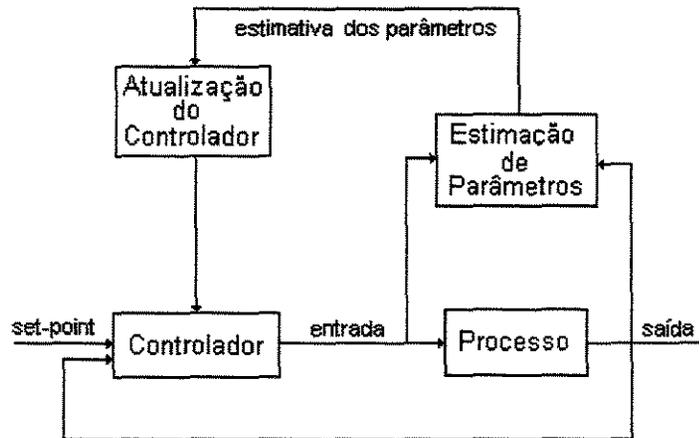


Figura II.6: Configuração de controle adaptativo

II.7.2.4. NLMPC

Os controladores classificados como NLMPC (*NonLinear Model Predictive Control*, controle preditivo baseado em modelos não lineares) foram divididos em: controle PMBC (*Process Model Based Control*, controle baseado no modelo do processo) e Outros. O PMBC foi destacado pelo número de trabalhos realizados com este controlador.

II.7.2.4.1 PMBC

MALIK (1988), SINHA e RIGGS (1989), DOUGLAS *et al.* (1994), RAMCHANDRAN e RHINEHART (1995) e GOKHALE *et al.* (1995) aplicaram o PMBC em colunas de alta pureza. O PMBC utiliza a lei de controle GMC (*Generic Model Control*, controle por modelo genérico) de LEE e SULLIVAN (1988) com uma equação representativa do estado estacionário. Em SINHA e RIGGS (1989), pode-se encontrar uma descrição detalhada do PMBC. Nessa abordagem, o comportamento dinâmico é assumido de primeira ordem, enquanto a modelagem estacionária é não linear. Como justificativa da aproximação do comportamento dinâmico por um modelo linear, SINHA e RIGGS (1989) citam que, para alguns casos, incluindo colunas de destilação, a descrição precisa do estado estacionário é mais importante do que a descrição detalhada da dinâmica para os propósitos de controle.

Em MALIK (1988), seu autor discute sobre dois métodos de PMBC: Smith-Brinkley (SB) e Jafarey-Douglas-McAvoy (JDM). Eles diferem quanto ao modelo estático adotado: o SB utiliza um modelo que relaciona a recuperação de cada componente com o número de pratos teóricos, razão de vapor e líquido nas seções de retificação e *stripping* (região inferior ao prato de carga da coluna) da coluna e o número de pratos na seção de *stripping*; e o JMC é um modelo analítico que relaciona composição a refluxo e vapor do refeedor. Detalhes do método SB podem ser encontrados em SULLIVAN (1988) e LEE e SULLIVAN (1988) e do método JDM em MALIK (1988). MALIK (1988) conclui que não há significativas diferenças entre as predições dos dois modelos. O método JDM foi aplicado com sucesso em uma fracionadora de propileno da unidade do complexo petroquímico de Polysar (Corunna), apresentado bom desempenho para perturbações do tipo servo e rejeição a perturbações na vazão e na composição da carga.

SINHA e RIGGS (1989) aplicaram o método SB em uma simulação de uma coluna de alta pureza, e o controle mostraram rápida rejeição às perturbações. O caso em estudo não representava nenhuma coluna industrial particular. Porém, eles salientam que as condições de alta pureza, tanto para a corrente de fundo quanto para a corrente de topo (100 ppm), e de alta volatilidade relativa tornam o caso mais sensível do que as colunas industriais de alta pureza.

RAMCHANDRAN e RHINEHART (1995) comparam o PMBC com um modelo do tipo ANN (*Artificial Neural Networks*, redes neuronais artificiais) com o controle PI em conjunto com um esquema *feedforward* em colunas de metanol/água. O desempenho do controle PMBC com o modelo ANN foi superior ao controle PI. Para efeito de comparação, os desempenhos foram medidos utilizando o ISE (*Integral Square Error*, integral do erro quadrático), o IAE (*Integral Absolute Error*, integral do erro absoluto) e o VT (*Valve Travel*, função que penaliza a quantidade de movimento das válvulas). De acordo com os autores, o PMBC mostrou habilidade para “entender” as mudanças no ganho do processo, e refleti-las na ação na variável manipulada. O controle PI teve bom desempenho nos testes de mudança tipo servo, mas apresentou um desempenho deficiente em perturbações do tipo regulatória.

GOKHALE *et al.* (1995) comparam o desempenho dos controles PI e DMC (com função transformada) com o PMBC. Além disso, são comparados o PMBC que utiliza o

modelo estacionário com ANN com o PMBC que utiliza o modelo estacionário rigoroso (balanços prato a prato). Para esta última comparação, o modelo ANN mostrou-se suavemente superior para o controle de composição de topo e mais lento para a composição de fundo. Em geral, para os testes tipo servo (composição de topo) e regulatório (composição da corrente de entrada) realizados para comparar os controles PMBC, PI e DMC, GOKHALE *et al.* (1995) concluíram que os desempenhos dos controles multivariáveis foram melhores do que o do controle PI, mas não muito superiores. Uma melhora significativa no desempenho dos controles multivariáveis em relação ao PI pode ser observada no teste em que a composição da corrente de alimentação sofria uma variação periódica. Neste caso, o controle PMBC mostrou-se mais rápido no controle da composição de fundo do que o controle DMC. Além disso, o controlador PMBC demonstrou uma manipulação mais suave da variável manipulada.

II.7.2.4.2 Outros

KULHARNI (1995) aplica o controle GMC em uma simulação de uma coluna de alta pureza de xileno/tolueno com um modelo estacionário perfeito (isto é, o modelo estacionário utilizado no controlador coincide exatamente com a parte estacionária do modelo dinâmico utilizado para simular a coluna) e conclui que o desempenho do controle GMC é pior do que o desempenho de um controle PI diagonal. Este resultado, portanto, nega a afirmação de SINHA e RIGGS (1989), segunda a qual a descrição do estado estacionário é mais importante do que a descrição da dinâmica para propósitos de controle. Também em sentido contrário a SINHA e RIGGS (1989), RANGARATNAM e RIGGS (1998), sugerem que deve ser considerada a não linearidade tanto do estado estacionário quanto da dinâmica.

RANGARATNAM e RIGGS (1998) utilizam uma extensão do modelo de Hammerstein para a modelagem dinâmica do problema. Este modelo dinâmico leva em consideração o fato de que a magnitude da variável manipulada afeta a constante de tempo do processo. O modelo utilizado para descrever o estado estacionário é um modelo de rede neuronal. Estes autores comparam o desempenho do controlador NLMPC (*NonLinear Model Predictive Control*, controle preditivo baseado em modelos não lineares) com os

controladores PI e DMC em uma simulação de uma fracionadora de propileno. Como resultado, o controle NLMPC demonstrou ser mais suave e com menor efeito de interação entre o controle de fundo e topo.

II.7.3. Aplicações Industriais

De acordo com o exposto nos itens anteriores, é possível observar que, do ponto de vista da utilização de controle multivariável, os algoritmos que tiveram aplicações industriais no sistema em estudo foram:

- DMC (*Dynamic Matrix Control*, controle por matriz dinâmica) em Altona Petroquímica Co., Statoil's Stenungsund e Mitsubishi Petroquímica Co.;
- LMBC (*Linear Model Based Control*, controle linear baseado em modelos), não foi citada o nome da empresa onde foi aplicado o controle;
- GMC (*Generic Model Control*, controle genérico baseado em modelos) no Complexo Petroquímico em Polysar e na Shell-Canada;
- PMBC (*Process Model Based Control*, controle baseado no modelo do processo) no complexo petroquímico de Polysar (Corunna).

II.8. Conclusões

Neste capítulo foram discutidos os principais aspectos relacionados ao controle de colunas de destilação de alta pureza e superfracionadoras. Os itens discutidos refletem basicamente as etapas encontradas em um projeto de controle:

- análise das principais características do processo sob o ponto de vista de controle;
- definição do objetivo de controle;
- levantamento de restrições do processo;
- análise de estruturas de controle;
- estudo de algoritmos de controle.

A importância de cada item no desempenho do controle está explicitamente demonstrado neste capítulo. O bom desempenho do controle não está relacionado apenas com a sofisticação do seu algoritmo de controle, mas, em muito, ao bom entendimento do processo.

Como pôde-se verificar, as colunas de alta pureza e superfracionadoras são sistemas com alto grau de acoplamento e não linearidade, além de apresentarem uma dinâmica complexa. Essas características são de grande impacto no desempenho de um sistema de controle.

Os objetivos e restrições encontrados nas colunas de alta pureza e superfracionadoras são os mesmos das colunas de destilação de um modo geral, com exceção do controle de nível das superfracionadoras. Como foi salientado, em virtude da alta razão de refluxo destas colunas, deve-se dar atenção especial para o controle de nível.

A estratégia de controle é, sem dúvida, um dos itens mais importantes em um projeto de controle. A estratégia a ser adotada deve considerar a suscetibilidade da configuração para acoplamento, sensibilidade da configuração para perturbações e rapidez da coluna para responder a mudanças nas variáveis manipuladas da configuração. Estão ilustradas, neste capítulo, algumas experiências a respeito de diferentes estratégias em diferentes sistemas,

além de regras práticas fruto dos estudos realizados. Nota-se que para a fracionadora de propileno, caso de estudo desta tese, a estratégia de controle mais utilizada e de melhor desempenho é a (L,B) (na qual L significa refluxo e B corrente de fundo).

Em relação aos algoritmos de controle, os controladores lineares continuam sendo os mais utilizados industrialmente para o controle de superfracionadoras e colunas de alta pureza. Entretanto, seu bom desempenho está limitado a uma estreita faixa de condições de trabalho. O algoritmo PID, especificamente, está sujeito a operar o sistema de forma sub-otimizada, sob pena de provocar oscilações indesejáveis no sistema. Os algoritmos multivariáveis lineares, de forma geral, têm um desempenho aceitável, principalmente quando comparados com o controle PID. Experiências com aplicações industriais demonstram grande aceitação por esses algoritmos. As técnicas de controle não lineares, geralmente, aumentam o desempenho do sistema de controle nesses sistemas.

Referências Bibliográficas

- AL-ELG, A. H. e PALZOGLU, A., "Modeling and Control of High-Purity Double-Effect Distillation Column", *Computers Chem. Engng.*, vol. 13, nº 10, pag. 1183-1187, (1989);
- ALSOP, A. e EDGAR, T. F., "Nonlinear Control of High-Purity Distillation Columns by the Use of Partially Linearized Control Variables", *AIChE Spring National Meeting*, área 10b (Distillation Tower Control)), Houston, Texas, EUA, (1987);
- ANDERSSON, B. O., GERSTLE, J. G. e HOKANSON, D. A., "Multivaivable Control of a C₂ Splitter", *AIChE Annual Meeting*, Chicago, Illinois, EUA, novembro, (1990);
- BALASUBRAMHANYA, L. S. e DOYLE, F. J. III, "Nonlinear Control of a High-Purity Distillation Column Using a Traveling-Wave Model", *AIChE Journal*, vol. 43, nº 3, (1997);
- BEQUETTE, B. W., "Nonlinear Control of Chemical Processes: A Review", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 30, nº 7, pag. 1391-1413, (1991);
- CHANG, C. M., WANG, S. J. e Yu, S. W., "Improved DMC Design for Nonlinear Process Control", *AIChE Journal*, vol. 38, nº 4, (1992);
- DECHECHI, E.C., "Controle DMC de um Processo de Fermentação Alcoólica Contínua em Escala Industrial", Tese de Mestrado, *UNICAMP*, Campinas, São Paulo, Brasil, (1996);
- DOUGLAS, P. L., FOUNTAIN, P. S., SULLIVAN, G. R. e ZHOU, W., "Model Based Control of a High Purity Distillation Column"; *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 72, pag. 1055-1065, (1994);
- EMBIRUÇU, M., "Controles de Processos Não Lineares", Tese de Mestrado, *COPPE/UF RJ*, Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil (1993);
- FUENTES, C. e LUYBEN, W. L., "Control of High-Purity Distillation Columns", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 22, pag. 381, (1983);

- GARCIA, C. E., "Quadratic Dynamic Matrix Control of Nonlinear Processes. An Application to a Batch Reaction Process", *AIChE Annual Meeting*, San Francisco, California, EUA, (1984);
- GARCIA, C. E. e PRETT, D. M., "Design Methodology Based on the Fundamental Control Problem Formulation", *The Shell Process Control Workshop* (editores PRETT, D. M. e MORARI, M.), Butterworth Publishers, Stneham, MA, EUA, pag 3-25, (1987);
- GARCIA, C. E., PRETT, D. M. e MORARI, M., "Model Predictive Control: Theory and Practice – a Survey", *Automatica*, vol. 25, pag. 335-348, (1989);
- GEORGIOU, A., GEORGAKIS, C. e LUYBEN, W. L., "Nonlinear Dynamic Matrix Control for High-Purity Distillation Columns", *AIChE Journal*, vol. 34, nº 8, pag. 1287-1298, (1988);
- GOKHALE, V., HUROWITZ, S. e RIGGS, J. B., "A Comparison of Advanced Distillation Control Techniques for a Propylene/propane Splitter", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 34, nº 12, pag. 4413-4419, (1995);
- HARPULA, J., SCALA, J., NAKAGAWA, K., SHIBATA, M., "Multivariable Control of the Ethylene and Propylene Fractionator at Mitsubishi Petrochemical CO.", *AIChE Spring National Meeting*, (1993);
- HUROWITZ, S. E., ANDERSON, J. J. e RIGGS, J. B., "Control of High Purity Distillation Columns", *Proceeds of Control '97*, Sydney, Austrália, (1997);
- KISTER, H. Z., "Distillation Operation", *McGraw-Hill*, Nova York, (1990);
- KOUNG, C. W. e HARRIS, T. J., "Analysis and Control of High-Purity Distillation Columns Using Nonlinearly Transformed Composition Measurements", *Canadian Engin. Centennial Conf.*, Montreal, Canadá, (1987);
- KULKARNI, S., "Simulation and Control of a Binary Vacuum Distillation Column", Tese de Mestrado, *Texas Tech University*, Lubbock, Texas, EUA, (1995);
- LEAR, J. B., "Achieving Economic Benefits Though Advanced Control: Distillation", National Conference Publication – Institution of Engineers, nº 92, parte 15, publicado por IE Aust, Barton, Austrália, (1992);

- LEE, P.L. e SULLIVAN, G. R., "Generic Model Control (GMC)", *Computers and Chemical Engineering*, vol. 12, nº 6, pag. 573, (1988);
- LUYBEN, W. L., "Simple Method for Turning SISO Controllers in Multivariable Systems", *Ind. Engng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 25, pag. 654, (1986);
- MALIK, S. A., "Model-Based Dual Composition Control of an Industrial Propylene Splitter", *IFAC Model Based Process Control*, Georgia, EUA, pag. 55-61, (1988);
- McCUNE, L. C. e GALLIER, P. W., "Digital Simulation: A Tool for Analysis and Design of Distillation Column", *ISA Trans.*, vol. 12, nº 3, pag. 193, (1973);
- McCDONALD, K. A., "Performance Comparison of Methods for On-Line Updating of Process Models for High Purity Distillation Control", *AIChE Spring Meeting*, Houston, TX, EUA, (1987);
- McDONALD, K. A., Tese de PhD, *University of Maryland*, EUA, (1985);
- McDONALD, K. A. e McAVOC, T. J., "Application of Dynamic Matrix Control to Moderate and High- Purity Distillation Towers", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 26, nº 5, pag. 1011-1018, (1987);
- MORARI, J. C., "Three Critiques of Process Control Revisited a Decade Later", *The Shell Process Control Workshop* (editores PRETT, D. M. e MORARI, M.), Butterworth Publishers, Stoneham, MA, EUA, pag 3-25, (1987);
- RAMCHANDRAN, S. e RHINEHART, R. R., "A Very Simple Structure for Neural Network Control of Distillation", *J. Proc. Cont.*, vol. 5, nº 2, pag. 115-128, (1995);
- RANGARATNAM, B. e RIGGS, J. B., "A Novel Hammerstein Model Applied for High Purity Distillation Control", *IFAC-DyCORD*, pag. 473-476, (1998);
- RIGGS, J. B., "Improve Distillation Column Control", *Chemical Engineering Process*, outubro, pag. 31-47, (1998);
- SEBORG, D. E., EDGAR, T. F. e MELLICHAMP, D. A., "Process Dynamic and Control", John Wiley & Sons, Cingapura, (1989);
- SEBORG, D. E., EDGAR, T. F. e SHAH, S. L., "Adaptive Control Strategies for Process Control", John Wiley & Sons, Cingapura, (1989);

- SHINSKEY, F. G., "Distillation Control", 2^a ed., *McGraw-Hill*, Nova York, (1984);
- SINHA, R. e RIGGS, J. B., "High-Purity Distillation Control Using Nonlinear Process Model-Based Control", *Advances in Instrumentation*, vol. 44, parte 2, ISA Services Inc., Research Triangle Pk, NC, EUA, pag. 765-772, (1989);
- SKOGESTAD, S., "Studies into Robust Control of Distillation Column", Tese de Doutorado, *Caltech*, EUA, (1987);
- SKOGESTAD, S. e MORARI, M., "Control of Ill- Conditioned Plants: High Purity Distillation", *AIChE Annual Meeting*, artigo 1064, Miami, Florida, EUA, (1986);
- STATHAKI, A., MILLICHAMP, D. A. e SEBORG, D. E., "Dynamic Simulation of a Multicomponent Column with Asymmetric Dynamics", *Can. J. of Chem. Eng.*, 63, pag. 510-518, (1985);
- STEPHANOPOULOS, G., "Chemical Processes Control – An Introduction to Theory and Practice", Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, E.U.A, (1984);
- STEWART, W. B. Jr., "Advanced Computer Control Aids Ethylene/Ethane Splitter Column Operation", *Oil & Gas Journal*, março, (1988);
- SULLIVAN, G., "Selection Techniques for Process Model Based Controllers", *AIChE Meeting*, (1988);
- TAKAMATSU, T., HASHIMOTO, I. e HASHIMOTO, Y., "Selection of Manipulated Variable to Minimize Interactions in Multivariable Control of Distillation Column", *Int. Chem. Eng.*, vol. 27, n^o 4, pag. 669-677, (1987);
- TRENTACAPILLI, M., SEMINO, D. e BRAMBILLA, A., "High-Purity Distillation Control: Some Issues Regarding the Application of Multivariable Control", *Institution of Chemical Engineers Symposium Series*, n^o 142, parte 1, pag. 313-322, (1997);
- TRIERWEILER, J. O., "Desenvolvimento de um Sistema Especialista em Controle de Colunas de Destilação", Tese de Mestrado, *COPPE/UFRJ*, Rio de Janeiro, RJ, BR, (1991);
- VAN DIJK, J. F. M., DE WOLF, S., POSTMA, R., ZULLO, L.C., GUENIN, M. e GUSTAFSON, P.H., "Integrated Process and Process Control Design of a PP-splitter Using Dynamic Flowsheet Simulation and Shell Multivariable Optimizing Control",

IFAC Workshop on Integration and Process Design and Control, Baltimore, Maryland, EUA, (1994);

VAN WIJK, R. A. e POPE, M. R., “Advanced Process Control and On-line Optimization in Shell Refineries”, *Computers and Chemical Engineering*, 16S, pag. S66-S80, (1992);

WILKINSON, D. J., “High Performance Distillation Control”, Tese de Doutorado, *University of Newcastle Upon Tyne*, UK, EUA, (1990);

WILKINSON, D. J., THAM, M. T. e MORRIS, A. J., “High Performance Distillation – Case Studies in Constrained Predictive Control”, *IFAC Advanced Control of Chemical Processes*, Toulouse, França, (1991).

CAPÍTULO III

Capítulo III. Fracionadoras de Propileno e Descrição Operacional da Coluna Investigada

Resumo

Neste capítulo são discutidos tópicos relacionados com o estudo de caso desta tese, uma das fracionadoras de propileno da COPENE Petroquímica do Nordeste. Noções básicas de petroquímica, situando a fracionadora de propileno neste processo, é o primeiro tema em discussão. Na seção seguinte, é realizado uma breve apresentação do produto principal da fracionadora, o propileno de alta pureza, e discussão econômica do mesmo, mostrando sua importância no cenário mundial. Por fim, é realizado um profundo estudo da fracionadora de propileno, explorando suas características no âmbito de controle de processo.

Palavras-chave

Processos Petroquímicos, Fracionadoras de Propileno, Controle

III.1. Introdução

O caso de estudo desta tese é uma das fracionadoras de propileno instalada na COPENE Petroquímica do Nordeste localizada em Camaçari/BA. A COPENE possui duas fracionadoras de propileno de grande porte em sua unidade. Segundo pesquisa realizada pela PARPINELLI TECNON - ATEC (1999), a região de Camaçari (sendo a COPENE a única produtora de propileno da região) está entre as nove maiores produtoras de propileno do mundo.

Este capítulo foi didaticamente elaborado de forma a, primeiramente, situar o estudo de caso no processo onde ele está inserido e conhecer os jargões e a história das petroquímicas. Alguns conceitos são apresentados para o entendimento de um petroquímica e a forma como ela é organizada.

A importância da fracionadora pode ser medida pelo grau de consumo do seu produto principal, propeno de alta pureza. Desta forma, são mostradas também as grandezas que dimensionam a importância do propeno no mercado mundial.

Por fim, discuti-se o caso de estudo. O conhecimento prévio do processo é a primeira etapa no procedimento de configuração de malhas de controle. Neste capítulo, são identificados as variáveis manipuladas, as especificações dos produtos, os distúrbios que afetam o processo e as restrições às quais o processo está sujeito. O objetivo do controle também é definido nesta etapa.

III.2. Processos e Produtos da Indústria Petroquímica

Este item está baseado na trabalho de COSTA (1984). O objetivo dele é situar a fracionadora de propileno no ambiente dos processos petroquímicos.

III.2.1. Noções Gerais

Os produtos petroquímicos são compostos químicos obtidos direta ou indiretamente a partir dos hidrocarbonetos do petróleo ou do gás natural e de seus derivados. Os denominados produtos petroquímicos básicos são os derivados do gás natural e algumas frações de hidrocarbonetos originados do processamento do petróleo nas refinarias e de óleo de xisto. Alguns desses produtos petroquímicos básicos podem, também, ser obtidos de outras fontes como, por exemplo, do carvão mineral (carboquímica) ou do etanol oriundo da fermentação alcoólica (álcool-química).

As substâncias obtidas pela indústria petroquímica estão incorporadas a uma infinidade de produtos que hoje fazem parte do dia-a-dia das pessoas, tais como: pneus, câmaras de ar, peças e acessórios para veículos, componentes para computadores, medicamentos, esculturas, cosméticos, fibras para tecidos, telefones, capacetes, embalagens, brinquedos, detergentes, corantes, dentre muitos outros.

As matérias-primas convencionais para a indústria petroquímica são o gás natural e as frações dele recuperadas, nafta, gasóleo, gases residuais de refinaria e os resíduos líquidos provenientes do processamento do petróleo ou óleo de xisto.

A indústria petroquímica é conhecida através de três segmentos:

Indústrias de 1ª geração: utilizam matérias-primas provenientes do petróleo, principalmente nafta ou gás natural, e as transformam em produtos petroquímicos básicos. Essas indústrias são comumente chamadas de centrais de matérias-primas.

Indústrias de 2ª geração: a partir dos produtos petroquímicos básicos geram produtos intermediários como caprolactama para nylon, di-isocianato de tolueno para poliuretanas, tereftalato de dimetila para poliéster, etc., e produtos finais como polietileno, poliestireno, borrachas sintéticas, polipropileno, policloreto de vinila (PVC, *Poly Vinyl Chloride*), etc.

Indústrias de 3ª geração: partindo dos produtos intermediários e finais confeccionam artigos para o público consumidor.

Diferentes formas de obtenção comercial de petroquímicos básicos olefinicos são discutidas na literatura, como por exemplo: desproporção de propeno, hidropirólise, pirólise milisegundos e pirólise de hidrocarbonetos. Este último é o processo utilizado pela COPENE.

III.2.2. Breve Histórico

A indústria petroquímica teve sua origem em 1920 com a produção do isopropanol, a partir do propeno. No entanto, a obtenção dos produtos petroquímicos em laboratório e em plantas piloto é bastante antiga. Já em 1797 aparecia na literatura registros sobre a produção de eteno a partir do etanol ou do éter, através da passagem destes por catalisadores (a base de alumina ou sílica) de desidratação aquecidos. Porém, apenas por volta de 1950, o primeiro curso sobre a química do petróleo foi instituído na Universidade do Texas nos Estados Unidos.

Após a segunda guerra mundial, em grande parte por causa das grandes descobertas de petróleo no Golfo Pérsico, ocorreu na Europa uma rápida adaptação do abastecimento de energia e também da química do carvão em direção ao petróleo e ao gás natural. Hoje em dia, a indústria petroquímica possui uma importância econômica destacada. Exemplos típicos são o eteno e o propeno, que estão entre as matérias primas quantitativamente mais importantes. Estas duas substâncias, mediante reações de adição, podem ser transformadas nos mais variados produtos intermediários, utilizáveis em numerosas sínteses.

A partir de 1950, em decorrência da prosperidade econômica do pós-guerra, estabeleceu-se uma intensa demanda energética em todos os países mais desenvolvidos (óleo para aquecimento, óleo combustível). Isto levou a um crescimento veloz da capacidade das refinarias e, além disso, propiciou quantidades crescentes de nafta como matéria-prima para petroquímica.

No Brasil, a história da petroquímica tem, desde sua fase inicial, uma ligação íntima com a indústria de refinação de petróleo. A instalação da primeira indústria petroquímica brasileira foi em 1958, para produção de amônia e fertilizantes em Cubatão, a partir de gases residuais da refinaria de Cubatão. Em 1972, entrou em operação em Mauá a central de matérias-primas Petroquímica União (PQU), propiciando a implantação do 1º Pólo Petroquímico Brasileiro. Em 1978, a central de matérias-primas Copene, em Camaçari/BA, entra em operação consolidando o 2º Pólo Petroquímico Brasileiro. Em 1982, é a vez da central de matérias-primas Copersul, formando o 3º Pólo Petroquímico Brasileiro.

III.2.3. Craqueamento Térmico de Hidrocarbonetos

A descrição que se segue, é referente ao processo conhecido como pirólise ou craqueamento térmico de hidrocarbonetos para a produção de eteno e propeno. Este processo consiste em, a partir de hidrocarbonetos líquidos ou gasosos, a uma temperatura entre 700 e 850°C, decompor estes hidrocarbonetos para outros de cadeia menor através do craqueamento das cadeias maiores. Esta reação se verifica no interior de tubos de serpentinas de fornos, em presença de vapor. O processo petroquímico pode ser didaticamente dividido em três etapas básicas:

- Área de fornos;
- Compressão;
- Fracionamento.

Entre os vários licenciadores do processo de pirólise, pode-se citar:

- C-E Lummus;
- Linde AG;
- Stone and Webster Eng Corp.;

- Pullman Kellog;
- Technip;
- Selas;
- Mitsubishi.

Detalhes destes processos, assim como suas diferenças, podem ser encontrados em COSTA (1984).

III.2.3.1. Área de Fornos

Esta área é composta basicamente de fornos. Os fornos são os equipamentos mais importantes no processo de pirólise. Eles funcionam como reatores, produzindo as olefinas desejadas. Os fornos e os equipamentos a eles associados representam aproximadamente 25% do custo total da planta.

Basicamente, os fornos são constituídos de uma seção de pré-aquecimento de carga (seção de convecção), seção de reação (seção de radiação) e seção de resfriamento dos efluentes na saída do forno (*quenching*).

Como efluente dos fornos, tem-se uma corrente composta por uma gama de produtos carbônicos de diferentes tamanhos de cadeia, além de hidrogênio, compostos com enxofre, gás carbônico, monóxido de carbono e impurezas oriundas da nafta, como por exemplo mercúrio.

Ainda nesta etapa, através de fracionadoras, é realizada a separação de compostos mais pesados. Destaca-se aqui a coluna denominada torre de *quench*.

O objetivo desta torre é realizar o resfriamento final dos produtos convertidos, resultando na condensação de alguns hidrocarbonetos mais pesados, bem como da maior parte da água contida na corrente. Nesta coluna a água, denominada água de *quench*, é utilizado como refluxo. A circulação desta água é grande, em virtude da alta carga térmica a ser removida. A água de *quench* retida no fundo da torre é então separada dos hidrocarbonetos e aproveitada como fluido de aquecimento em trocadores e refervedores ao longo do processo, sendo um deles o da fracionadora de propileno.

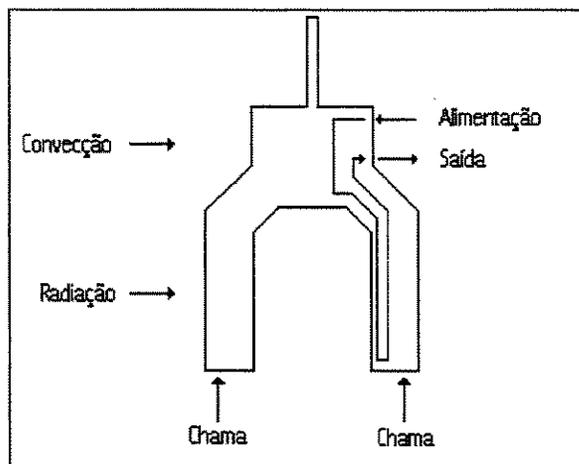


Figura III.1. Desenho Simplificado de um Forno.

III.2.3.2. Compressão

O principal equipamento integrante desta fase, daí o seu nome, é um compressor, denominado compressor de gás de carga. O principal objetivo desta fase é elevar a pressão até aproximadamente 35 a 40 kgf/cm², a fim de facilitar a separação e purificação dos compostos na etapa seguinte. A compressão dos gases é realizada em vários estágios. O gás comprimido em cada uma desses estágios é resfriado em trocadores e o condensado formado retorna para estágios anteriores do processo.

Durante a compressão do gás de carga, nas fases intermediárias de pressão, são realizadas algumas etapas de pré-tratamento ou purificação. Os gases ácidos e o CO₂ oriundos do processo de craqueamento podem ser removidos entre os estágios de compressão, e a água residual (umidade) é removida geralmente após o último estágio.

III.2.3.3. Fracionamento

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

O efluente da etapa de desmetanização segue para uma coluna denominada desetanizadora, que separa os compostos com dois carbonos, denominado corte C2, dos demais, denominado corte C+3. A corrente do corte C2 é hidrogenada em reatores, a fim de eliminar o acetileno presente, passando para a fracionadora de etileno, responsável pela separação do etano do etileno.

O corte C+3 é separado em duas novas correntes: o corte C3 e o corte C+4. A coluna responsável por esta separação é a despropanizadora. O corte C3 é também hidrogenado em um reator para eliminar o metil-acetileno e o propadieno. Como subproduto, a reação de hidrogenação promove a formação de oligômeros indejáveis no processo. Estes são separados por uma coluna denominada torre de *green-oil* (“óleo verde”). O efluente de topo desta coluna é o propileno de baixa pureza (95% molar), denominado propeno grau químico. A maior parte desse propeno segue como carga para a fracionadora de propileno, para obtenção de propeno com um grau de pureza mais elevado (99,5%), o chamado propeno grau polímero.

A corrente de fundo da despropanizadora, o corte C+4, segue o processo para obtenção de seus outros produtos finais (por exemplo, 1,3 butadieno, buteno 1, isopreno, etc).

III.3. A Importância Econômica do Propeno

O propeno é um composto olefinico com a seguinte fórmula molecular:

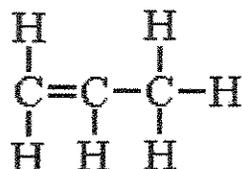


Figura III.2. Fórmula Molecular do Propeno.

O propeno é matéria-prima na obtenção de inúmeros compostos. Os principais são: polipropileno, acrilonitrila, cumeno, isopropanol, oxo-álcoois, óxido de propeno, ácido acrílico, acetona. A porcentagem de consumo de cada um desses compostos no mercado mundial no ano de 1998 está ilustrado na Figura III.3. A Figura III.3 mostra, também, como está a distribuição do propeno para a produção dos seus diversos derivados. Foi utilizado como fonte a pesquisa realizada pela PARPINELLI TECNON - ATEC (1999).

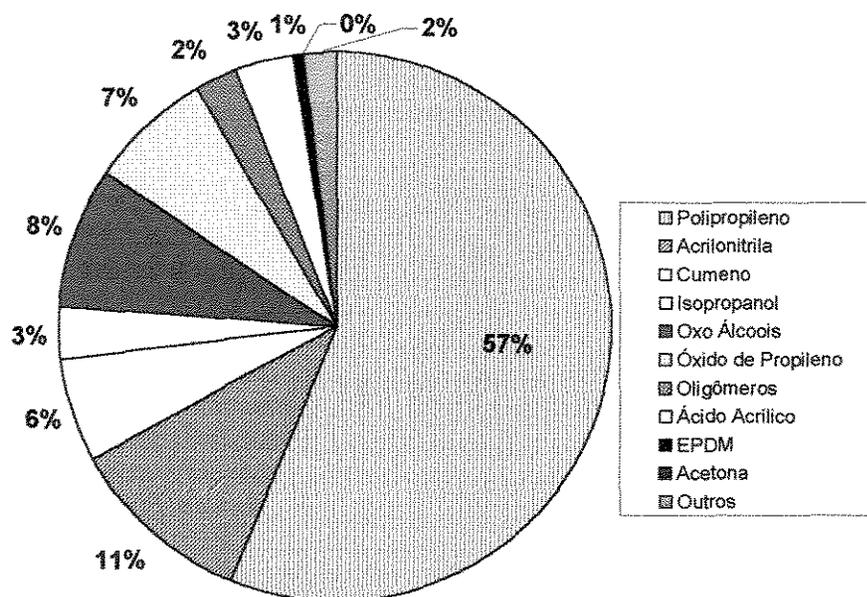


Figura III.3. Distribuição do Consumo Mundial do Propileno entre os seus Derivados em 1998.

Estão ilustrados na Figura III.4 e na Figura III.5 (fonte: PARPINELLI TECNON – ATEC, 1999) dados econômicos do propeno. A Figura III.4 mostra dados e projeção da capacidade de produção, do consumo e da taxa de utilização (razão do consumo pela capacidade multiplicado por 100) entre os anos de 1997 a 2006 a nível mundial. Pode-se observar a curto prazo um panorama de aumento de capacidade mundial proporcionalmente superior ao de consumo. A partir do ano 2002, haverá uma inversão dessa tendência. Os dados de consumo de propileno, da ordem de quarenta e sete milhões de toneladas ano, mostram a importância do propileno no mercado mundial. Figura III.5 mostra a distribuição do propeno no ano de 1998 por área de consumo. Os maiores consumidores são os Estados Unidos e o Oeste Europeu. Juntos, eles são responsáveis por mais de 50% do consumo do propeno.

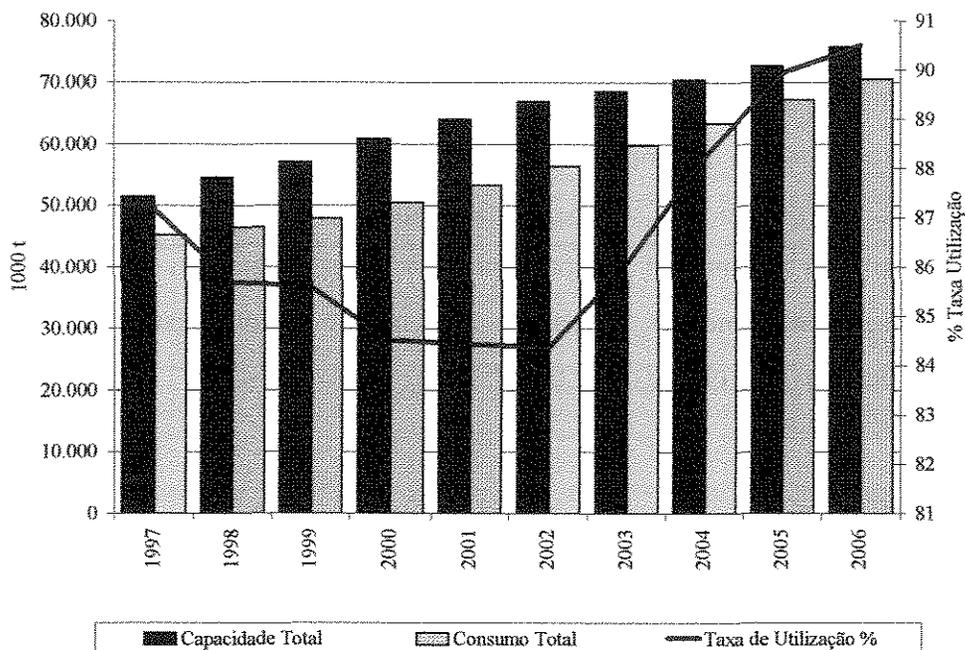


Figura III.4. Dados e Projeção da Capacidade de Produção, do Consumo e da Taxa de Utilização do Propeno no Mundo.

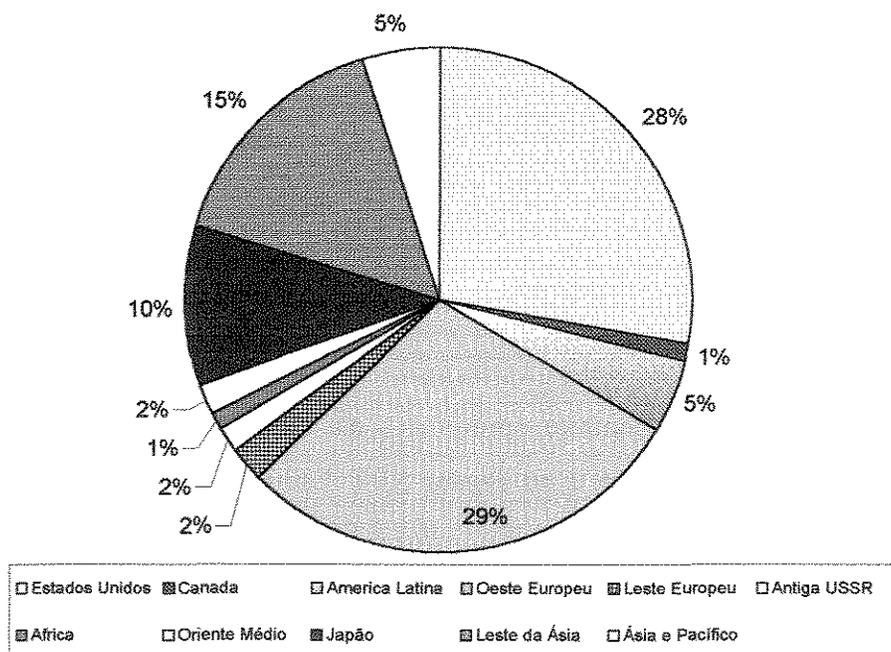


Figura III.5. Áreas de Consumo do Propileno em 1998.

III.4. Operação e Controle de Fracionadoras de Propileno

O estudo de caso desta tese é uma das fracionadoras de propileno presente na COPENE. A fracionadora de propileno, como citado anteriormente, é a coluna responsável pela purificação do propeno, ou seja pela separação do propano do propeno. Ela é a maior coluna de destilação presente em uma petroquímica. A razão para isto é a baixa volatilidade relativa dos seus componentes. A Tabela III.1 mostra as principais características da fracionadora de propileno objeto deste trabalho.

Tabela III.1. Especificação da Fracionadora de Propileno

Número de pratos	159
Prato de alimentação	82
Tipo de prato	Valvulado
Número de passes dos pratos	2
Diâmetro (m)	4,8
Pressão de operação (kgf/cm ²)	17,0
Especificação máxima do propeno (%)	99,5
Concentração de propeno no fundo (%)	0,1
Carga (ton/h)	28 – 32
Composição da carga	
Propeno (%)	94 – 95
Propano (%)	5 – 6
Fluido utilizado no condensador	Água de torre de resfriamento
Fluido utilizado no refeedor principal	Água de <i>quench</i>
Fluido utilizado no refeedor secundário	Vapor de 3,5 kgf/cm ²

III.4.1. Malhas de Controle

As malhas de controle presentes na fracionadora de propileno estão esquematizadas na Figura III.6 e na Figura III.7. Estas figuras ilustram um sistema de controle 6x6 (ou seja, seis variáveis controladas e seis variáveis manipuladas). As variáveis controladas são:

1. pressão;
2. concentração de propano no topo;

3. concentração de propileno no fundo;
4. vazão de alimentação;
5. nível do vaso de refluxo;
6. nível de fundo da coluna.

e as variáveis manipuladas são:

1. carga térmica de condensação;
2. refluxo;
3. carga térmica dos refeedores;
4. abertura de válvula da carga da coluna;
5. destilado;
6. corrente de fundo.

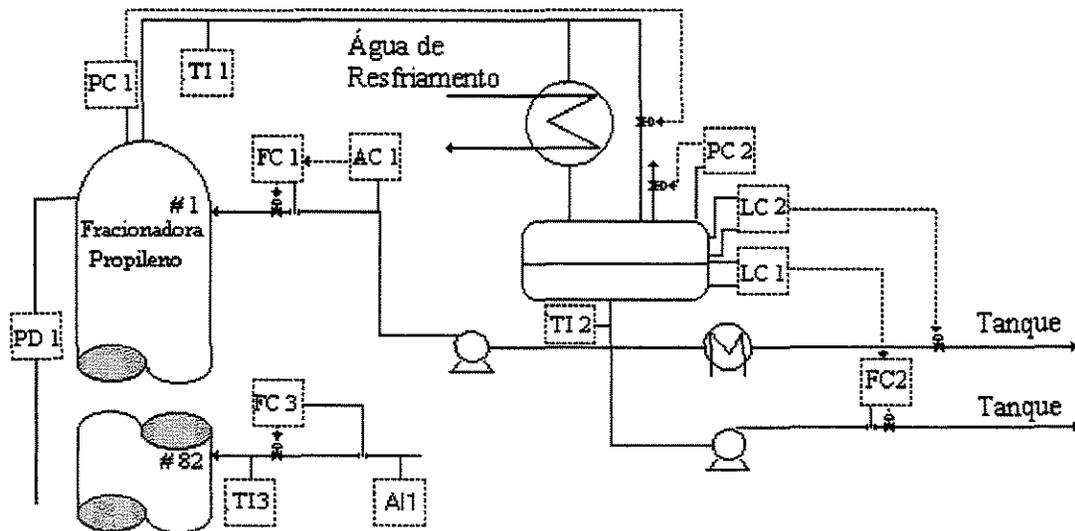


Figura III.6. Malhas de Controle no Topo da Fracionadora de Propileno.

onde QY1 é a carga térmica do refeedor principal, que utiliza água de *quench* como fluido de aquecimento, e QY2 é a carga térmica do refeedor secundário, que utiliza vapor saturado à pressão de 3,5 kgf/cm².

A carga térmica fornecida pelo refeedor principal é calculada no bloco QY1 pela seguinte expressão:

$$\text{Eq. III.2 } QY1 = C_p \cdot W_{H_2O} \cdot \Delta T$$

onde C_p é o calor específico da água de *quench*, W_{H_2O} é a vazão da água de *quench* e ΔT é a diferença das temperaturas de entrada e saída da água de *quench*. No caso específico, de acordo com a nomenclatura e os dados (calor específico da água de *quench* igual a 1,0 kcal/kg°C e um fator de correção de unidades igual a 1000) utilizados, a Eq. III.2 resulta em:

$$\text{Eq. III.3 } QY1 = 1/1000 \cdot FC4 \cdot TD1$$

onde FC4 é a vazão da água de *quench* (ton/h) e TD1 é o ΔT da água de *quench* (°C). Este diferencial de temperatura, por sua vez, é calculado pela seguinte equação:

$$\text{Eq. III.4 } TD1 = TI5 - 55$$

onde TI5 é a temperatura da água de *quench* na entrada do refeedor principal (°C) e a temperatura da água de *quench* na saída do refeedor principal é considerada constante e igual a 55°C.

A carga térmica fornecida pelo refeedor secundário é calculada no bloco QY2, conforme a seguinte equação:

$$\text{Eq. III.5 } QY2 = W_{\text{vapor}} \cdot \Delta H_c$$

onde W_{vapor} é a vazão do vapor saturado de $3,5 \text{ kgf/cm}^2$ e ΔH_c é o calor de condensação do vapor. Desta forma:

$$\text{Eq. III.6 } QY2 = 510 / 1000 \cdot FC6$$

onde o calor de condensação do vapor é considerado igual a 510 (kcal/kg) , o mesmo fator de correção das unidades utilizado anteriormente (1000) é aplicado e $FC6$ é a vazão do vapor saturado de $3,5 \text{ kgf/cm}^2$ (ton/h).

III.4.1.2. Controle de Concentração

A estratégia utilizada para o controle dual de composição na fracionadora de propileno da COPENE é a estratégia (L, V), que consiste no controle da composição de topo pelo refluxo, L, e da composição de fundo pelo vapor do refeedor, V (veja o capítulo II para maiores detalhes). Entretanto, atualmente, as malhas que compõem essa estratégia de controle encontram-se abertas (*open-loop*). Esta forma de operação, em malha aberta, é provavelmente fruto de um mal desempenho do sistema de controle, fato que reforça as discussões apresentadas no capítulo II. Nestas discussões existem evidências de que a configuração (L, V) não é apropriada para a fracionadora de propileno, pois apresenta problemas de condicionamento (RIGGS, 1998, TRENTACAPILLI *et al.*, 1997, HARPULA *et al.*, 1993 e GOKHALE *et al.*, 1995).

A Figura III.8 apresenta dados de três dias de operação na situação atual de controle (*open-loop*). Neste período, pode-se observar que o comportamento da composição de topo é caracterizado por oscilações de grande amplitude, enquanto que a composição de propeno no fundo variou lentamente de 5 a 23%.

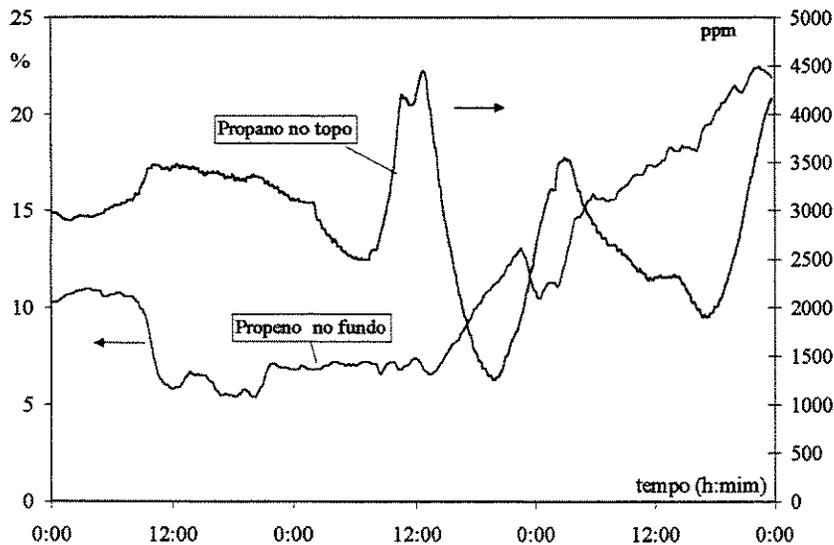


Figura III.8. Dados de Operação da Concentração de Propano no Topo e de Propileno no Fundo da Fracionadora de Propeno.

Um outro aspecto que agrava a situação da estratégia de controle utilizada, é o fato de não haver uma correspondência clara e precisa entre a temperatura de controle da malha de composição de fundo e a composição do produto. Na realidade, observa-se o contrário. A Figura III.9 mostra que a temperatura do prato de controle (prato 121) não apresenta uma correlação com a temperatura de fundo, mas sim, com a temperatura de topo. KISTER (1990) aponta três critérios para a definição do prato de controle:

1. Sensibilidade;
2. Correlação com a composição dos produtos;
3. Dinâmica de resposta.

Na situação atual da fracionado sob estudo, a definição do prato de controle falha em relação ao segundo item da lista acima.

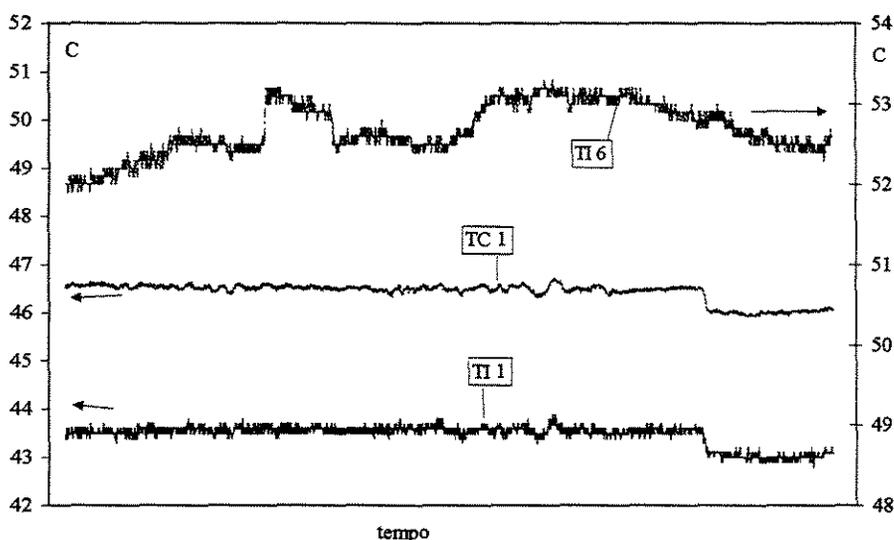


Figura III.9. Perfil de Temperatura da Fracionadora de Propileno.

III.4.1.3. Controle de Nível do Condensador

O controle de nível do vaso de refluxo é realizado por dois controladores. Os controladores atuam em faixas de nível diferentes, conforme ilustrado na Figura III.6. As tomadas dos instrumentos estão localizadas no condensador nas posições descritas na Tabela III.3. A estratégia utilizada pode ser comparada à de um controle *split-range* (faixa dividida). Ou seja, se o nível estiver entre 300 e 720 mm em relação ao fundo do vaso, o LC2 estará com o sinal de 0% (válvula totalmente fechada) e o controle de nível estará sob o comando do LC1. Quando o nível estiver entre 720 mm e 1980 mm, a válvula da malha LC2 estará totalmente aberta, e a válvula da malha LC1 estará totalmente fechada. Se o nível estiver entre 1980 e 2400 mm, o LC1 continuará com o sinal de 100% (válvula totalmente aberta) e o controle estará sob o comando do LC2.

Tabela III.3. Posição dos Controladores de Nível

Controles de níveis	Tomada de baixa (mm)	Tomada de alta (mm)
LC1	300	720
LC2	1980	2400

A Figura III.10 ilustra o desempenho desta malha no período de três dias de operação. Observa-se que, durante todo o período, o nível aparece sob o comando apenas

do LC2 (LC1 manteve-se com o sinal em 100%). Não houve nesse período a saturação do nível (valor de LC2 igual a 100%), nem o esgotamento do vaso, ao contrário, o nível permaneceu na faixa superior do *split-range*.

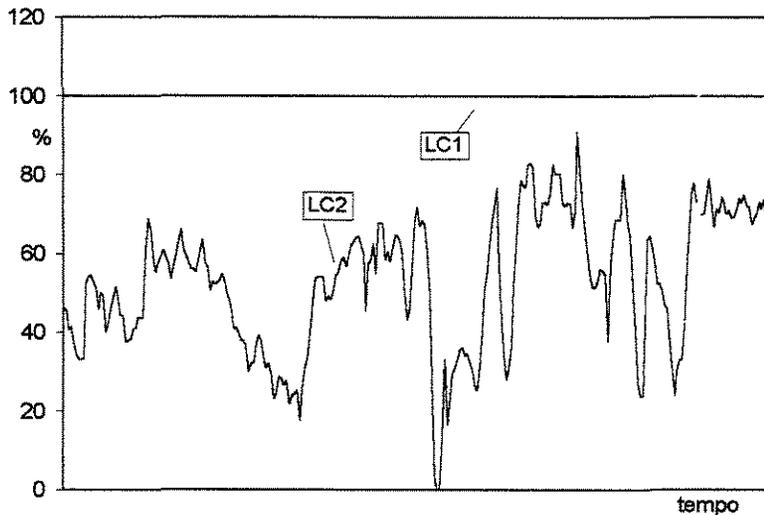


Figura III.10. Controle de Nível do Vaso de Refluxo.

III.4.1.4. Controle de Nível do Fundo

Aproximadamente 90% da corrente de carga é recuperada como produto de topo. Nesta caso, o volume de acúmulo de líquido no fundo da coluna é relativamente menor que no vaso de refluxo. Como consequência, o volume de fundo da coluna é muito menor do que o tamanho da coluna. Por esta razão, pequenas mudanças no calor de fundo (refervedor) (HARPULA *et al.*, 1993) ou no refluxo causam grandes mudanças no nível do fundo.

A malha de controle de nível, LC3, encontra-se aberta na prática operacional atual. Para a realização dos estudos desta trabalho, foi feito um experimento onde esta malha foi fechada, colocado-a em cascata com a malha FC5. O resultado deste experimento é mostrado na Figura III.11, onde pode ser observado um desempenho ruim, com o controlador não evitando que o limite máximo do nível (100%) fosse atingido. Estes resultados confirmam, a dificuldade do controle de nível para colunas com altas razões de

refluxo, conforme colocado por TRENTACAPILLI *et al.* (1997) (veja o capítulo II para maiores detalhes).

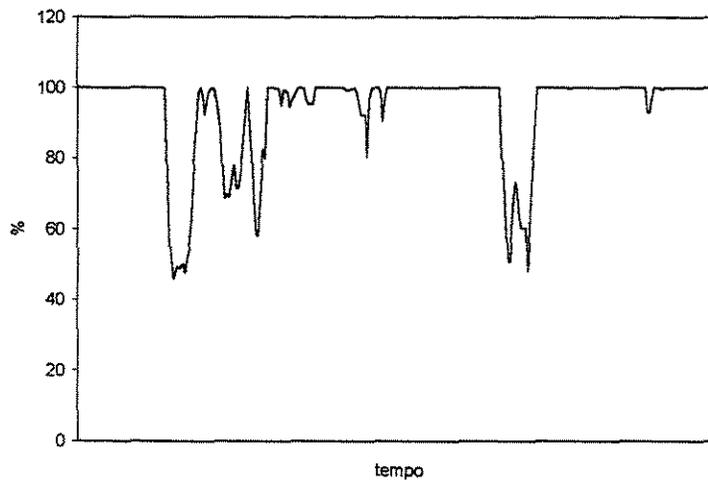


Figura III.11. Nível de Fundo da Fracionadora de Propileno.

III.4.1.5. Controle de Pressão

O controle de pressão na fracionadora de propileno é realizado por uma *hot vapor bypass* (desvio do vapor quente). Esta é uma linha que sai do topo da coluna direto para o vaso de refluxo, sem passar pelo condensador. Neste controle, o condensador localiza-se fisicamente abaixo do nível do vaso de refluxo, e o condensado deve ser sub-resfriado. Desta forma, a superfície líquida no vaso de refluxo é mais fria do que a temperatura do condensador. Isto causa uma diferença na pressão de vapor suficiente para transportar o condensado do condensador para o vaso de refluxo. Quando a pressão da coluna aumenta, o controle de pressão fecha a válvula. Isto reduz a condensação na superfície e diminui a temperatura na superfície do vaso, diminuindo a pressão de vapor do vaso. Isto aumenta a diferença de pressão de vapor entre o condensador e o vaso, deslocando mais líquido no sentido do condensador para o vaso. Este deslocamento adicional de massa do condensador origina uma quantidade suplementar de superfície de condensação, aumentando a taxa de condensação (KISTER, 1992). O aumento da taxa de condensação, por sua vez, causa uma diminuição da pressão da coluna, que é o objetivo desejado.

Em termos de controle, o arranjo de *hot vapor bypass* tem como vantagem a rapidez de resposta. A Figura III.12 ilustra o desempenho desta configuração na operação atual da fracionadora de propileno em questão. Observa-se que a pressão permanece sob controle, desviando no máximo em $0,1 \text{ kgf/cm}^2$ do valor de referência (*setpoint*, SP).

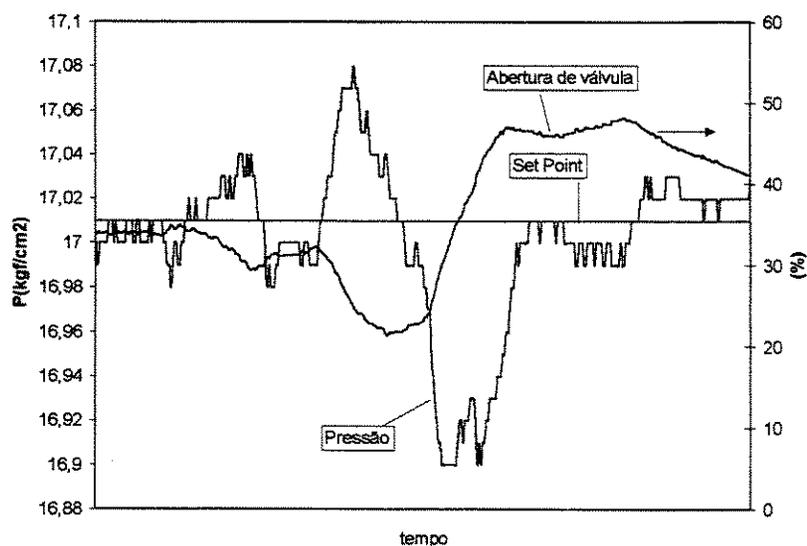


Figura III.12. Controle de Pressão na Fracionadora de Propileno.

III.4.2. Perturbações do Processo

As perturbações identificadas no sistema são:

- Temperatura de sub-resfriamento;
- Composição da carga;
- Temperatura de água de *quench* (carga térmica).

A vazão e a temperatura (entalpia) da corrente de entrada não são consideradas perturbações, pois a primeira é uma variável controlada (ver Figura III.6) e as variações da segunda não são significativas para o sistema em estudo, já que a entalpia presente na corrente de entrada é desprezível quando comparada com a entalpia das vazões internas da

coluna (RIGGS, 1998) (para maiores detalhes, veja o capítulo II). Para confirmar este fato, foi realizado um teste de sensibilidade no sistema, utilizando um modelo do processo (veja o capítulo IV), onde a temperatura da carga foi variada (em uma faixa que continha valores inclusive superiores aos encontrados no processo real), e os resultados mostraram pouca sensibilidade do sistema a este variável, conforme discutido anteriormente.

III.4.2.1. Temperatura de Sub-resfriamento

A temperatura de sub-resfriamento (TI 2) é uma perturbação sempre presente no sistema. Como foi explanado anteriormente, o fluido utilizado no condensador da coluna é água resfriada em torres de resfriamento. Como a eficiência dessas torres está relacionada às condições do meio ambiente (temperatura, umidade relativa do ar, etc.), mudanças nestas condições implicam em variações na temperatura de sub-resfriamento. LEAR (1992), em seu estudo em uma fracionadora de propileno na Austrália (ICI Australia's Botany Olefines Plant), faz a mesma constatação. Ele relata os efeitos das mudanças na umidade relativa (temperatura de bulbo úmido) do ar na operação do condensador, e, por conseguinte, no sistema como um todo.

A fim de medir esses efeitos, foram coletados dados da temperatura na bacia da torre de resfriamento, da temperatura na entrada do condensador, da temperatura de sub-resfriamento (TI 2), da vazão de refluxo e da concentração de propano no topo da coluna (AC1), conforme mostra a Figura III.13 (nesta figura, os valores foram normalizados por causa das diferenças nas grandezas das variáveis em questão). Durante a coleta, foram observados variações de temperatura na água de resfriamento entre o dia e a noite. Estas variações, mesmo que pequenas, se refletiram na temperatura de sub-resfriamento, que, por sua vez, se refletiu na composição de topo da coluna.

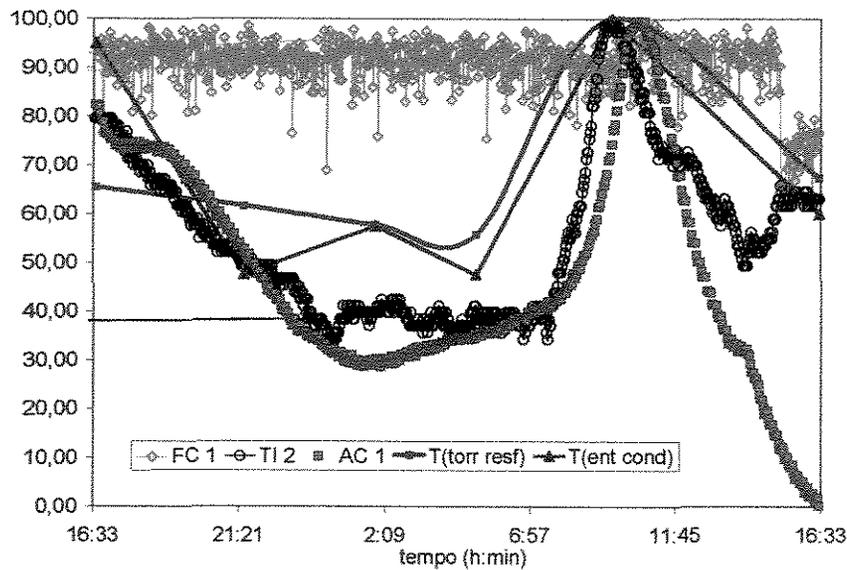


Figura III.13. Comportamento da Fracionadora Frente a Perturbações na Temperatura do Fluido do Condensador.

III.4.2.2. Composição da Carga

A corrente de carga da fracionadora é composta basicamente de propano e propeno. Outros compostos como, por exemplo, metanol, metil-acetileno e propadieno são encontrados em níveis de partes por milhão (ppm). A concentração ou porcentagem de propano na carga pode sofrer distúrbios, principalmente, por dois motivos:

- mudanças nas condições operacionais dos fornos (devido a mudanças na composição da matéria-prima ou procedimentos de retirada e colocação de fornos);
- mudanças nas condições operacionais dos reatores de MAPD (metil-acetileno e propadieno).

A Figura III.14, ilustra os efeitos do procedimento de mudança de troca de um forno na composição de propano na carga e na temperatura da água de *quench*. A frequência de troca de fornos é, aproximadamente, de uma troca a cada três dias. A maneira específica como o procedimento de retirada e colocação dos fornos é feito influenciará o grau de perturbação nas variáveis descritas acima.

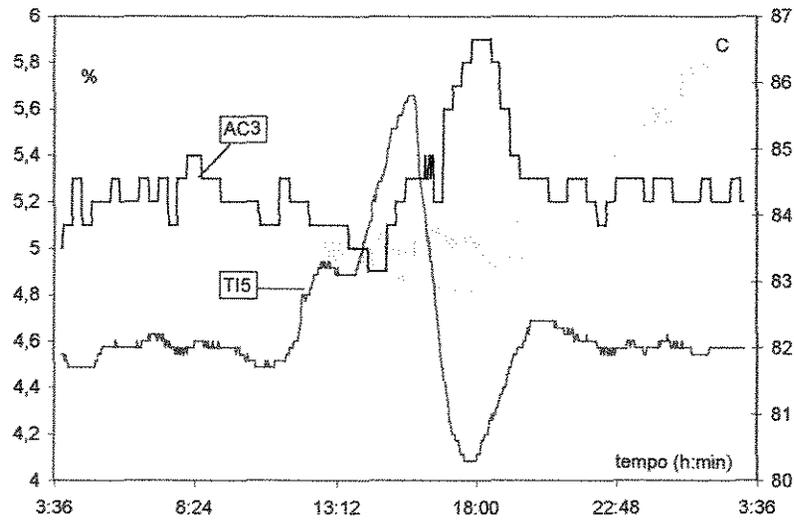


Figura III.14. Perturbação na Composição da Carga e na Temperatura da Água de *Quench* no Refervedor Principal Durante o Procedimento de Troca de Forno.

III.4.2.3. Temperatura da Água de *Quench*

Apesar da temperatura da água de *quench* (fluido de aquecimento do refervedor principal) ser controlada, sua oscilação é uma fonte de perturbação do sistema. O sistema de controle encontrado atualmente na planta considera o controle desta variável em sua estrutura de malhas. Durante a coleta de dados, o sistema não sofreu nenhuma perturbação, portanto, seu efeito não pode ser registrado.

III.4.3. Restrições Operacionais

No capítulo II foram apresentadas as restrições mais comuns em colunas de destilação. As presentes na fracionadora de propileno em questão são:

- capacidade do condensador;
- máxima concentração de impureza no produto de topo (propileno);
- inundação.

O condensador da fracionadora encontra-se na sua capacidade máxima, ou seja, a válvula de admissão da água de resfriamento encontra-se completamente aberta. Já os refeedores, principal e secundário, estão aquém de suas capacidades máximas de troca térmica. O refeedor secundário, por exemplo, trabalha atualmente com 10% de sua capacidade.

Quanto às especificações, o produto de topo, como já foi mencionado na Tabela III.1, apresenta um grau máximo de impureza de 0,5% ou 5000 ppm de propano. O produto de fundo não possui especificação, por isso não é classificado como restrição.

Por fim, a última restrição do processo é a inundação. O diferencial de pressão na coluna é a ferramenta primária para determinação do ponto de inundação, particularmente para colunas que operam com pressões superiores à pressão atmosférica (KISTER, 1990). Experimentalmente não foram realizados testes de campo para obtenção deste ponto. Todavia, esta restrição é comum a todas as colunas e depende das vazões e líquido e vapor das colunas.

III.4.4. Sumário das variáveis do processo e malhas de controle

As variáveis, restrições e perturbações associados ao processo e os objetivos de controle são resumidas de acordo com a Tabela III.4. Nas malhas de controle em cascata, o valor de referência (*setpoint*, SP) é o sinal de saída de outro controlador, cuja nomenclatura utilizada é MV.

Tabela III.4: Variáveis do processo, objetivos de controle, perturbações e restrições da fracionadora de propileno

Variáveis	Descrição	Objetivo (minimizar)	Perturbações	Restrições (máxima)
Carga				
FC3	Vazão de alimentação	(FC3-FC3 _{SP})	---	---
AC3	Conc. propano (carga)	---	AC3	---
TI3	Temperatura (carga)	---	Despresível ¹	
Coluna				
PD1	Diferencial de pressão	---	---	PD1
Região de Topo				
PC1	Pressão	(PC1-PC1 _{SP})	---	---
AC1	Conc. propano (topo)	(AC1-AC1 _{SP})	---	AC1
FC1	Vazão de refluxo	(FC1-AC1 _{MV})	---	---
TI1	Temperatura de topo	---	---	---
TI2	Temp. de subresfriamento	---	TI2	---
Carga térmica do condensador			---	Condensador
LC1	Nível vaso refluxo ²	(LC1-LC1 _{SP})	---	---
LC2	Nível vaso refluxo ³	(LC2-LC2 _{SP})	---	---
Região de Fundo				
AC2	Conc. Propeno (fundo)	(AC2-AC2 _{SP})	---	---
TC1	Temperatura no prato 121	(TC1-AC2 _{MV})	---	---
QC1	Carga térmica do refeedor	(QY1+QY2-TC1 _{MV})	---	---
TI5	Temp. entr. Água <i>quen</i> ch	---	TI5	---
TI4	Temp. saída água <i>quen</i> ch	---	---	---
TD1	(TI5-55)	---	---	---
QY1	FC4*TD1/1000	---	---	---
LC4	Nível referv. Secundário	(LC4-LC4 _{SP})	---	---
LC5	Nível de condensado	(LC5-LC5 _{SP})	---	---
FC6	Vazão de vapor	(FC6-FC6 _{SP})	---	---
QY2	510/1000*FC6	---	---	---
FC4	Vazão de água de <i>quen</i> ch	(FC4-QC1 _{SP})	---	---
LC3	Nível de fundo	(LC3-LC3 _{SP})	---	---
FC5	Retirada de fundo	(FC4-LC3 _{MV})	---	---

¹ As variações de TI3 que refletem-se em variações na entalpia da carga, são despresíveis comparadas com a entalpia das vazões internas da fracionadora de propileno;

² Faixa inferior;

³ Faixa superior.

III.5. Conclusões

Neste capítulo foram discutidos tópicos relativos a fracionadora de propileno, estudo de caso desta tese. Além das noções básicas de petroquímica, de interesse para situar a fracionadora no processo, foram apresentados dados econômicos do propileno, mostrando sua importância na economia mundial. Por fim, foram exploradas características da fracionadora de propileno no âmbito de controle de processo.

Através de dados coletados do processo, foram avaliados os controles instalados na fracionadora de propileno. Os controles de nível do vaso de refluxo e de pressão mostraram bons desempenhos, enquanto os controles de composição de topo e de fundo e o controle de nível de fundo tiveram desempenhos inaceitáveis. As malhas de controle de composição encontram-se abertas, fruto, provavelmente, do mal desempenho do controle. Seu mal desempenho pode ser justificado por dois fatores:

- estratégia de controle inadequada, (L,V);
- não correspondência clara e precisa entre a temperatura do prato de controle da malha de controle da composição de fundo e a composição de produto.

Na malha de nível do fundo, dados experimentais mostraram que o controle não conseguiu evitar que o limite máximo de nível (100 %) fosse atingido. Esta malha, na prática operacional, encontra-se aberta.

As perdas proporcionadas por esses controladores, que podem ser resumidas pelo excesso de propeno na corrente de fundo da fracionadora e pelas grandes oscilações de propano no destilado, demonstram a deficiência do atual sistema de controle.

Diante das discussões realizadas, a nova estratégia de controle em proposta dessa tese têm como objetivos principais:

- manter o produto de topo da fracionadora especificado, e próximo ao seu limite;
- maximizar a recuperação de propileno no fundo da coluna;

- maximizar a capacidade da fracionadora dentro dos limites da unidade.

O desempenho da nova estratégia de controle será avaliado pelas respostas às perturbações típicas da fracionadora de propileno.

Referências Bibliográficas

- COSTA, S. S., Apostila do Curso de Processamento Petroquímico, *CENPEQ/UFBA*, (1984);
- GOKHALE, V., HUROWITZ, S. e RIGGS, J. B., “A Comparison of Advanced Distillation Control Techniques for a Propylene/propane Splitter”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 34, nº 12, pag. 4413-4419, (1995);
- HARMENS, A., “A Propylene-Propane Phase Equilibrium from 230 to 350 K”, *J. Chem. Eng. Data*, vol. 30, pag. 230-233, (1985);
- HARPULA, J., SCALA, J., NAKAGAWA, K., SHIBATA, M., “Multivariable Control of the Ethylene and Propylene Fractionator at Mitsubishi Petrochemical CO.”, *AIChE Spring National Meeting*, (1993);
- KISTER, H. Z., “Distillation Operation”, *McGraw-Hill*, Nova York, (1990);
- KISTER, H. Z., “Distillation Design”, *McGraw-Hill*, (1992);
- LEAR, J. B., “Achieving Economic Benefits Through Advanced Control: Distillation”, National Conference Publication – Institution of Engineers, Austrália, nº 92, parte 15, publicado por IE Aust, Barton, Austrália, pag. 161-166, (1992);
- PARPINELLI TECNON – ATEC, Banco de Dados atualizado no 2º trimestre de 1999, Milão, Itália, (1999);
- RIGGS, J. B., “Improve Distillation Column Control”, *Chemical Engineering Process*, outubro, pag. 31-47, (1998);
- TRENTACAPILLI, M., SEMINO, D. e BRAMBILLA, A., “High-Purity Distillation Control: Some Issues Regarding the Application of Multivariable Control”, *Institution of Chemical Engineers Symposium Series*, nº 142, parte 1, pag. 313-322, (1997).

CAPÍTULO IV

Capítulo IV. Modelagem e Simulação de Fracionadoras de Propileno

Resumo

Neste capítulo são realizadas as modelagens estática e dinâmica da fracionadora de propileno sob estudo. São discutidos os tópicos referentes a essas modelagens, assim como seus resultados.

Inicialmente, é realizada uma discussão do equacionamento matemático do modelo fenomenológico de uma coluna de destilação. Em seguida são mostrados e discutidos os resultados das simulações tanto estática quanto dinâmica, que são realizadas com o auxílio do simulador comercial *Hysys*, versão 1.5. São desenvolvidos também modelos dinâmicos empíricos, através da utilização de técnicas de identificação linear. Especial atenção é dada à metodologia empregada no ajuste dos diferentes modelos, metodologia esta que também é detalhada e discutida nessa capítulo.

O modelo desenvolvido apresenta um grau de confiança suficiente para que ele possa ser utilizado para uma diversidade de estudos, tais como projeto, operação, controle e otimização.

Palavras-chave

Simulação, Modelagem, Comportamento Estático, Comportamento Dinâmico

IV.1. Introdução

Os recursos computacionais atualmente disponíveis simplificaram e agilizaram os esforços necessários para levar a cabo um processo de construção de um modelo, quais sejam: equacionamento (modelagem) e resolução matemática (simulação) destas equações. Diversos *softwares* (aplicativos computacionais), tais como linguagens de programação (Fortran, C++, etc.), aplicativos matemáticos (*Matlab*, etc.) e simuladores comerciais (*Hysys*, *Speed-Up*, etc.), podem ser utilizados para a modelagem de um sistema. Nesses últimos já estão disponíveis um grande número de modelos de operações unitárias, além de bancos de propriedades físico-químicas extensos em número de substâncias.

Neste trabalho, a fracionadora de propileno em questão foi modelada no simulador comercial *Hysys* versão 1.5 (HYPROTECH, 1996). O equacionamento matemático, mostrando toda a base teórica da modelagem de uma coluna, é mostrada no item IV.2. Além disso, é feita uma discussão de todas as etapas do trabalho de modelagem. Estas etapas, que compõem as modelagens estática e dinâmica, são:

- Projeto e realização de experimentos para a obtenção de dados (dinâmicos e estáticos), e tratamento dos dados coletados;
- Estimção de parâmetros e validação da simulação estática com os dados coletados;
- Estimção de parâmetros e validação da simulação dinâmica com os dados coletados.

Os experimentos realizados na fracionadora de propileno estão descritos no item 3. Neste item, encontra-se o planejamento e o detalhamento do teste, realizado em planta industrial. O pré-requisito para uma bom trabalho de modelagem e simulação é a confiabilidade dos dados experimentais (no presente caso, dados de planta). Obter dados representativos demanda um esforço considerável, especialmente em um ambiente industrial, onde as condições não são tão bem controladas quanto em uma unidade experimental típica. KISTER *et al.* (1997), num trabalho de simulação para prever os efeitos do aumento de capacidade em uma coluna, e EMBIRUÇU (1998), num trabalho de modelagem de um

reator de polimerização, ilustram como dados ruins podem conduzir a conclusões falsas sobre o processo real.

A partir de um modelo adequado e bons dados, é possível representar de forma bastante boa o comportamento real de um processo industrial (EMBIRUÇU, 1998), através de procedimentos de estimação de parâmetros e ajuste do modelo, o que também é tratado neste capítulo, no que concerne ao processo investigado. Tais modelos podem ser bastante úteis para permitir um funcionamento adequado e otimizado dos diversos equipamentos da indústria. Desta forma, a despeito do grande esforço necessário para se obter dados confiáveis, este custo pode ser considerado desprezível, quando comparado ao custo infinitamente maior associado com o mal funcionamento de uma coluna ou com as intervenções necessárias para retificar estes problemas.

IV.2. Equacionamento Matemático

Modelos dinâmicos de colunas de destilação estão entre os mais complexos encontrados na engenharia química. A complexidade do modelo resulta do grande número de equações diferenciais não lineares (para alguns sistemas, bastante não lineares) que devem ser resolvidas. Por exemplo, o modelo de uma coluna com 100 pratos e cinco componentes implica na solução de 600 equações diferenciais (cinco balanços de massa por componente e um balanço de energia, para cada um dos cem pratos), sem contar as equações para simular o condensador e o refeedor. Somam-se ainda as relações de equilíbrio de fases (em número de $(NF-1) \cdot NC$ para cada prato, onde NC é o número de componentes e NF é o número de fases, em geral igual dois) e as relações para o comportamento hidráulico da coluna, e modelos para entalpia, densidade e outras propriedades físicas que devem ser estabelecidos para cada prato. Na maioria dos casos, estas relações são funções altamente não lineares da temperatura, pressão e composição (SMITH e CORRIPIO, 1985).

A despeito da literatura sobre modelos rigorosos de colunas de destilação ser farta e bem estabelecida (por exemplo: SMITH e CORRIPIO, 1985, HENLEY e SEADER, 1981 e LUYBEN, 1973), nos itens seguinte é desenvolvido um modelo matemático para uma coluna com M estágios, em nome da completude do presente texto, mas, em se tratando de um assunto clássico, evitando um detalhamento desnecessário. O primeiro estágio corresponde ao condensador, o M -ésimo ao refeedor e os $M+2$ estágios intermediários, aos pratos. A Figura IV.1 apresenta um esquema genérico de um estágio, utilizado como base para o desenvolvimento das equações.

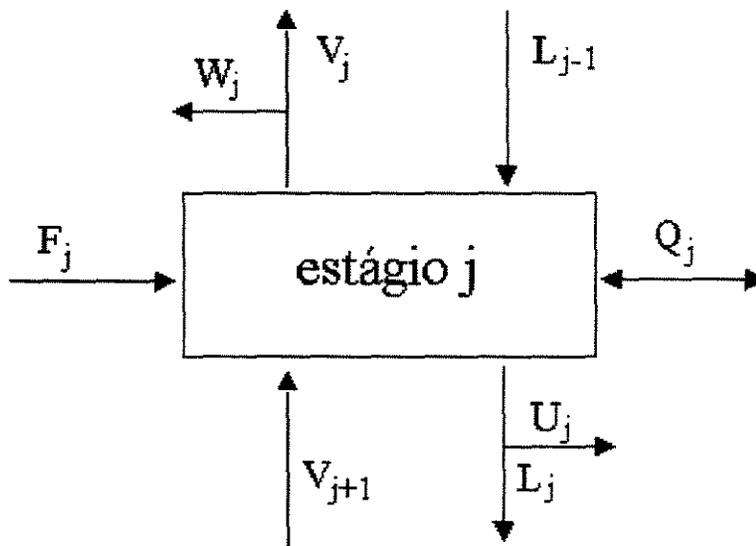


Figura IV.1. Desenho Esquemático de um Estágio na Forma Genérica

IV.2.1. Balanço de Massa Global

A primeira equação a ser escrita é o balanço de massa global. Assumindo que o acúmulo de massa na fase vapor é desprezível, se comparado com o da fase líquida, devido à sua baixa densidade, o balanço de massa global é dado por:

$$\text{Eq. IV.1 } \frac{dM_j}{dt} = L_{j-1} + V_{j+1} + F_j - L_j - V_j - U_j - W_j$$

onde M_j é a quantidade de líquido acumulada no estágio j (kgmoles), L_j é a vazão da fase líquida do estágio j (kgmoles/s), V_j é a vazão da fase gasosa do estágio j (kgmoles/s), F_j é a vazão externa de entrada na coluna do estágio j (kgmoles/s), W_j e U_j são vazões de saída, de vapor e líquido respectivamente, da coluna no estágio j (kgmoles/s).

IV.2.2. Balanço de Massa por Componente

No balanço de massa por componente é assumido, em cada estágio, que o líquido é perfeitamente misturado, ou seja, que o valor das propriedades do líquido na saída do

estágio é igual ao valor das propriedades do líquido no estágio. Sem essa aproximação, seria necessário considerar as variações espaciais em cada estágio, o que resultaria em uma equação diferencial parcial. No último estágio (refervedor) a mesma consideração de uniformidade é feita, tendo em vista que a vazão de recirculação é alta, quando comparada com a vazão de fundo da coluna. O balanço do componente i no estágio j é dado por:

$$\text{Eq. IV.2 } \frac{d(M_j x_{i,j})}{dt} = L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} + F_j z_{i,j} - (L_j + U_j) x_{i,j} - (V_j + W_j) y_{i,j}$$

onde $x_{i,j}$ é a fração molar do componente i na fase líquida do estágio j , $y_{i,j}$ é a fração molar do componente i na fase gasosa do estágio j e $z_{i,j}$ é a fração molar do componente i da corrente F de alimentação do estágio j .

IV.2.3. Balanço de Energia

Desprezando as perdas de calor para o ambiente, o balanço de energia no estágio j pode ser dado por:

$$\text{Eq. IV.3 } \frac{d(M_j h_j)}{dt} = L_{j-1} h_{j-1} + V_{j+1} H_{j+1} + F_j h_j^F - (L_j + U_j) h_j - (V_j + W_j) H_j + Q_j$$

onde h_j é a entalpia molar da vazão líquida do estágio j (J/kgmole), H_j é a entalpia molar do vapor que sai do estágio j (J/kgmole), h_j^F é a entalpia molar da corrente F de alimentação do estágio j (J/kgmole) e Q_j é o calor fornecido ou retirado do estágio j (J/kgmole).

Na Eq. IV.3 é usada a hipótese anterior de que a massa da fase vapor é desprezível, e são feitas as considerações usuais de incompressibilidade da fase líquida, o que resulta na utilização da entalpia do líquido no termo de acúmulo, h_j , ao invés de sua energia interna, que seria a abordagem mais rigorosa.

IV.2.4. Equilíbrio de Fases

Além das equações de conservação de massa e energia, e considerando que existe equilíbrio de fases em cada estágio, são também utilizados modelos (derivados de relações termodinâmicas “fundamentais” ou de outras relações empíricas, como será descrito em itens seguintes) para descrever a partição dos componentes entre as fases. Estes modelos resultam num total de N relações de equilíbrio líquido-vapor para cada estágio, relações estas que podem ser escritas genericamente utilizando o conceito de constante de equilíbrio, de acordo com:

$$\text{Eq. IV.4 } y_{i,j}^* = K_i(T_j, P_j, x_{1,j}, x_{2,j}, \dots, x_{N,j})x_{i,j}$$

onde $y_{i,j}^*$ é a fração molar do componente i na fase vapor do estágio j, K_i é a constante de equilíbrio para o componente i, T_j é a temperatura no estágio j (K), e P_j é a pressão no estágio j (N/m^2).

Na prática, nem sempre o estágio encontra-se em equilíbrio. Neste caso, é necessário corrigir este desvio. A equação de eficiência sugerida por Murphree pode ser utilizada para corrigir esta diferença:

$$\text{Eq. IV.5 } \eta_M = \frac{y_{i,j} - y_{i,j+1}}{y_{i,j}^* - y_{i,j+1}}$$

onde η_M é a chamada eficiência de prato de Murphree. A equação acima é aplicada apenas para os estágios intermediários, ou seja, para os pratos da coluna de destilação, não se aplicando ao condensador nem ao refeedor.

IV.2.5. Somatório das Frações Molares

A Eq. IV.2 deve ser aplicada para N-1 componentes, já que a soma das frações molares é igual à unidade:

$$\text{Eq. IV.6 } \sum_{i=1}^N x_{i,j} = 1$$

$$\text{Eq. IV.7 } \sum_{i=1}^N y_{i,j} = 1$$

IV.2.6. Equações de Hidráulica

Os balanços e equilíbrios descritos anteriormente não são suficientes para especificar matematicamente o problema. É necessário ainda descrever o comportamento hidráulico do sistema. Isto é feito geralmente utilizando uma relação entre a vazão de líquido em cada prato e o acúmulo de líquido (*hold-up*) em cada prato. Uma relação muito utilizada é a equação sugerida por Francis:

$$\text{Eq. IV.8 } L_j = C\rho_j^L l_w h^{1,5}$$

onde h é a altura de líquido sobre o vertedouro (*weir*) ou dique (m), l_w é o comprimento do vertedouro ao longo do prato (m), ρ_j é a densidade molar líquida (kgmoles/m^3) e C é um coeficiente dimensional ($\text{m}^{0,5}/\text{s}$). Assim como no caso da eficiência, a equação acima é aplicada apenas para os estágios intermediários.

IV.2.7. Propriedades Físicas

Finalmente, são necessários modelos (ou correlações) para o cálculo das propriedades físicas em função das variáveis de estado. Estas relações podem ser escritas de uma forma genérica como:

$$\text{Eq. IV.9 } h_j = h(T_j, P_j, x_{1,j}, x_{2,j}, \dots, x_{N,j})$$

$$\text{Eq. IV.10 } H_j = H(T_j, P_j, x_{1,j}, x_{2,j}, \dots, x_{N,j})$$

$$\text{Eq. IV.11 } \rho_j = \rho(T_j, P_j, x_{1,j}, x_{2,j}, \dots, x_{N,j})$$

IV.3. Procedimento Experimental

Os experimentos realizados na planta tiveram como maior objetivo gerar dados para o ajuste e a validação do modelo do processo descrito acima. Através dos dados experimentais obtidos nessa etapa, os parâmetros de eficiência e *hold-up* do modelo do processo serão estimados. Comumente, em projetos de controle, essa etapa é realizada para identificar o modelo do controlador. Porém, a modelagem fenomenológica do processo é mais abrangente, na medida em que, de posse de um modelo detalhado que seja confiável e represente o processo adequadamente, é possível realizar um grande número de “experimentos” em um menor tempo e em diversas regiões de operação, envolvendo custos baixos, e principalmente, sem por em risco a segurança operacional e a produtividade da planta. Estes experimentos podem ser utilizados, inclusive, para identificar e/ou ajustar o modelo do controlador. Além disso, um modelo adequado é de grande valia para a sintonia e avaliação do desempenho do controlador, antes de sua implementação na planta.

Em geral, o teste em planta é considerado a etapa mais crítica de todo o projeto de controle. Um teste inadequado resulta em um modelo inadequado. Esta inadequação, geralmente, não é descoberta até a fase de pré-operação e ajuste do sistema de controle. Portanto, para que o modelo seja bem ajustado e o controle bem condicionado à planta, o teste deve ser realizado corretamente. Se o ajuste do controlador falhar por causa da qualidade dos modelos, o teste deve ser repetido, incorrendo em custos adicionais. O procedimento experimental elaborado para este trabalho segue as seguintes etapas:

1. Preparação e condicionamento para o teste;
2. Realização do experimento e coleta dos dados;
3. Tratamento dos dados.

IV.3.1. Preparação e Condicionamento para o Teste

A fim de que os riscos de insucesso durante a realização dos testes sejam minimizados, é importante que, antes do início da realização do teste propriamente dito, alguns preparativos sejam levados a cabo, de acordo com o exposto a seguir:

1. Todas as deficiências da instrumentação envolvida no sistema em questão devem ser encontradas e resolvidas. Existindo algum instrumento defeituoso, este deve ser recuperado ou substituído. Os sistemas de medição devem ser aferidos, validando os valores medidos;
2. As deficiências no sistema de controle regulatório devem ser encontradas. As anormalidades no conjunto que compõe as válvulas devem ser corrigidas. As malhas que permanecerão fechadas durante o teste devem estar bem condicionadas, se não devem ser sintonizadas;
3. Todas as variáveis a serem coletadas durante o teste devem ser cuidadosamente definidas e listadas. A exclusão de uma variável crítica dessa lista pode implicar na necessidade de repetição do teste;
4. É necessário montar uma sistemática de coleta das variáveis listadas. Faz parte desta sistemática tanto a coleta de dados em laboratório, dados de campo, quanto a obtenção de dados disponíveis em dispositivos digitais, tais como SDCD;
5. É necessário definir os sinais de entrada que serão utilizados para as variáveis independentes durante o teste. O tipo de sinal mais comumente utilizado é o degrau. Neste caso, o único parâmetro livre, para cada variável de entrada é a amplitude. Esta definição, no entanto, não é necessariamente crítica ao processo. Se os tamanhos dos testes não forem definidos antecipadamente, valores conservativos podem ser usados. Se uma resposta clara não for observada, o tamanho do degrau deve ser aumentado até ser observada uma resposta definida. Além das amplitudes, devem ser definidos também os espaçamentos entre os diversos sinais, o que também não é uma etapa crítica.

No presente trabalho, o sinal de entrada escolhido foi o degrau. Os degraus foram realizados nas seguintes variáveis:

1. vazão de refluxo;
2. pressão;
3. carga térmica do refeedor;
4. vazão de carga.

A Tabela IV.1 e a Tabela IV.2 mostram as variáveis coletadas durante o teste e suas respectivas unidades. As variáveis da Tabela IV.1 são as variáveis coletadas no SDCD. O tempo de amostragem dessas variáveis é de 2 minutos. Já as variáveis presentes na Tabela IV.2 são variáveis não disponíveis no SDCD. Para estas, foi realizado, em conjunto com o pessoal de operação, um procedimento de coleta em campo. A amostragem dessas variáveis foi de 4 horas.

Para as variáveis que foram perturbadas (as quatro entradas listadas acima) foram coletados, além dos seus valores medidos, os valores dos seus *setpoints* (valores de referência). Foram coletados também os valores de abertura das válvulas (em porcentagem), para identificar a saturação das mesmas.

Tabela IV.1. Variáveis Coletadas e suas Respectivas Unidades

Região	Variável	Unidade
Carga	Vazão	ton/h
	Temperatura	°C
	Composição	% molar
Topo	Concentração de propano	ppm molar
	Refluxo	ton/h
	Temperatura	°C
	Pressão	kgf/cm ²
	Pressão (vaso de refluxo)	kgf/cm ²
	Temperatura (vaso de refluxo)	°C
	Nível do vaso de condensado	%
Intermediária	Temperatura do prato 121	°C
Fundo	Vazão corrente fundo	ton/h
	Carga térmica total dos refeedores	Gcal/h
	Vazão da água de quench (AQ)	ton/h
	Vazão vapor (3,5 kgf/cm ²)	ton/h
	Temperatura entrada (AQ)	°C
	Temperaturas saída (AQ)	°C
	Nível de fundo	%
	Concentração propeno	% molar

Tabela IV.2. Medição das Temperaturas da Torre de Resfriamento e na Entrada do Condensador

Variável	Unidade
Temperatura na torre de resfriamento	°C
Temperatura na entrada do condensador	°C

IV.3.2. Realização dos Experimentos e Coleta de Dados

Os testes experimentais realizados na planta consistiram em realizar dois degraus (um positivo e outro negativo) nos *setpoints* das variáveis de entrada citadas anteriormente. As Figura IV.2-Figura IV.11 mostram os resultados do teste. Nessa etapa, de realização do teste, é interessante levantar dois aspectos importantes para o sucesso desta empreitada:

- estreita relação entre as equipes de engenharia e operação;
- estreito acompanhamento de todas as ocorrências operacionais durante o período de testes, através, por exemplo, de um livro de anotações.

O entrosamento entre as equipes de engenharia e de operação é imprescindível para o sucesso do teste. Dentre os inúmeros benefícios deste relacionamento, é possível citar alguns, como, por exemplo, o fato de que, no trabalho em conjunto com a equipe de operação, o engenheiro pode definir de forma mais precisa a amplitude do degrau. Outro exemplo é a existência de situações em que são necessárias intervenções acertadas do pessoal de operação para evitar que os produtos saiam de especificação. O envolvimento da equipe de operação é importante também para que sejam evitadas intervenções e manobras que possam prejudicar o projeto do experimento.

A outra questão se refere ao acompanhamento de ocorrências. Durante o teste, a equipe de engenharia deve manter um livro de anotações, no qual devem ser registrados todos os movimentos e observações sobre o processo. O tempo de cada degrau deve ser anotado, além das perturbações sofridas pelo sistema. Um cuidado especial deve ser tomado no sentido de registrar qualquer evento que possa invalidar os dados de planta, como, por exemplo, saturação de válvulas e falhas na instrumentação.

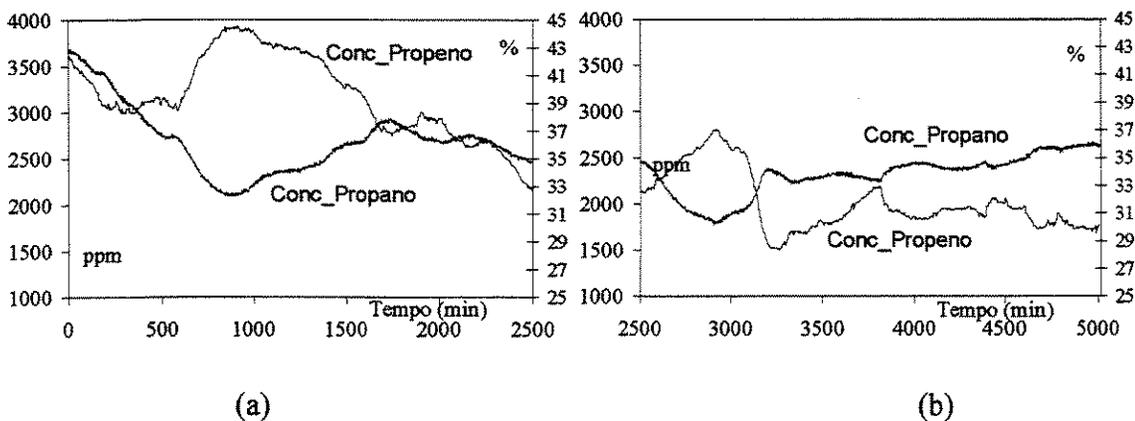


Figura IV.2. Concentrações de Propeno (%) e Propano (ppm) nas Correntes de Fundo e Topo, Respectivamente.

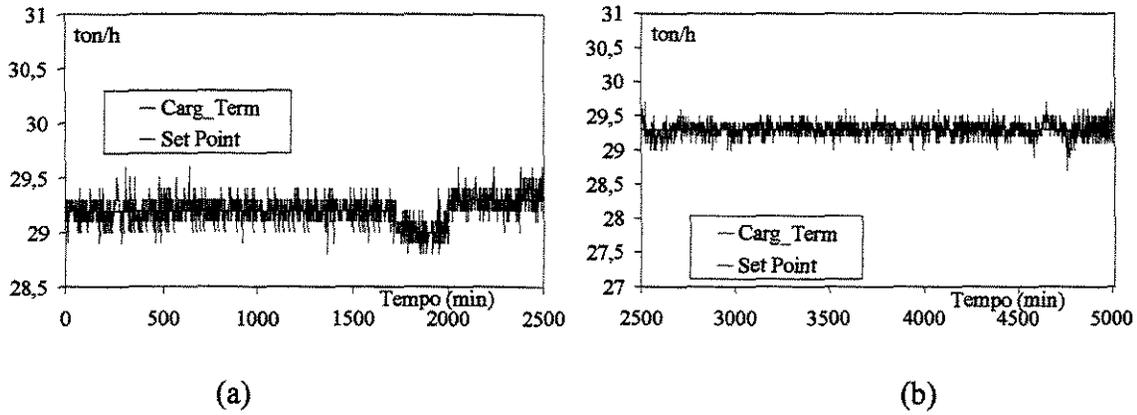


Figura IV.3. Perturbações Degrau na Carga Térmica da Fracionadora de Propileno.

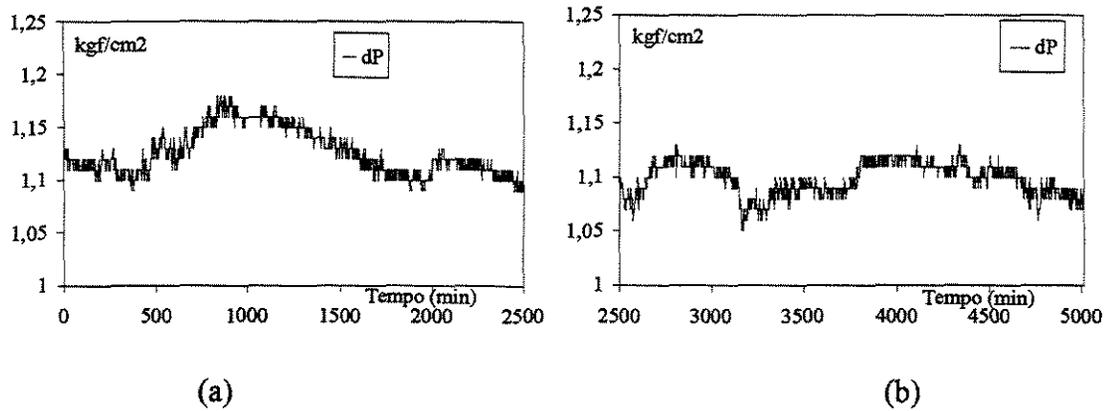


Figura IV.4. Diferencial de Pressão na Coluna Durante o Teste.

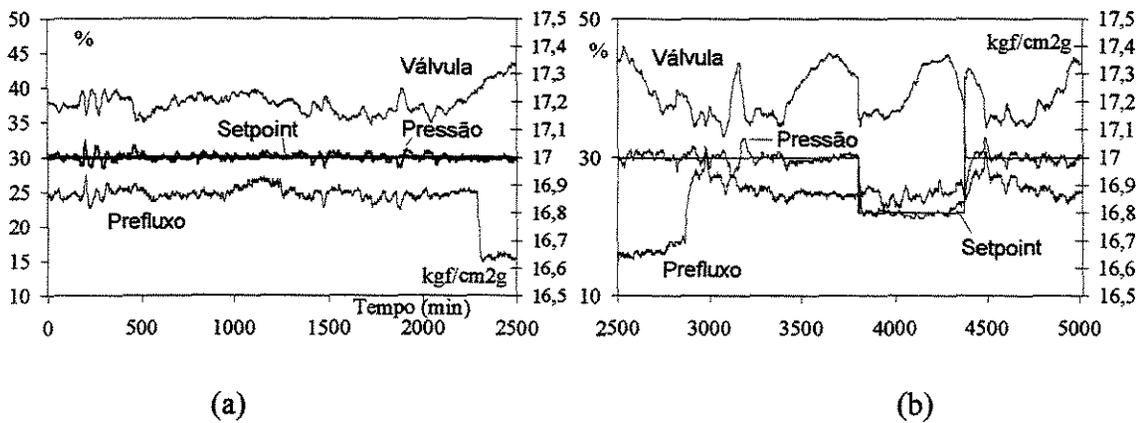


Figura IV.5. Perturbações Realizadas na Pressão de Topo e Comportamento da Pressão no Vaso de Refluxo.

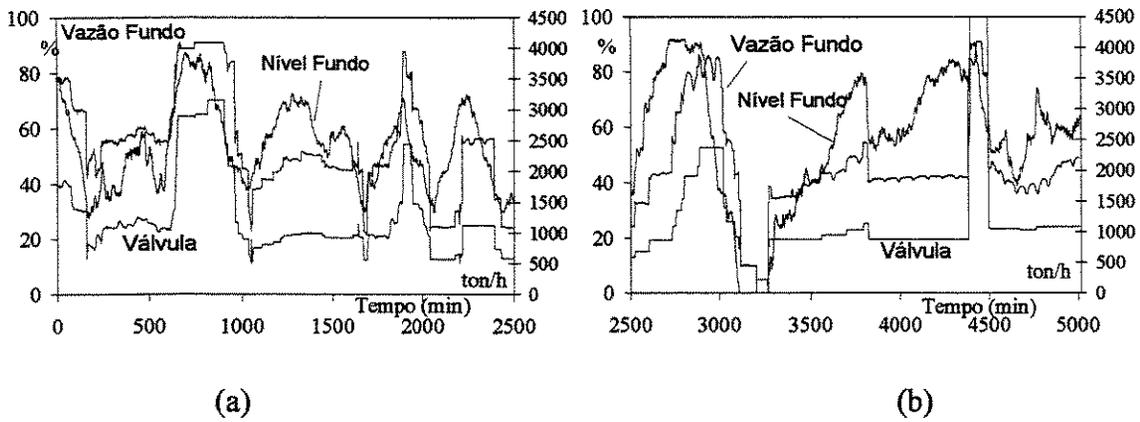


Figura IV.6. Comportamento do Nível do Fundo Frente às Perturbações na Coluna e Manipulações na Vazão da Corrente de Fundo Durante o Teste.

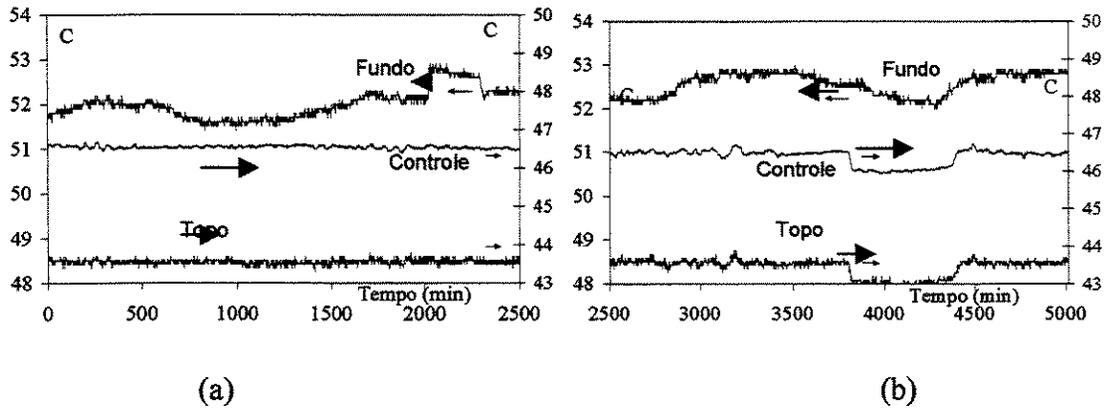


Figura IV.7. Perfil de Temperatura na Fracionadora de Propileno.

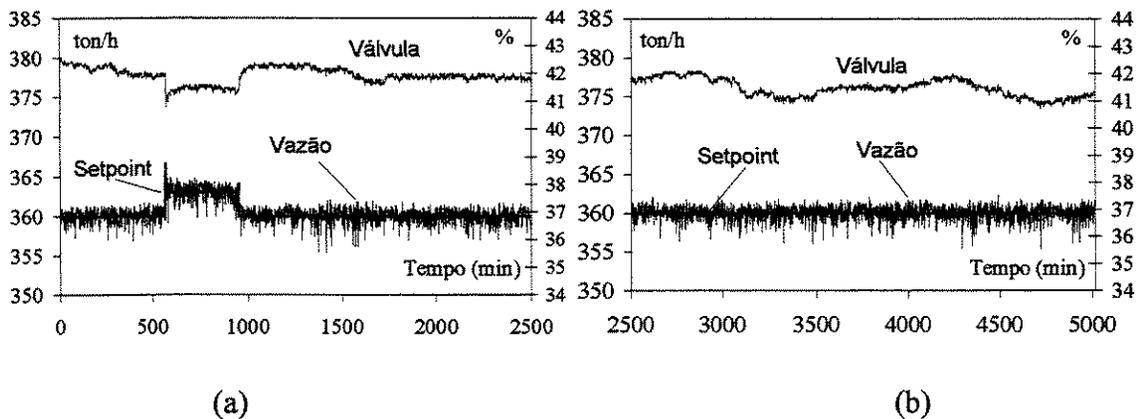


Figura IV.8. Perturbações Realizadas na Vazão de Refluxo da Fracionadora de Propileno.

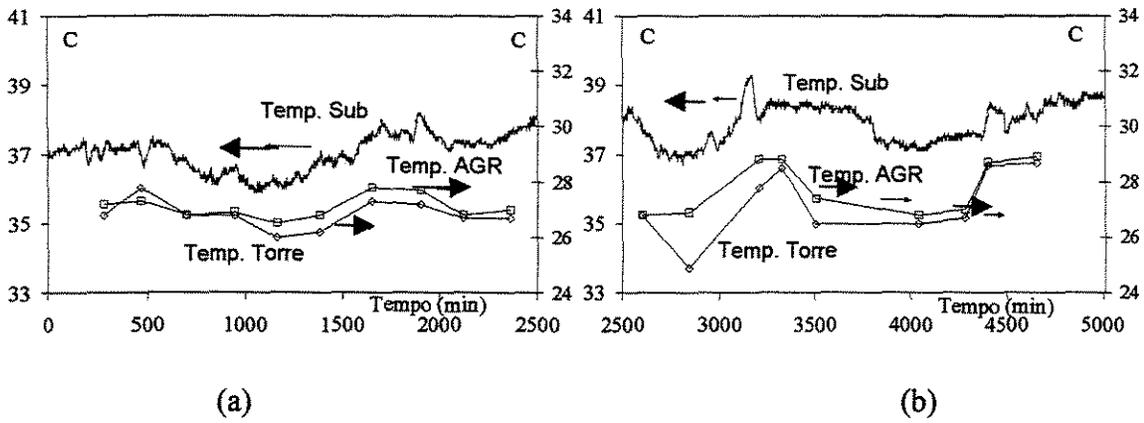


Figura IV.9. Temperaturas de Sub-resfriamento, de Água de Resfriamento Medida na Torre de Resfriamento e Medida na Entrada do Condensador.

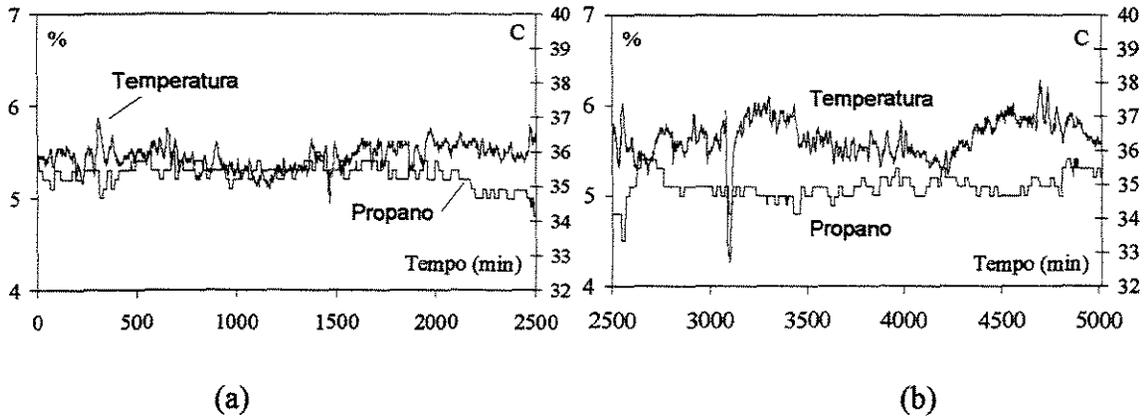


Figura IV.10. Concentração de Propano e Temperatura na Carga da Fracionadora de Propileno.

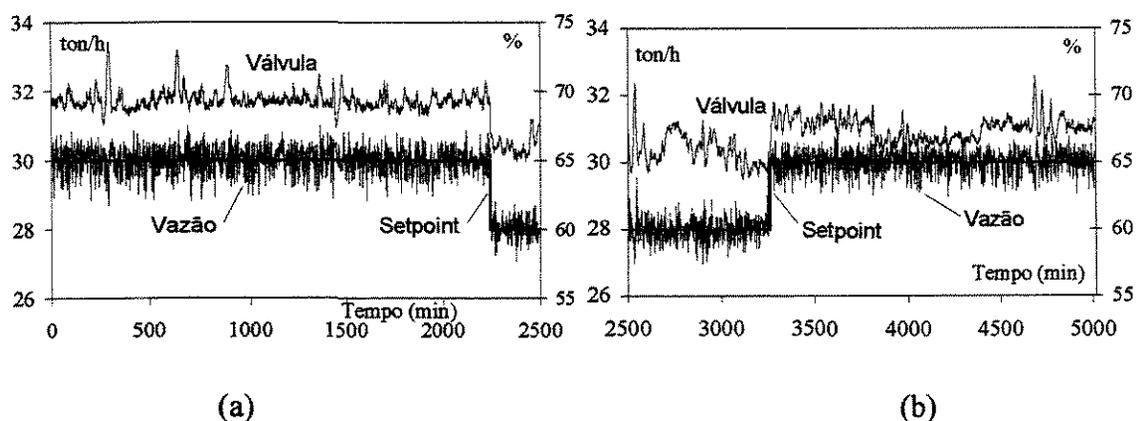


Figura IV.11. Perturbação na Vazão de Carga da Fracionadora de Propileno.

IV.3.3. Tratamento dos Dados

O tratamento de dados envolveu além de uma identificação do estado estacionário inicial, também, a disposição dos dados na forma de desvio ou diferença a valores de referência. Para cada variável, os valores pontuais foram subtraídos ao valor da variável no estado estacionário inicial.

O procedimento de tratamento de dados determinou o descarte do período de 0 a 860 min (resultados posteriores de simulação revelaram que esta ação resulta em modelos com melhor representação do processo, demonstrando o acerto da decisão). Este tratamento dos dados justificou-se pois foi detectado que os instantes iniciais não representavam um estado estacionário consistente do processo (Figura IV.2).

IV.4. Modelo Estacionário

A modelagem estacionário de um processo pode ser obtida a partir das equações que compõem o seu modelo dinâmico, igualando as derivadas temporais a zero. No caso específico da coluna, portanto, a equação de Francis não é utilizada em um modelo estático, uma vez que o termo de acúmulo é eliminado. O sistema de equações (algébricas) resultante pode ser resolvido de diversas maneiras. Em KISTER (1992) e HENLEY e SEADER (1981) são encontrados e descritos alguns desses métodos (por exemplo: *bubble-point* (WANG e HENKE, 1966), *sum-rates* (BURNINGHAM e OTTO, 1967), *global newton* (GALLUN e HOLLAND, 1976, etc.). O *Hysys* (versão 1.5) possui três variantes do método conhecido genericamente como *inside-out* (BOSTON e SULLIVAN, 1974). A malha interna (*inside*) utiliza métodos simplificados para as constantes de equilíbrio e entalpias, os quais são independentes da temperatura. Esses modelos são então atualizados na malha externa (*out*) através de um novo cálculo de temperatura. Os métodos disponíveis no *Hysys* baseados nesse tipo de algoritmo são os seguintes: *Hysim inside-out*, *modified Hysim inside-out* e *Newton Raphson inside-out*. Adicionalmente, outro método também disponível é o da convergência simultânea (*simutaneous correction*). Para o caso desta tese, foi utilizado o método sugerido pelo *Hysys* o *Hysim inside-out*. Uma vez que não se observou qualquer problema de convergência nas simulações, além de não fazer parte do escopo deste trabalho, não serão fornecidos maiores detalhes dos métodos numéricos. O leitor interessado, no entanto, pode consultar diversas fontes (NAPHTALI e SANDHOLM, 1971, BOSTON e SULLIVAN, 1974, HYPROTECH, 1996, HENLEY e SEADER, 1981, KISTER, 1992).

A metodologia empregada para a estimação de parâmetros e ajuste do modelo aos dados obtidos no teste experimental realizado na planta industrial (veja o item 3) foi inspirada em KISTER *et al.* (1997), sendo composta das seguintes etapas, que são descritas nos itens subseqüentes:

- definição do modelo termodinâmico;
- definição das variáveis críticas, T_c , P_c e ω ;

- regressão dos dados de equilíbrio líquido-vapor;
- ajuste do número de pratos teóricos (eficiência) e validação do modelo;
- validação final do modelo através do perfil de temperatura.

IV.4.1. Modelo Termodinâmico

Um grande número de equações vem sendo proposto para o equilíbrio de fases, mas as equações do tipo *Van Der Waals* são, ainda, as que têm tido, na prática, maior atenção (LIMA, 1991). O motivo de seu uso difundido se deve à sua relativa exatidão, especialmente em sistemas de hidrocarbonetos, e à sua simplicidade de cálculo (LIMA, 1991). Em MARTINS (1995), LIMA (1991), SMITH e VAN NESS (1975) WALLAS (1985), PRAUNSNITZ *et al.* (1986), etc, pode-se encontrar as principais equações de equilíbrio de fases utilizadas tanto na abordagem que utiliza equações de estado para representar as duas fases (a chamada abordagem ϕ - ϕ) quanto naquela que utiliza modelos de coeficiente de atividade para representar o comportamento da fase líquida (a chamada abordagem γ - ϕ).

LACERDA (1993) recomenda a utilização da abordagem ϕ - ϕ para representar a separação propeno e propano, sugerindo duas equações termodinâmicas para representar a separação propeno e propano: Peng-Robinson e Soave-Redlich-Kwong. Neste caso, as relações de equilíbrio podem ser expressas através de (GIBBS 1878, 1948, SMITH e VAN NESS, 1975):

$$\text{Eq. IV.12} \quad y_i \phi_i^V = x_i \phi_i^L$$

sendo necessário, portanto, calcular o coeficiente de fugacidade das espécies em cada fase. Neste trabalho, seguindo uma das sugestões supracitadas, foi escolhida a equação de Peng-Robinson, descrita pelas seguintes equações:

$$\text{Eq. IV.13} \quad P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b) + b(v-b)}$$

$$\text{Eq. IV.14} \quad Z^3 - (1-B)Z^2 + (A - 2AB - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0$$

em que,

$$\text{Eq. IV.15} \quad b = \sum_{i=1}^N x_i b_i$$

$$\text{Eq. IV.16} \quad b_i = 0,077796 \frac{RT_{c_i}}{P_{c_i}}$$

$$\text{Eq. IV.17} \quad a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij})$$

$$\text{Eq. IV.18} \quad a_i = a_{c_i} \alpha_i$$

$$\text{Eq. IV.19} \quad a_{c_i} = 0,457235 \frac{(RT_{c_i})^2}{P_{c_i}}$$

$$\text{Eq. IV.20} \quad \alpha_i^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_{r_i}^{0,5})$$

$$\text{Eq. IV.21} \quad m_i = 0,37646 + 1,54226\omega_i - 0,26992\omega_i^2$$

$$\text{Eq. IV.22} \quad A = \frac{aP}{(RT)^2}$$

$$\text{Eq. IV.23} \quad B = \frac{bP}{RT}$$

O coeficiente de fugacidade é expresso pela seguinte equação:

Eq. IV.24

$$\ln \phi_i = -\ln\left(Z - \frac{Pb}{RT}\right) + (Z-1)\frac{b_i}{b} - \frac{a}{2^{1,5}bRT} \left[\frac{1}{a} \left(2a_i^{0,5} \sum_{j=1}^N x_j a_j^{0,5} (1 - k_{ij}) \right) - \frac{b_i}{b} \right] * \dots$$

$$\ln \left[\frac{V + (2^{0,5} + 1)b}{V - (2^{0,5} - 1)b} \right]$$

A entalpia é calculada através de:

$$\text{Eq. IV.25} \quad \frac{\Delta H}{RT} = Z - 1 + \frac{1}{2^{1,5}bRT} \left[a - T \frac{da}{dt} \right] \ln \left(\frac{V + (2^{0,5} + 1)b}{V - (2^{0,5} - 1)b} \right)$$

IV.4.2. Propriedades Críticas (T_c , P_c) e Fator Acêntrico (ω)

A Tabela IV.3 mostra os valores de temperatura crítica, pressão críticas e fator acêntrico utilizados neste trabalho (ASPEN TECHNOLOGY, 1998). Nas temperaturas de operação, as pressões de vapor dos componentes puros são preditas pela equação de Peng Robinson e comparadas com valores obtidos da equação de Antoine (Figura IV.12).

Tabela IV.3. Pressões e Temperaturas Críticas e Fator Acêntrico Utilizado no Modelo

	Propeno	Propano
P (kgf/cm ²)	46,90694	43,3175
T (°C)	91,75	96,68
ω	0,141119	0,152291

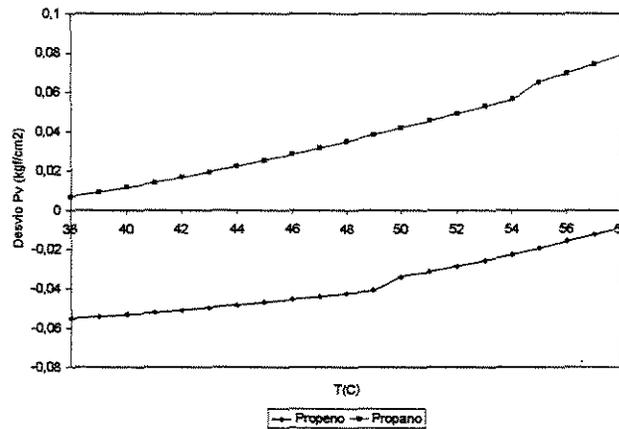


Figura IV.12. Desvio das Pressões de Vapor Obtidos da Equação de Antoine e as Calculadas pelas Equações de Peng Robinson.

IV.4.3. Estimação dos Parâmetros de Interação Binária

Na literatura pesquisada (por exemplo, HARMENS, 1985, HOWAT e SWIFT, 1980), extensas discussões debatem sobre a veracidade ou não dos dados experimentais disponíveis de equilíbrio líquido-vapor de propileno-propano. Por causa da importância industrial do sistema, de e sua baixa volatilidade relativa, há uma grande demanda por dados de equilíbrio confiáveis (HARMENS, 1985). Os dados experimentais de equilíbrio líquido-vapor dos componentes são utilizados para ajustar os modelos termodinâmicos, o que, no caso de equações de estado, significa determinar o parâmetro de interação binária (k_{ij}). A metodologia empregada para este ajuste pode ser encontrada em HARMENS (1985) e HOWAT e SWIFT (1980).

A sensibilidade do modelo da fracionadora de propileno a este coeficiente é mostrada na Tabela IV.4. Observa-se uma variação no balanço de energia (refluxo e/ou carga térmica do refeedor) de aproximadamente 4%, para variações da ordem de 0,0004 (décimos de milésimos) do valor do k_{ij} . Os dados mostram, portanto, que o comportamento do modelo da fracionadora é bastante sensível em relação a este parâmetro. Vale ressaltar ainda que a o valor da eficiência da coluna depende do valor encontrado do k_{ij} .

Tabela IV.4. Sensibilidade do Modelo da Fracionadora em Relação ao Parâmetro Binário (Propeno/Propano)

k_{ij}	0,0079	0,0075	0,0071	0,0067	0,0063	0,0059
Refluxo (ton/h)	415	398	383	369	357	345
Carga térmica refervedor(Gcal/h)	33,4	32,2	31,1	30	29,2	28,2

HARMENS (1985) apresenta o k_{ij} como uma função da temperatura. Diante desta perspectiva de dependência com a temperatura e, além disso, do fato do sistema ter grande sensibilidade a este parâmetro, se for desejado utilizar um valor constante para este parâmetro, ele deverá ser estimado a partir de dados de equilíbrio na mesma faixa de temperatura operacional da coluna. Desta forma, foram selecionados os dados experimentais de equilíbrio líquido-vapor de HARMENS (1985) nas temperaturas de 46,84 e 56,84 °C (a coluna opera com temperaturas de fundo e topo em torno de 42 °C e de 53 °C, respectivamente). Estes dados foram regredidos utilizando o simulador Aspen 10.01. Como função objetivo foi utilizado o erro de predição da volatilidade relativa e obtido o valor de 0,004398 para o k_{ij} . O mesmo procedimento foi realizado utilizando outras funções objetivo (por exemplo: máxima verossimilhança (*Maximum-Likelihood*) para as variáveis P, T, x e y, e diferença das constantes de equilíbrio), não tendo sido observadas diferenças significativas no resultado.

IV.4.4. Ajuste da Eficiência da Coluna e Validação do Modelo

A eficiência global de uma coluna é definida como:

$$\text{Eq. IV.26} \quad \alpha = \frac{N_t}{N_\alpha}$$

onde N_t é o número de pratos teórico e N_α é o número real de pratos no processo.

A eficiência em uma coluna pode variar de uma seção para outra, de modo que a Eq. IV.26 pode ser aplicada por seção. Por exemplo, é possível ter uma eficiência para a seção de retificação e uma eficiência diferente para a seção de esgotamento.

A eficiência pode ser calculada também para cada prato. Há diferentes métodos, teóricos ou empíricos, para calcular a eficiência do prato (KISTER, 1992). LOCKETT (1986) apresenta os prós e contras de algumas delas. Ele cita, porém, que quanto mais rigoroso e teoricamente correto for a definição da eficiência, mais difícil é a sua utilização. De acordo com KISTER (1992), testes rigorosos na planta são, geralmente, o mais representativos método para obter a eficiência do prato ou da coluna.

Para os engenheiros de processo e produção, a eficiência global (ou por seção) é, sem dúvida, o índice mais importante (KISTER, 1992). Também neste trabalho foi considerada uma eficiência global. No entanto, ao invés de ser calculada a eficiência, esta considerada igual a 100%, sendo estimado o número de pratos teóricos. Este artifício reduz o tempo de cálculo da modelagem. O método usado para o de ajuste do número de pratos teóricos foi o mesmo utilizado por KISTER *et al.*, 1997:

1. Assumir uma estimativa inicial para a eficiência dos pratos e usá-la para converter o número atual dos mesmos em estágios teóricos. É assumido que a eficiência do pratos é uniforme, exceto quando houver uma razão especial para assumi-la diferente em diferentes regiões da coluna (topo e fundo);
2. Dadas as condições da carga (composição, vazão, temperatura e pressão), número de estágios teóricos, pressão de topo e fundo, e a composição dos produtos, calcular o balanço de energia (refluxo e carga térmica do refeedor) e o perfil de temperatura;
3. Se o refluxo e a carga térmica excederem os valores medidos em planta, a eficiência da coluna é superior àquela estimada. Ao contrário, se o refluxo e a carga térmica são inferiores aos valores medidos em planta, a eficiência da sua coluna é inferior àquela estimada;
4. Estimar heurísticamente um novo valor para a eficiência e repetir o procedimento;
5. Uma vez que os valores de refluxo e carga térmica coincidam com os valores do processo real, dentro de uma tolerância especificada, o procedimento é encerrado.

Para o ajuste da eficiência global foram utilizados os dados da fracionadora de propileno obtidos experimentalmente (item 3). Esses dados mostram que os valores das concentrações dos produtos estão em permanente oscilação, inclusive quando as variáveis manipuladas encontram-se inalteradas. Esse fato é justificado pela variação gradual da temperatura da água de resfriamento (utilizada pelos condensadores) entre o dia e a noite. Durante todo o período do teste apenas em duas situações as concentrações dos produtos permaneceram constantes, cada uma delas tendo uma duração de aproximadamente 3 (três) horas, e representado dois pontos de operação (estados estacionários) distintos. As médias dos dados desses dois períodos foram utilizadas para ajustar o modelo estacionário do processo (Tabela IV.5).

Tabela IV.5: Dados Utilizados para Ajustar o Modelo Estacionário do Processo

	Estado estacionário 1	Estado estacionário 2
Período (min)	4.154 - 4.314	4.730 – 4.926
Conc. Propano Topo (ppm)	2380	2610
Conc. Propeno Fundo (%)	31,36	30,25
Refluxo (ton/h)	359,91	360,03
Carga Térmica (Gcal/h)	29,30	29,28
Carga Vazão (ton/h)	30,01	30,06
Carga Composição (% de propano)	5,18	5,23
Temp. de Subresfriamento (°C)	37,50	38,55
Pressão no Topo (kgf/cm ² m)	16,80	16,99
Diferencial de Pressão (kgf/cm ²)	1,11	1,09
Pressão Vaso Refluxo(kgf/cm ² m)	16,87	16,87

A eficiência encontrada, seguindo o procedimento acima, foi de 76,1 %. Em outras palavras, o balanço de energia foi ajustado para um número de 121 pratos teóricos (eficiência de 100%).

Os maiores erros encontrados nos balanços de energias para os estados estacionários 1 e 2 - 0,34 e 1,64, respectivamente - são menores do que a raiz quadrada da soma dos erros das medições necessárias para compor o balanço de energia. O erro aceitável para os instrumentos de medição de vazão é de até 1,5%. Como para a carga térmica são utilizados dois instrumentos de medição de vazão (refervedores principal e secundário) a diferença encontrada para a carga térmica, mostrada na Tabela IV.6, é aceitável. Além disso, vale ressaltar que o valor “experimental” da carga térmica é resultado de um cálculo em que

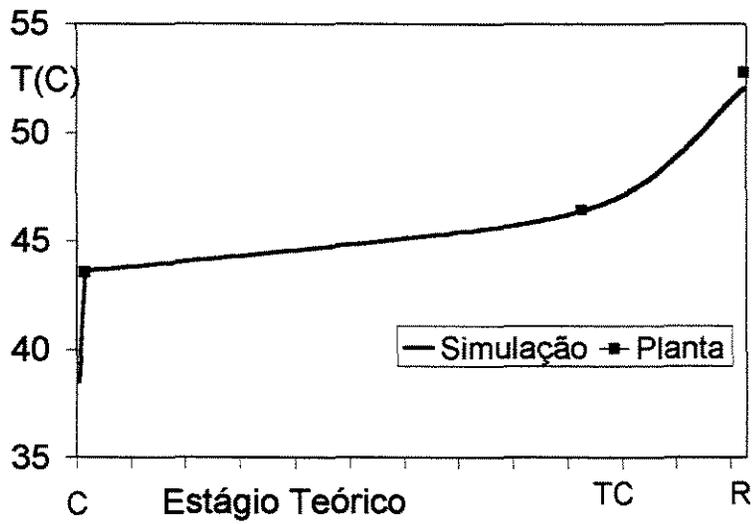
o valor da temperatura de saída do fluido de aquecimento do retervedor principal (AQ) é uma considerada constante (veja o capítulo III), o que introduz novos erros na “medição” da carga térmica. Os valores de refluxo encontrados, como indicado na Tabela IV.6, estão próximos dos valores “experimentais”.

Tabela IV.6. Balanço de Energia dos Estados Estacionários 1 e 2

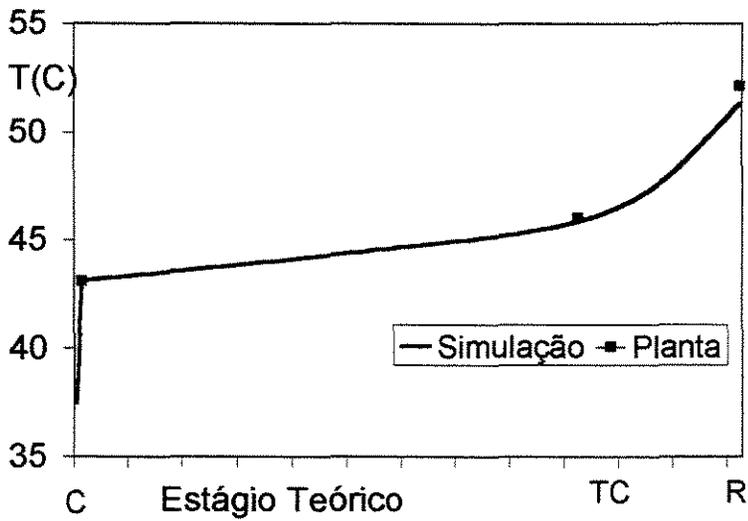
Balanço Energia	Desvio (%)	
	1	2
Refluxo	-0,03	0,56
Carga Térmica	0,34	1,64

IV.4.5. Validação Final do Modelo: Perfil de Temperatura

A comparação do perfil de temperatura pode trazer um ajuste fino, mostrando se a eficiência é constante ao longo da coluna ou se o estágio de alimentação está corretamente fixado. Infelizmente, apenas três pontos de medição de temperatura ao longo da coluna estão disponíveis. A Figura IV.13 mostra o perfil de temperatura para os estados estacionários 1 e 2. Estes dados mostram um excelente ajuste e, portanto, não foi necessário realizar alterações na eficiência ou no estágio de alimentação.



(a)



(b)

Figura IV.13. Balanço de Energia e Perfis de Temperatura dos Estados Estacionários 1 (a) e 2 (b).

VI.5. Modelo Dinâmico

A modelagem mecânica presente no *Hysys* consiste em resolver o sistema de equações desenvolvido no item 2. Este tipo de modelagem tem sido largamente apresentado na literatura, no mínimo, há 30 anos (TRIERWEILER, 1991).

TRIERWEILER (1991) cita que os principais avanços que vem sendo conseguidos são referentes às técnicas de solução do sistema de equações, que envolvem tanto o método de integração quanto a técnica de processamento (processamento paralelo, ver CREA, 1988). Uma discussão bastante completa sobre o assunto pode ser encontrada no trabalho de GANI *et al.* (1986).

Na literatura é encontrado um grande número de métodos numéricos. Os métodos de integração disponíveis no *Hysys* são os seguintes:

- Euler;
- Runge-Kutta de segunda ordem;
- Ricard-Lanning-Torrey.

O *Hysys* utiliza um passo variável no procedimento de integração, dentro de um intervalo especificado pelo usuário. Ou seja, a cada passo de integração, um novo tamanho de passo é determinado, através da avaliação da taxa de variação temporal das variáveis.

IV.5.1. Modelos Termodinâmicos para Simulação Dinâmica

Durante a integração, os cálculos descritos no item 2 são utilizados em cada passo, envolvendo cálculos de *flash* (separação líquido vapor) e de entalpia. Estes cálculos consomem muito de tempo de processamento computacional. Por esta razão, o *Hysys* possui cálculos simplificados alternativos, que utilizam modelos simplificados para aproximar os cálculos rigorosos. Estes modelos simplificados são obtidos através da regressão de dados gerados a partir dos modelos termodinâmicos rigorosos. O modelo selecionado, seja do tipo simplificado ou rigoroso, é utilizado para representar o equilíbrio

de fases (constante de equilíbrio, K), entalpia e entropia, nas diferentes fases. O *software* permite que diferentes modelos sejam utilizados para as propriedades, em outras palavras, pode-se escolher para a entalpia o modelo rigoroso e para a entropia o modelo simplificado. Os modelos disponíveis no *Hysys*, que descritos nos itens seguintes, são os seguintes:

- **Modelo Linear ou Quadrático:** São funções lineares ou quadráticas de temperatura utilizadas para representar a entalpia e/ou entropia das fases vapor e líquida. A partir do modelo rigoroso, são gerados onze pontos (dez intervalos) para a propriedade e regredidos os dados para uma expressão que é função da temperatura;
- **Modelo Local:** A opção de modelo local pode ser utilizada tanto para o cálculo da constante de equilíbrio quanto para a entalpia. Este modelo utiliza o método dos Mínimos Quadrados Recursivos para atualizar, em função de mudanças nas condições da coluna, os parâmetros do modelo local. Esta metodologia de atualização pode ser comparada com a de um controle adaptativo. Os parâmetros são atualizados através do modelo rigoroso;
- **Gás Ideal:** A fase vapor é modelada utilizando uma expressão do gás ideal. Este modelo pode ser utilizado para o cálculo simplificado da constante de equilíbrio.
- **Modelo Rigoroso:** É utilizado o mesmo modelo definido anteriormente na modelagem estacionária (no presente caso, Peng-Robinson). Com este modelo tem-se maior precisão nos cálculos, mas o tempo de processamento também é maior.

IV.5.1.1. Modelo Linear ou Quadrático

O modelo linear representa as propriedades (entalpia ou entropia) utilizando uma expressão que é uma função linear da temperatura.

$$\text{Eq. IV.27} \quad h^v = \sum_{i=1}^N y_i \left[(c_i^v + d_i^v T) + h_i^f \right]$$

$$\text{Eq. IV.28} \quad h^L = \sum_{i=1}^N x_i \left[(c_i^L + d_i^L T) + h_i^F \right]$$

$$\text{Eq. IV.29} \quad S^v = \sum_{i=1}^N y_i (r_i^v + s_i^v T)$$

$$\text{Eq. IV.30} \quad S^L = \sum_{i=1}^N x_i (r_i^L + s_i^L T)$$

Os coeficientes c e d , r e s são constantes do modelo, e são determinados a partir da regressão de dados gerados pelo modelo rigoroso.

O modelo quadrático é similar ao modelo linear. Contudo, a dependência das propriedades com a temperatura é quadrática:

$$\text{Eq. VI.31} \quad h^v = \sum_{i=1}^N y_i \left[(c_i^v + d_i^v T + e_i^v T^2) + h_i^F \right]$$

$$\text{Eq. IV.32} \quad h^L = \sum_{i=1}^N x_i \left[(c_i^L + d_i^L T + e_i^L T^2) + h_i^F \right]$$

$$\text{Eq. VI.33} \quad S^v = \sum_{i=1}^N y_i (r_i^v + s_i^v T + t_i^v T^2)$$

$$\text{Eq. IV.34} \quad S^L = \sum_{i=1}^N x_i (r_i^L + s_i^L T + t_i^L T^2)$$

Os coeficientes c , d e e , r , s e t são constantes do modelo, e, analogamente ao caso anterior, também são determinados a partir da regressão de dados gerados pelo modelo rigoroso.

IV.5.1.2. Modelo Local

Estes modelos simplificados são obtidos a partir dos modelos rigorosos. Durante o processamento computacional os parâmetros dos modelos locais são periodicamente atualizados pelas subrotinas termodinâmicas rigorosas. Desta maneira, consegue-se uma representação precisa do equilíbrio de fases, com um tempo computacional consideravelmente menor (TRIERWEILER, 1991).

Os modelos locais são, geralmente, funções analíticas simples. Normalmente a forma da função está baseada numa simplificação do modelo rigoroso, mas funções polinomiais ou outras funções arbitrárias também podem ser utilizadas (TRIERWEILER, 1991). Uma discussão detalhada sobre o assunto pode ser encontrada nos trabalhos de CHLAMOWLTS *et al.* (1989). A função utilizada pelo *Hysys* para o cálculo da constante de equilíbrio é:

$$\text{Eq. IV.35} \quad \ln(K_i) = a_i + \frac{b_i}{T} + c_i(\ln P) + d_i(1 - x_i)^2$$

O modelo para o cálculo da entalpia consiste de duas partes: um termo global e outro corretivo.

$$\text{Eq. IV.36} \quad H_i = H_{V,i} + H_{L,i}$$

$$\text{Eq. IV.37} \quad H_{V,i} = H_{\text{Ref}_i} + C_{p_i} T$$

$$\text{Eq. IV.38} \quad H_{L,i} = a_i + b_i T + c_i \ln(P)$$

onde H_{Ref} e C_p são os parâmetros do termo global. Estes parâmetros são obtidos no início da integração, e mantidos constantes durante toda a simulação dinâmica. Os parâmetros a , b e c são atualizados durante a simulação.

IV.5.1.3. Gás ideal

Esta opção é válida apenas para simplificar os cálculos da constante de equilíbrio, K , para modelos de atividade. A fugacidade da fase líquida, neste método, é calculada utilizando o método termodinâmico (modelo de atividade) definido no estado estacionário. Quando um modelo de coeficiente de atividade é utilizado para a fase líquida, e considerando um comportamento ideal para a fase vapor, o valor de K é expresso por:

$$\text{Eq. IV.39} \quad K_i = \frac{\gamma_i^L P_i^{\text{sat}}}{P}$$

onde o coeficiente de atividade γ_i^L pode ser determinado por um modelo de coeficiente de atividade e a pressão de vapor do componente pode ser determinada através de uma equação do tipo Antoine:

$$\text{Eq. VI.40} \quad \ln(P_i^{\text{sat}}) = a_i + \frac{b_i}{T}$$

onde a_i e b_i são constantes para o componente i .

IV.5.1.4. Modelo Rigoroso

A formulação do modelo rigoroso é justamente aquela descrita no item 2. Apesar do modelo rigoroso não ser o sugerido pelo simulador, já que neste método o tempo de processamento é superior aos demais, este foi o modelo selecionado e utilizado. Esta escolha deveu-se ao fato de que o sistema em estudo mostrou-se bastante sensível a mudanças no modelo selecionado. Ou seja, as aproximações feitas nos modelos simplificados não parecem ser válidas para a fracionadora de propeno, sendo necessário, portanto, utilizar os cálculos mais rigorosos possíveis.

IV.5.2. Ajuste do Modelo Dinâmico

Tendo sido feita a validação do modelo estacionário, a única variável disponível para o ajuste e a validação do modelo dinâmico é o inventário (*hold-up*) da coluna. Neste caso, seria necessário fazer simulações dinâmicas com o *Hysys*, compará-las e ajustá-las aos dados experimentais.

O procedimento descrito acima implica na utilização de variáveis medidas experimentalmente (tais como vazões) como variáveis de entrada para o simulador. Além disso, em se tratando de um modelo dinâmico, estas entradas não são mais valores específicos, mas sim seqüências temporais (funções do tempo). Um teste padrão e intuitivo são as funções degrau em cada uma das entradas, com as demais mantidas constantes. Este tipo de variação é facilmente simulada no *Hysys*. No entanto, em testes reais em plantas industriais dificilmente são conseguidas condições sequer próximas do descrito. No presente caso, por exemplo, não foram identificadas situações estáveis seguidas de perturbações degrau bem definidas, principalmente devido às constantes mudanças na temperatura da água de resfriamento, conseqüência das intempéries.

Dada a situação colocada acima, a solução seria simular o processo utilizando como entrada toda a série de leituras dinâmicas dos dados experimentais, de modo a representar fidedignamente os dados de entrada. No entanto essa abordagem também não foi possível, entre outras coisas por limitação do *software* em tratar tais tipos de entradas. Este problema foi contornado utilizando os dados experimentais para realizar uma modelagem empírica, baseada em uma representação entrada/saída do processo. A partir destes modelos, foram feitas simulações, utilizando entradas degrau, que foram utilizadas para simular e ajustar o modelo dinâmico do simulador comercial. Por questões de simplicidade foram utilizados modelos lineares, o que não significa, no entanto, que não pudessem ter sido utilizados modelos não lineares. Desta forma, o método utilizado para o ajuste e a validação do modelo dinâmico do *Hysys* resume-se em:

1. identificação dos dados do processo através de um modelo linear do tipo ARX;
2. geração de novos dados “experimentais”, a partir da resposta ao degrau dos modelos identificados na etapa anterior;

3. utilização dos dados gerados na etapa anterior para ajuste do modelo fenomenológico do *Hysys*, através do ajuste do inventário da coluna (*hold-up*).

Deve ser frisado que o procedimento adotado é perfeitamente válido, desde que o modelo identificado na etapa 1 descreva os dados de forma adequada, e que os dados gerados na etapa 2 estejam dentro da faixa na qual o modelo foi identificado. Por outro lado, este procedimento não seria ideal se o modelo identificado contivesse erros significativos, na medida em que estes erros seriam incorporados ao modelo mecanístico. Esta possibilidade, no entanto, resultaria provavelmente de um comportamento não linear dos dados experimentais, situação que poderia ser facilmente contornada utilizando um modelo empírico não linear. Vale ressaltar ainda que, a despeito da utilização de um modelo linear durante o procedimento, o modelo dinâmico final do *Hysys* é um modelo não linear, já que ele considera uma modelagem mecanística, baseada nos balanços de massa e energia e nas relações de equilíbrio. Desta forma, quando simulado fora da região onde os dados experimentais foram coletados, este modelo deve revelar os possíveis comportamentos não lineares pertinentes ao sistema.

IV.5.2.1. Identificação por Modelagem Linear

A identificação do processo foi realizada através de um modelo do tipo ARX (Eq. IV.41):

$$\text{Eq. IV.41} \quad A(q)y(k) = B(q)u(k - nk) + e(k)$$

$$\text{Eq. IV.42} \quad A(q) = 1 + a_1q^{-1} + \dots + a_{na}q^{-na}$$

$$\text{Eq. IV.43} \quad B(q) = b_1 + b_2q^{-1} + \dots + b_{nb}q^{-nb},$$

onde a e b são os parâmetros do modelo, n_a e n_b representam as ordens dos polinômios A e B e nk é o número de atrasos da saída em relação à entrada, que representa o tempo morto do sistema.

O modelo ARX é uma representação empírica (entrada/saída), discreta e linear. Uma descrição mais detalhada desse e de outros modelos, lineares ou não, pode ser encontrada em EMBIRUÇU (1993).

No procedimento de ajuste foi utilizado como ferramenta matemática o *software Matlab*. Basicamente, o ajuste resume-se na determinação das ordens dos polinômios A e B, e na determinação do tempo morto do sistema.

Os critérios de determinação de ordem estão relacionados com a estimação dos parâmetros e com a validação do modelo, tornando estas três tarefas bastante interrelacionadas (EMBIRUÇU, 1993). Para entender a filosofia destes métodos de determinação de ordem, é necessário ter-se uma idéia dos critérios de estimação dos parâmetros. A título de ilustração, um desses critérios é mostrado a seguir. Seja a Eq. IV.41 re-escrita como:

$$\text{Eq. IV.44} \quad y(k) = G(q)u(k - nk) + H(q)e(k)$$

$$\text{Eq. IV.45} \quad G(q) = \frac{B(q)}{A(q)}$$

$$\text{Eq. IV.46} \quad H(q) = \frac{1}{A(q)}$$

Os erros de predição desse modelo podem ser calculado através da seguinte expressão:

$$\text{Eq. IV.47} \quad e(k) = H(q)^{-1} [y(k) - G(q)u(k)]$$

Ou seja, conhecendo-se os dados de entrada e saída, a soma dos quadrados dos erros de predição é uma função dos parâmetros de G e H (parG e parH):

$$\text{Eq. IV.48} \quad \sum e(k)^2 = V(\text{parG}, \text{parH}) \quad k=1, \dots, N$$

A filosofia do critério de predição dos erros, PEM (*Prediction Error Method*), é calcular os parâmetros de G e H de tal forma que a função V, chamada função perda, seja minimizada (EMBIRUCU, 1993).

Os critérios AIC (*Akaike's Information Theoretic Criterion*, critério teórico de informação de Akaike) e MDL (*Minimum Description Length*, descrição de comprimento mínimo) são outros dois métodos baseados na função perda.

$$\text{Eq. IV.49} \quad \text{AIC} = \ln \left\{ \left[1 + 2 \left(\frac{n}{N} \right) \right] V \right\}$$

$$\text{Eq. IV.50} \quad \text{MDL} = V \left[1 + \ln(N) \left(\frac{n}{N} \right) \right]$$

onde n é o número total de parâmetros, N é o número de dados e V é a função perda.

Em adição ao valor da função perda, os dois critérios levam em consideração o número de parâmetros e o número de parâmetros (EMBIRUÇU, 1993). Desta forma, se mais dados estão disponíveis, um maior número de parâmetros pode ser selecionado. Por outro lado, para valores iguais de função perda, é selecionado o modelo com menor número de parâmetros (EMBIRUÇU, 1993).

A identificação do processo foi feita utilizando os dados relativos ao intervalo de tempo de 340 a 5000 min, que corresponde à quase totalidade dos dados coletados, de acordo com o tratamento de dados mencionado anteriormente (Figura IV.2 a Figura IV.11).

A partir dos procedimentos descritos acima, o modelo foi obtido, conforme mostrado nas Tabela IV.7, Tabela IV.8, Tabela IV.9, Tabela IV.10 e Tabela IV.11. A Tabela IV.7 mostra as ordens dos polinômios A e B, assim como, o número de atrasos da saída em relação à entrada. Pode-se observar que os modelos encontrados são de ordens elevadas, que hipoteticamente, pode ser explicada por um motivo matemático e/ou físico.

Matematicamente, o modelo obtido na estrutura com um maior conjunto de parâmetros (n_a e n_b) irá sempre apresentar uma função perda menor (EMBIRUÇU, 1993). O aumento da ordem resulta em uma melhora real do modelo, isto é, o aumento do número de parâmetros permite que o modelo capture características relevantes do sistema. Porém, o contínuo aumento da ordem pode levar a um sobre-ajuste, ou seja, um ajuste particular do ruído, sem valor na representação do modelo.

Uma explicação física para a ordem elevada no modelo é sua origem. A coluna de destilação é um processo constituído por um número de estágios de equilíbrio. Em cada estágio poderia encarar que há um modelo, havendo, teoricamente, uma ordem para cada modelo. Especificamente para a fracionadora de propileno, o alto número de pratos sugere modelo de ordem elevado, não necessariamente igual ao número de estágios.

Tabela IV.7. Número de n_a , n_b e n_k para Modelos de AC1 (Propano no Topo da Coluna) e AC2 (Propeno no Fundo da Coluna)

		AC1	AC2
Saída n_a		23	16
Entrada n_b / n_k	Vazão carga	1 / 5	1 / 5
	Propano na carga	1 / 1	1 / 1
	Temperatura refluxo	1 / 1	1 / 5
	Vazão refluxo	1 / 5	2 / 4
	Pressão no topo	2 / 6	3 / 8
	Carga térmica	7 / 4	3 / 4

As Tabela IV.8, Tabela IV.9, Tabela IV.10 e Tabela IV.11 ilustram os parâmetros dos polinômios e respectivas variâncias (dA , dB). A análise do valor tanto dos parâmetros quanto de suas variâncias foi uma ferramenta útil para investigar a qualidade do modelo, e para refiná-lo, propondo ordens menos elevadas (EMBIRUÇU, 1993).

Nas Tabela IV.8 e Tabela IV.9 são mostrados os parâmetros e variância dos polinômios A e B para a concentração de propano no topo (AC1). Em análise ao polinômio A, observa-se que algumas variâncias são próximas ou superiores aos valores dos parâmetros. A substituição destes valores por zeros, poderiam melhorar a confiabilidade do modelo, porém isto não é possível por limitações do *software* utilizado, *Matlab*. Os

parâmetros do polinômio B referentes a algumas das variáveis de entrada (concentração de propano na carga, temperatura de subresfriamento do refluxo e carga térmica) apresentam variações (dB) maiores do que o próprio valor do parâmetro. Isto indica pouca confiança nestes parâmetros. Na análise física das respostas destas variáveis realizadas no item IV.5.2.2, é mostrado um comportamento pouco representativo destas variáveis em relação ao processo real. Melhorias podem ser conseguidas utilizando para identificação um número maior de dados.

A pouca confiabilidade dos parâmetros das variáveis citadas, no entanto, não representa um prejuízo para o propósito desta tese, visto que estas variáveis não são utilizados para o ajuste do modelo no *Hysys*.

Tabela IV.8. Valores dos Coeficientes e Desvios dos Polinômios A e B para a Composição de Propano no Topo (AC1)

A	dA	Vazão da Carga		Propano na Carga		Temperatura Refluxo	
		B	DB	B	DB	B	DB
1	0	0	0	0	0	0	0
-0,7268	0,0202	0	0	0,5840	1,4986	0,0879	0,2975
0,1239	0,0250	0	0	0	0	0	0
-0,2278	0,0250	0	0	0	0	0	0
-0,0313	0,0252	0	0	0	0	0	0
-0,2716	0,0252	0,7016	0,2343	0	0	0	0
0,1106	0,0258	0	0	0	0	0	0
-0,0473	0,0259	0	0	0	0	0	0
0,0186	0,0256	0	0	0	0	0	0
0,0151	0,0253	0	0	0	0	0	0
-0,2444	0,0253	0	0	0	0	0	0
0,2057	0,0257	0	0	0	0	0	0
-0,0400	0,0260	0	0	0	0	0	0
0,0819	0,0257	0	0	0	0	0	0
0,0016	0,0253	0	0	0	0	0	0
-0,2157	0,0253	0	0	0	0	0	0
0,1745	0,0256	0	0	0	0	0	0
-0,0197	0,0258	0	0	0	0	0	0
0,0087	0,0258	0	0	0	0	0	0
-0,0090	0,0252	0	0	0	0	0	0
-0,1715	0,0252	0	0	0	0	0	0
0,1428	0,0250	0	0	0	0	0	0
0,0171	0,0250	0	0	0	0	0	0
0,0297	0,0202	0	0	0	0	0	0

Tabela IV.10. Valores dos Coeficientes dos Polinômios A e B para o AC2

A	DA	Vazão da Carga		Propano na Carga		Temperatura Refluxo	
		B	dB	B	dB	B	DB
1	0	0	0	0	0	0	0
-0,9588	0,0199	0	0	0,0166	0,0132	0	0
-0,0389	0,0277	0	0	0	0	0	0
-0,0249	0,0277	0	0	0	0	0	0
0,0460	0,0275	0	0	0	0	0	0
0,0184	0,0273	0,0046	0,0020	0	0	-0,0311	0,0055
-0,1720	0,0273	0	0	0	0	0	0
0,1309	0,0274	0	0	0	0	0	0
0,0205	0,0273	0	0	0	0	0	0
-0,1420	0,0273	0	0	0	0	0	0
0,1376	0,0274	0	0	0	0	0	0
0,0036	0,0272	0	0	0	0	0	0
-0,1987	0,0273	0	0	0	0	0	0
0,1796	0,0276	0	0	0	0	0	0
-0,0075	0,0278	0	0	0	0	0	0
-0,0777	0,0279	0	0	0	0	0	0
0,0906	0,0199	0	0	0	0	0	0

Tabela IV.11. Valores dos Coeficientes dos Polinômios A e B para o AC2

Refluxo		Pressão no Topo		Carga Térmica	
B	dB	B	dB	B	DB
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0,0038	0,0013	0	0	0,0192	0,0129
0,0043	0,0013	0	0	-0,0079	0,0131
0	0	0	0	-0,0614	0,0130
0	0	0	0	0	0
0	0	1,3073	0,2417	0	0
0	0	0,1613	0,3277	0	0
0	0	-1,3256	0,2416	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0

Para os métodos de determinação de ordem utilizados, o teste de reprodução ou o teste de predição já está sendo implicitamente feito. EMBIRUÇU (1993) ressalta, porém, que este é um teste relativo (comparação de um modelo com outro), que não garante uma reprodução adequada dos dados experimentais. Como o conjunto de dados experimentais, após tratamento, foi utilizado integralmente para o ajuste do modelo, a validação realizada é a do exercício de identificação.

A comparação dos dados experimentais com as respostas de predição do modelo ARX para os dados de concentração de propano no topo (AC1) e concentração de propeno no fundo (AC2) são mostrados pelas Figura IV.14 e Figura IV.15, respectivamente.

A Figura IV.14, como esperado pela análise das variâncias dos parâmetros dos polinômios, mostra que o modelo ARX prediz as principais tendências dos dados experimentais, porém com relativamente baixa reprodução dos valores absolutos. A Figura IV.15 a reprodução é mais fidedigna. Os resultados de predição estão mais próximos (menor desvio) dos valores experimentais para a variável AC2 que para a variável AC1.

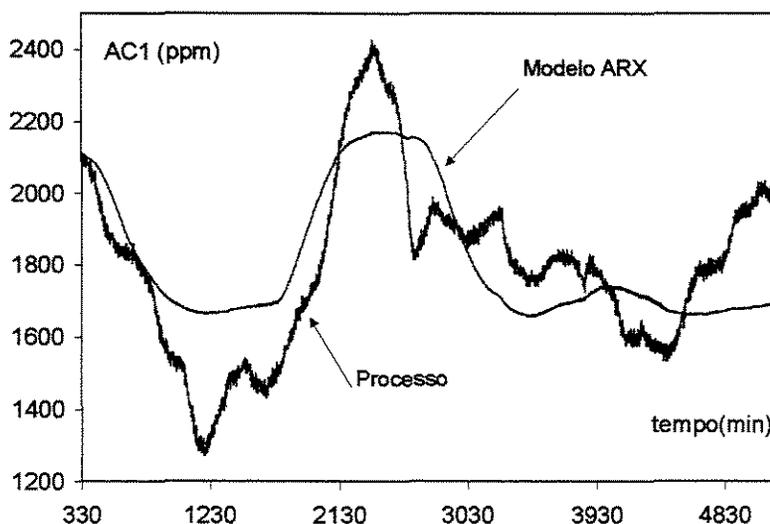


Figura IV.14. Validação do Modelo Identificado com Dados de Processo do Período Ilustrado para a Variável AC1 (Concentração de Propano no Refluxo).

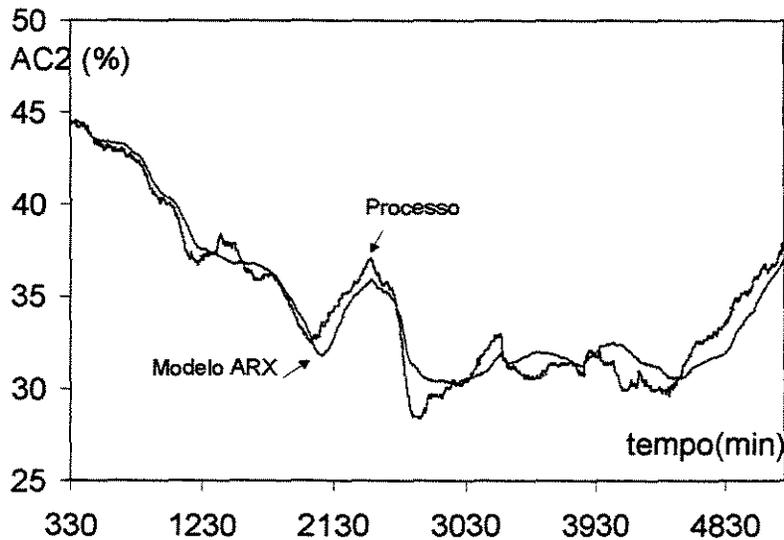


Figura IV.15. Validação do Modelo Identificado com Dados de Processo do Período Ilustrado para a Variável AC2 (Concentração de Propeno na Corrente de Fundo).

Em adição ao processo de validação, no item seguinte, é mostrado e discutido fisicamente as respostas dos modelos ARX para perturbações degraus individuais nas variáveis de entrada, utilizando conhecimentos *a priori* do processo.

IV.5.2.2. Ajuste do *Hold-up* dos Pratos no *Hysys*

Uma vez definido o modelo para a entalpia e para a constante de equilíbrio (tendo sido escolhido neste caso o modelo rigoroso, como citado anteriormente), e estando disponíveis os dados necessários para a validação do modelo, deve-se proceder o ajuste do inventário (*hold-up*) da coluna, do vaso de refluxo, do fundo da coluna e dos trocadores (refervedores e condensador). Os *hold-ups* do vaso, do fundo da coluna, do condensador e dos fervedores foram fixados em valores iguais aos do processo real. O *hold-up* da coluna foi ajustado para reproduzir as respostas das concentrações de propano no topo (AC1) e de propeno no fundo (AC2) às perturbações degraus unitário em duas variáveis de entrada: vazão da carga e refluxo. O procedimento consistiu em variar heurísticamente a largura e altura do *weir* mantendo o diâmetro da coluna fixo (valor de projeto). O resultado do ajuste dos parâmetros está mostrado na Tabela IV.12.

Tabela IV.12. Ajuste dos Parâmetros para Determinação do *Hold-up* da Coluna

Diâmetro da coluna (m)	4,8
Largura do <i>weir</i> (m)	3,25
Altura do <i>weir</i> (m)	0,2

As Figura IV.16-Figura IV.19 ilustram o resultado destes ajustes. Observa-se nas figuras, exceto para a resposta da concentração de propano no topo (AC1) em relação à perturbação na carga (Figura IV.18), diferenças entre os ganhos dos modelos ARX e do *Hysys*. Vale ressaltar, porém, que o ganho para o modelo *Hysys* foi ajustado na etapa de modelagem estacionária. Para o comportamento dinâmico observa-se diferentes respostas tanto da variável AC1, quanto da variável AC2 para a perturbação na vazão de alimentação. Fisicamente, é esperado para perturbações na carga e no refluxo que a composição de topo apresente resposta sobrelevada e para a concentração de fundo, de primeira ordem para perturbação no refluxo e sobrelevada para perturbação na carga. Estas respostas podem ser explicadas pelos efeitos das perturbações no balanço de energia no fracionamento e diferencial de temperatura na troca térmica do refeedor. O aumento da carga, sem devido aumento da carga térmica (balanço de energia), resulta em primeira instância em um menor grau de fracionamento, aumentando as concentrações no fundo (propeno) e no topo (propano) da coluna. Este é o efeito de maior magnitude. O segundo efeito, de menor magnitude, é a menor troca térmica no refeedor devido a redução do diferencial de temperatura (aumento da concentração do componente de menor ponto de ebulição, propeno) entre o processo e o fluido de aquecimento (vale ressaltar que ao se referir a carga térmica constante deve-se entender que as variáveis vazão e temperatura do fluido de aquecimento estão constantes e não a carga térmica – ver no capítulo III descrição da malha da carga térmica). No aumento da vazão de refluxo, em primeira instância, o perfil de concentração da coluna é deslocado para baixo, aumentando a concentração de propeno no fundo e reduzindo a concentração de propano no topo. Em um segundo momento, a troca térmica no refeedor é aumentada pela aumento do diferencial de temperatura entre o processo e o fluido térmico, resultando no aumento da concentração de propano no topo.

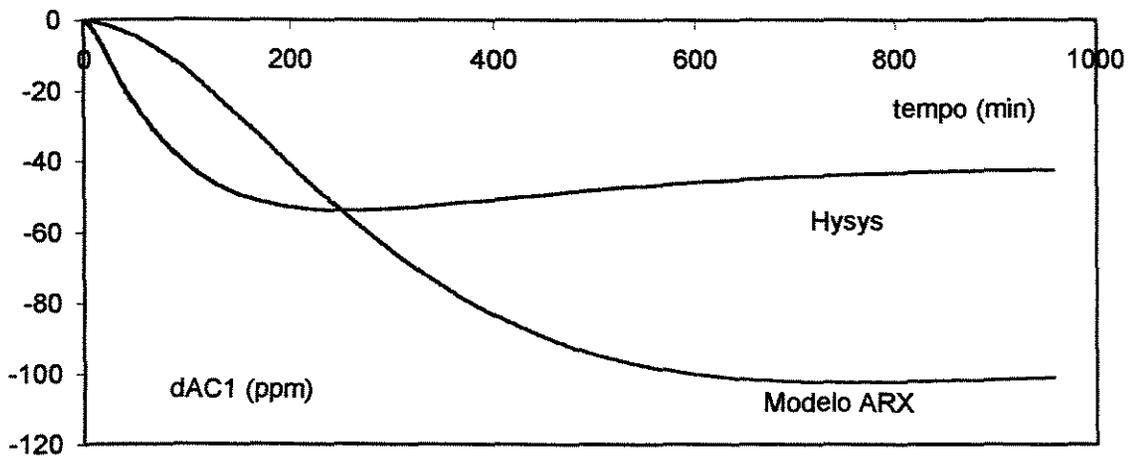


Figura IV.16. Desvio da Concentração de Propano no Topo da Fracionadora de Propileno (AC1) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de 1 ton/h no Refluxo.

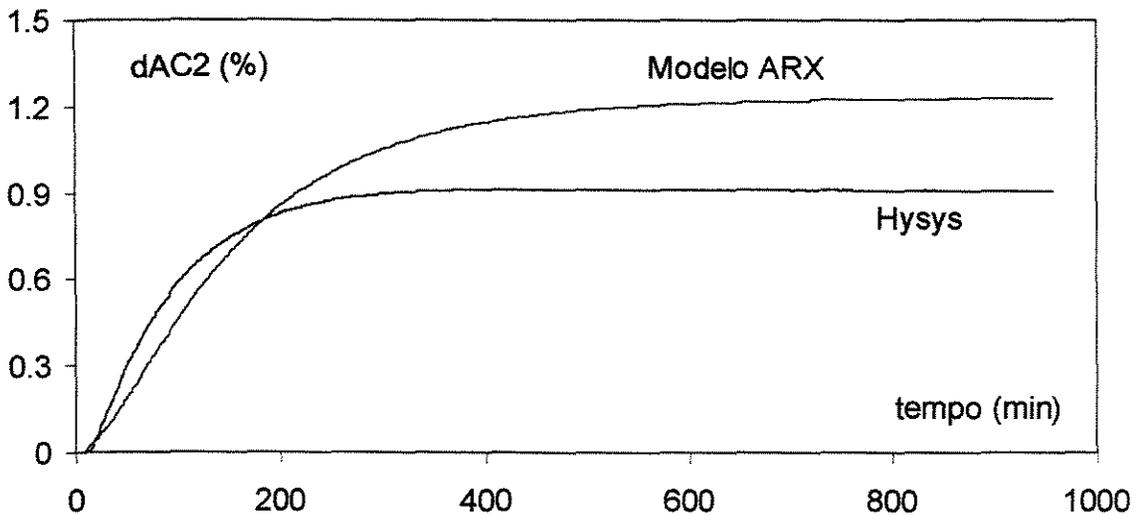


Figura IV.17. Desvio da Concentração de Propeno no Fundo da Fracionadora de Propileno (AC2) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de 1 ton/h no Refluxo.

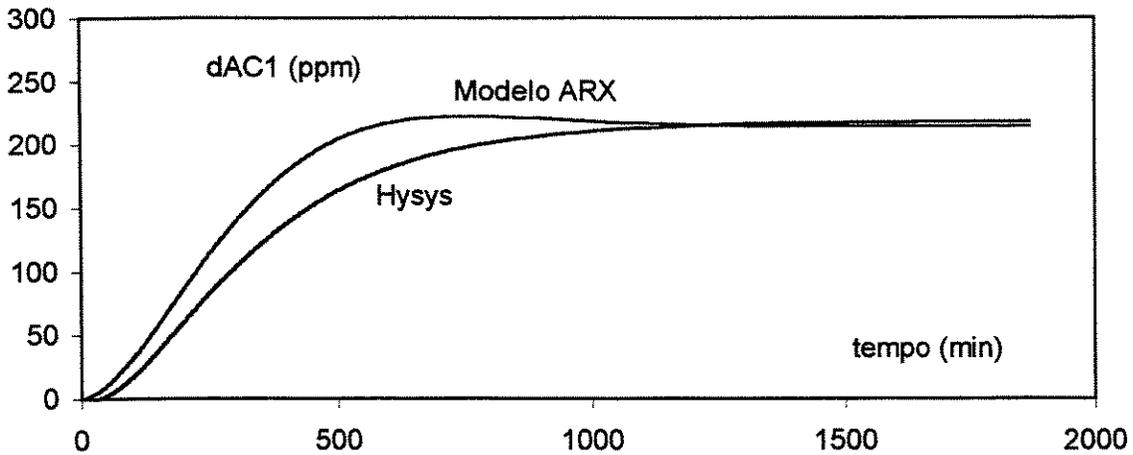


Figura IV.18. Desvio da Concentração de Propano no Topo da Fracionadora de Propileno (AC1) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de 1 ton/h na Corrente de Alimentação.

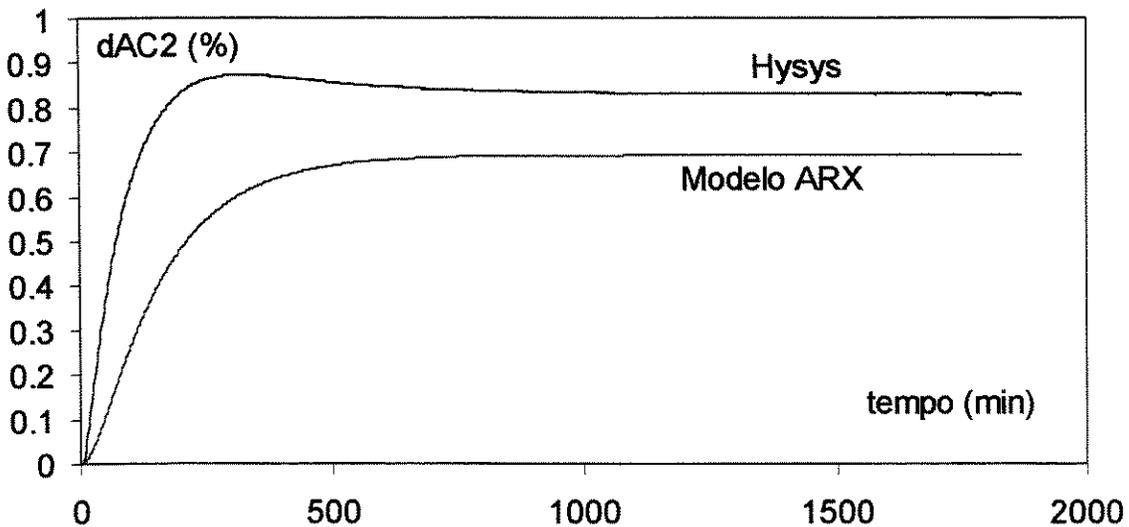


Figura IV.19. Desvio da Concentração de Propeno no Fundo da Fracionadora de Propileno (AC2) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de 1 ton/h na Corrente de Alimentação.

Da Figura IV.20 a Figura IV.25 são comparadas o modelo ARX e o *Hysys* para as demais variáveis de entrada do modelo ARX, que não foram utilizadas para o ajuste. Observa-se para todas as respostas diferenças nos ganhos estáticos entre os dois modelos,

especialmente, para nas respostas referente às perturbações na composição de propano na carga (Figura IV.22 e Figura IV.23). Em relação aos aspectos dinâmicos, algumas respostas divergem em tempo de resposta ou comportamento (forma da resposta). Nas Figura IV.21 e Figura IV.25 observa que em ambos os modelos as respostas são de primeira ordem mas a constante de tempo entre eles são diferentes. Nas Figura IV.20 e Figura IV.24 observa-se comportamentos diferentes entre os modelos, semelhante aos apresentados anteriormente. Para essas perturbações são esperadas respostas sobrelevadas conforme representado pelo modelo *Hysys*.

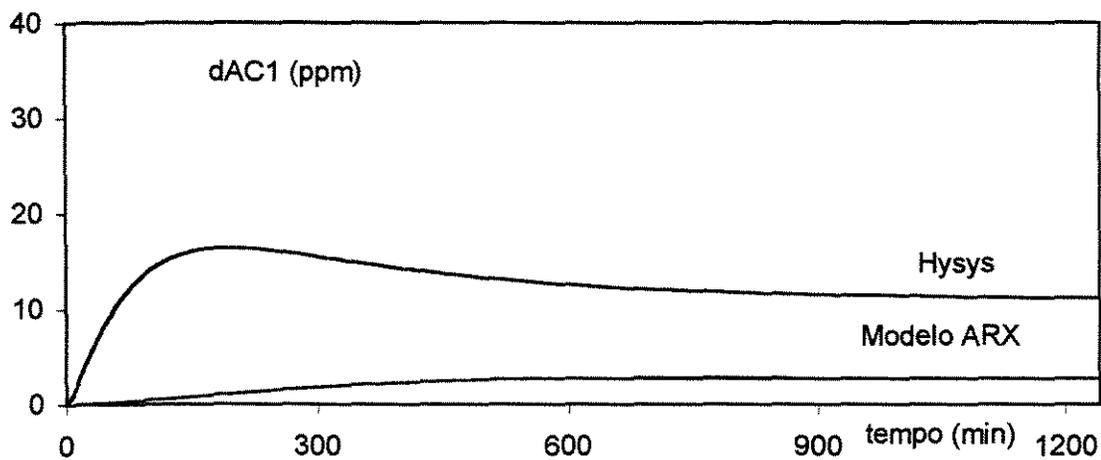


Figura IV.20. Desvio da Concentração de Propano no Topo da Fracionadora de Propileno (AC1) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de 0,1°C na Temperatura de Subresfriamento do Refluxo.

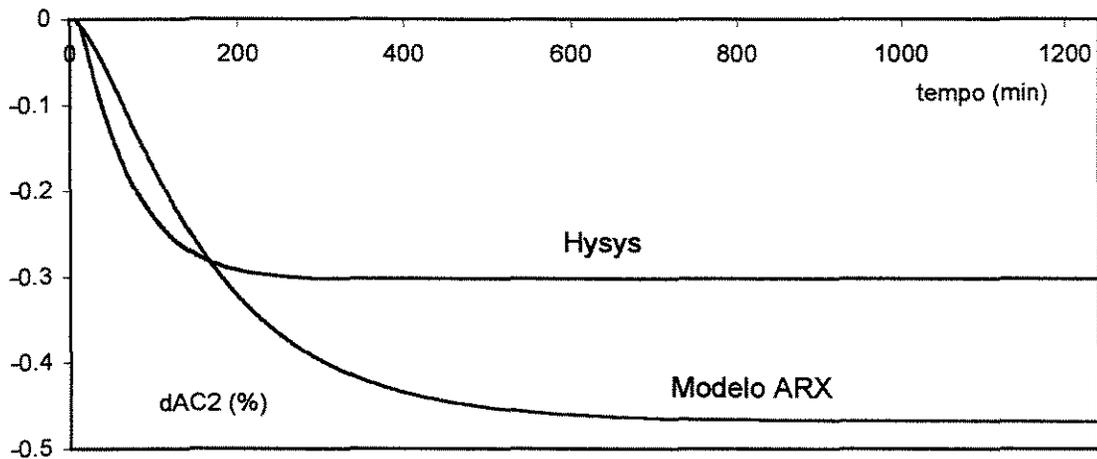


Figura IV.21. Desvio da Concentração de Propeno no Fundo da Fracionadora de Propileno (AC2) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de $0,1^{\circ}\text{C}$ na Temperatura de Subresfriamento do Refluxo.

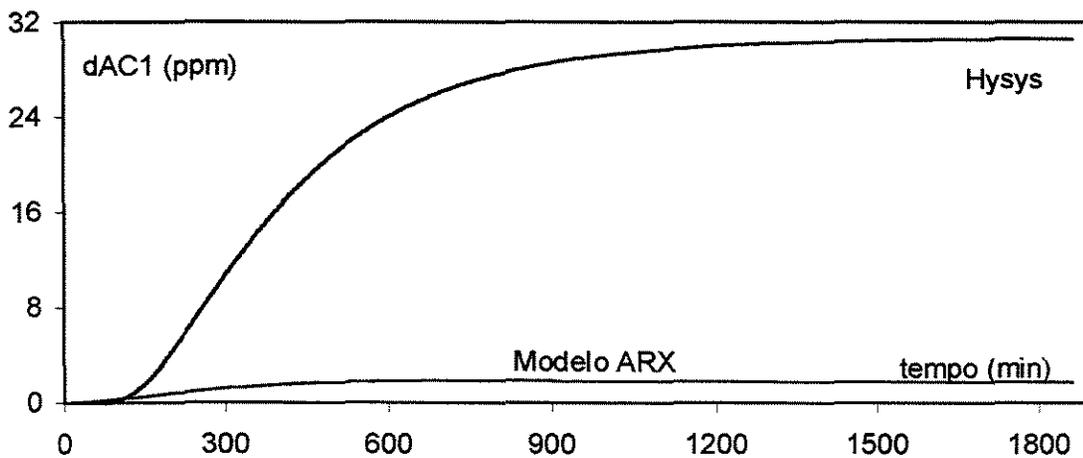


Figura IV.22. Desvio da Concentração de Propano no Topo da Fracionadora de Propileno (AC1) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de $0,1\%$ na Concentração de Propano na Corrente de Alimentação.

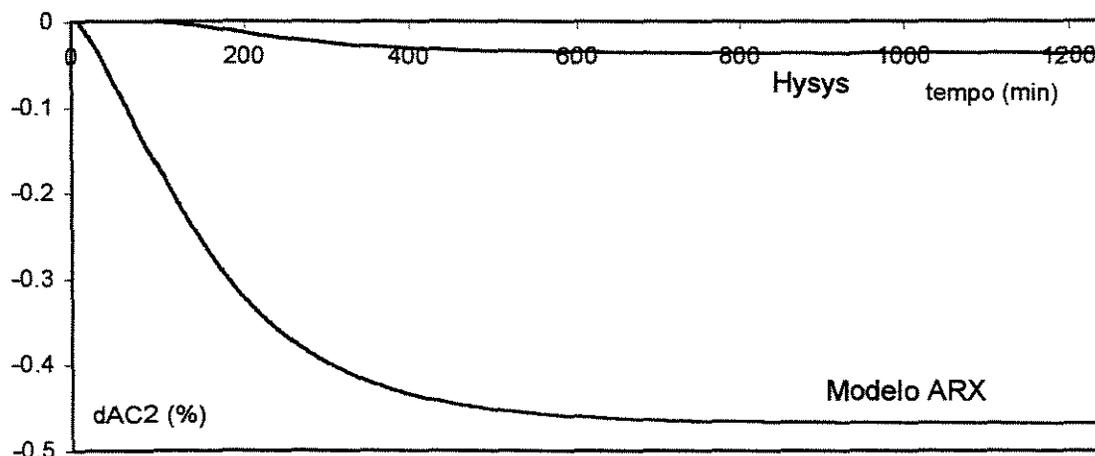


Figura IV.23. Desvio da Concentração de Propeno no Fundo da Fracionadora de Propileno (AC2) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de 0,1% na Concentração de Propano na Corrente de Alimentação.

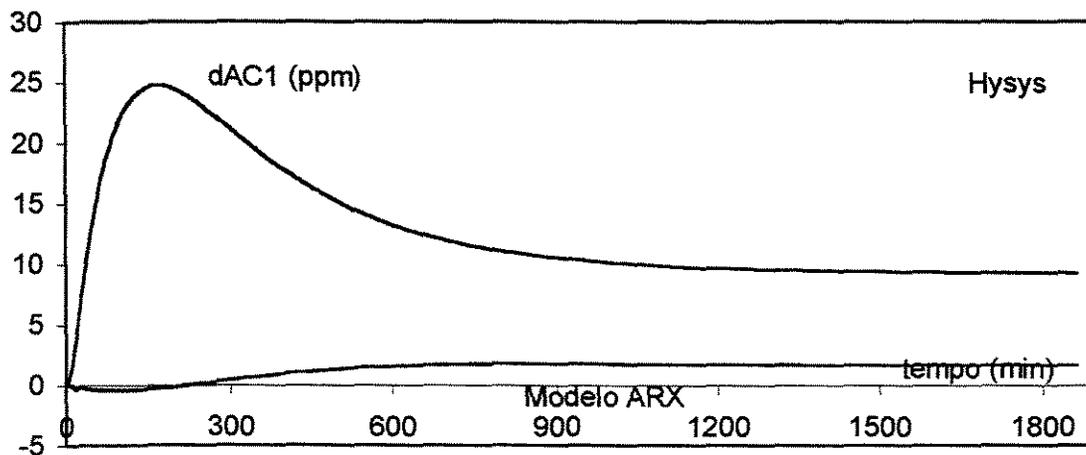


Figura IV.24. Desvio da Concentração de Propano no Topo da Fracionadora de Propileno (AC1) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de 0,100681 Gcal/h na Carga Térmica.

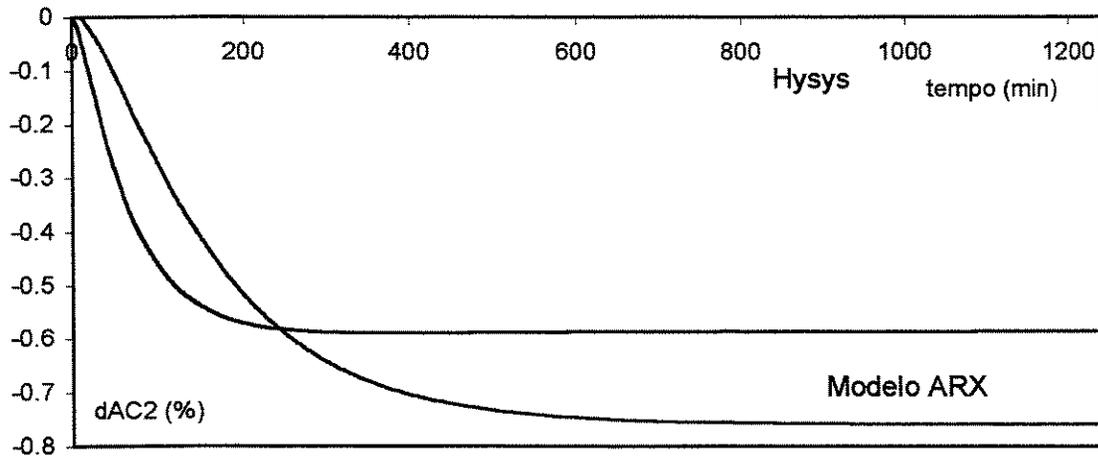


Figura IV.25. Desvio da Concentração de Propileno no Fundo da Fracionadora de Propileno (AC2) no Modelo ARX e no *Hysys* Frente a uma Perturbação Degrau de 0,100681 Gcal/h na Carga Térmica.

IV.6. Conclusões

Grande esforço foi destinado para esta etapa da tese. A fidelidade dos modelos é importante para que as conclusões das próximas etapas (estudo de linearidade e acoplamento e teste de desempenho de controle) possam ser estendidas para o processo real.

Através do balanço de energia e perfil de temperatura o modelo estacionário foi ajustado. Os erros encontrados estão na mesma ordem de grandeza da imprecisão dos dados experimentais. A maior dificuldade encontrada no ajuste foi quanto a determinação do coeficiente binário, k_{ij} . Devido a baixa volatilidade relativa dos componentes envolvidos, propeno e propano, e o grande número de estágios, o modelo apresenta alta sensibilidade a este parâmetro. Vale ressaltar que o valor da eficiência determinado para esta coluna depende do valor do k_{ij} obtido pela regressão de dados de equilíbrio líquido-vapor.

Realizada a validação do modelo estacionário, a variável para o ajuste e validação do modelo dinâmico é o inventário (*hold up*) da coluna. O ideal seria realizar simulações utilizando dados experimentais diretamente no *Hysys* e comparar os resultados da simulação com os correspondentes dados experimentais. Mas por limitações encontradas no software *Hysys* e nos dados experimentais não foram identificadas situações estáveis seguidas de perturbações degrau bem definidas, principalmente devido às constantes mudanças na temperatura da água de resfriamento, consequência das intempéries, foi utilizado como subterfúgio uma identificação linear para os dados experimentais. Em seguida o modelo *Hysys* foi ajustado comparando o comportamento dinâmico das suas respostas com as do modelo linear.

Os resultados dos modelos ARX e *Hysys* mostraram um bom ajuste para o tempo de resposta. Maior imprecisão é observada na forma das respostas apresentadas tanto pela composição de topo (AC1) quanto pela composição de fundo (AC2). Em algumas respostas era esperado um comportamento sobrelevado ao invés da resposta de primeira ordem observada.

A despeito das imprecisões dos dados experimentais, da indisponibilidade de algumas variáveis (como a temperatura da corrente de saída do refervedor principal), dos erros introduzidos pelo modelo linear e das imprecisões intrínsecas do modelo mecanístico,

os resultados mostram que o modelo representa o processo de forma bastante adequada. Desta forma, é possível afirmar que o modelo apresenta um grau de confiança suficiente para que ele possa ser utilizado para uma diversidade de estudos, tais como projeto, operação, controle e otimização.

Referências Bibliográficas

- ASPEN TECHNOLOGY, Banco de Dados do Aspen 10.0, (1998).
- AZNAR, M., “Termodinâmica do Equilíbrio de Fase”, Nota de Aula, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, (1995);
- BOSTON, J. F. e SULLIVAN, S. L. Jr, *Canadian J. Chem. Engineering*, vol. 52, pag. 52, (1974);
- BOTTINI, L. U. S., BRIGNOLE, E. A. e ROMAGNOLI, J. A., "Themodynamic Tuning in Separation Process Simulation and Design", *Computers Chem. Engineering*, vol. 15, n 7, pag. 471-479, (1991);
- BURNINGHAM, D. W. e OTTO, F. D., *Hydrocarbon Processing*, vol. 46, nº 10, pag. 163, (1967);
- CREA, G. D., “Dynamic Process Simulation of a Distillation Column on a Shared Memory Parallel Processor Computer”, Documento não Publicado, (1988);
- EMBIRUÇU, M., “Identificação de Sistemas”, Material não publicado, UFRJ, Rio de Janeiro, (1993);
- EMBIRUÇU, M., “Modelagem, Estimção e Controle em Reatores Industriais de Polimerização de Eteno com Catálise Ziegler-Natta Solúvel”, Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil, (1998);
- GALLUN, S. E. e HOLLAND, C. D., *Hydrocarbon Processing*, vol. 55, nº 1, pag. 137, (1976);
- GIBBS, J. W., *Trans. Conn. Acad.*, pag. 3:108, (1876); pag. 3:343, (1878);
- GIBBS, J. W., *Collect Works*, vol. 1, Yale University Press, New Haven, EUA, (1948);
- HARMENS, A., "APropylene-Propane Phase Equilibrium from 230 to 350 K", *J. Chem. Eng. Data*, vol. 30, pag. 230-233, (1985);
- HENLEY, E. J. e SEADER, J. D., “Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering”, New York, John Wiley, (1981);
- HYPROTECH Ltd, Manual do Hysys, vol. 1 e 2, (1996);

- HOWAT, C. S. III e SWIFT, G. W., "A New Correlation of Propene-Propane Vapor-Liquid Equilibrium Data and Application of the Correlation to Determine Optimum Fractionator Operating Pressure in the Manufacture of Polymerization-Grade Propene", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 19, pag. 318-323, (1980);
- KISTER, H. Z., "Distillation Design", McGraw-Hill, (1992);
- KISTER, H. Z., NEVES, S. B. e LIMA, R. C., "Does Your Distillation Simulation Reflect the Real World?", *Hydrocarbon Processing*, vol. 76, nº 8, (1997);
- LACERDA, R. F., "STI – Um Sistema Inteligente para o Cálculo de Propriedades Termodinâmicas", Tese de Mestrado, *COPPE/UFRJ*, Rio de Janeiro, RJ, BR, (1993);
- LAURANCE, D. R. e SWIFT, G. W., *J.Chem. Eng. Data*, vol. 17, (1973);
- LIMA, R. C., "Predição do Equilíbrio Multifásico com Equações de Estado Cúbicas", Tese de Mestrado, *COPPE/UFRJ*, Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil, (1991);
- LOCKETT, M. J., "Distillation Tray Fundamentals", *Cambridge University Press*, Cambridge, England, (1986);
- LUYBEN, W. L., "Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers", McGraw-Hill, (1973);
- NAPHTALI, L. e SANDHOLM, D. S., *Am. Inst. Chem. Engrs. J.*, vol. 17, pag. 148, (1971);
- PRAUSNITZ, J. M., LICHTENTHALER, R. N. e AZEVEDO, E. G., "Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria", Prattice-Hall Inc., New Jersey, EUA, 2^a ed., (1986);
- SMITH, C. A. e CORRIPIO, A. B., "Principles and Practice of Automatic Process Control", editora John Wiley & Sons, (1985);
- SMITH, J. M. e VAN NESS, H. C., "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 3^a ed., Tokyo, McGraw-Hill, (1975);
- TRIERWEILER, J. O., "Desenvolvimento de um Sistema Especialista em Controle de Colunas de Destilação", Tese de Mestrado, *COPPE/UFRJ*, Rio de Janeiro, RJ, BR, (1991);

WANG, J. C. e HENKE, G. E., *Hydrocarbon Processing*, vol. 45, nº 8, pag. 155, (1966);

WALLAS, S. M., “Phase Equilibria in Chemical Engineering”, Butterworth Publishers,
(1985).

CAPÍTULO V

Capítulo V. Estudo do Comportamento da Fracionadora de Propileno

Resumo

Neste capítulo, é realizado um estudo aprofundado da fracionadora de propileno, explorando três tópicos abordados no capítulo II: linearidade do comportamento estático e dinâmico, acoplamento e sensibilidade das variáveis manipuladas. Esse estudo, que antecede a definição da configuração de controle, é imprescindível na elaboração e ajuste das malhas. O bom entendimento do processo é um grande passo para o bom condicionamento do controle.

A fracionadora de propileno é um sistema não linear. Essa natureza é analisada neste capítulo, observando-se as respostas em malha aberta das variáveis medidas em função das perturbações nas variáveis manipuladas.

O grau de acoplamento e a sensibilidade das variáveis manipuladas são características do processo, que influenciam na seleção de uma configuração de controle. Para medir o grau de acoplamento, foi utilizada a metodologia RGA (estática), que está baseada nos ganhos do processo. A sensibilidade, por sua vez, foi obtida perturbando o sistema e observando o comportamento das variáveis manipuladas.

Palavras-chave

Não Linearidade, Acoplamento, RGA, Análise de Sensibilidade

V.1 Introdução

Anteriormente à fase de implementação do controle, deve ser realizado um amplo estudo do processo, abordando alguns aspectos do comportamento do sistema, tais como: grau de não linearidade, acoplamento e sensibilidade das variáveis manipuladas (HUROWITZ, 1998, TRIERWEILER, 1991, McDONALD, 1985). Para este estudo, são utilizados os modelos estático e dinâmico descritos no capítulo IV.

Os aspectos de acoplamento e sensibilidade estão relacionados ao estudo de estratégias de controle em colunas e em outros sistemas. Como discutido no capítulo II, vários pesquisadores (RIGGS, 1998, GOKHALE *et al.*, 1995, HARPULA *et al.*, 1993, SHINSKEY, 1984, entre outros) têm evidenciado diferentes desempenhos de controles para as várias possíveis configurações. Diferentes estruturas possuem diferentes comportamentos, quanto à rejeição a distúrbios externos, acoplamento, robustez e grau de não linearidade do sistema (TRIERWEILER, 1991). A seleção da configuração ótima é, portanto, uma etapa crítica para o sucesso do controle em qualquer coluna. Em HUROWITZ (1998), no seu estudo de controle em superfracionadoras, especificamente uma fracionadora de propileno, a etapa do projeto de controle em que é dada maior ênfase é justamente a da determinação da configuração ótima para o processo. A base do seu estudo foi principalmente a análise do acoplamento das variáveis manipuladas.

No item 2 são discutidos o grau de acoplamento entre as variáveis manipuladas e a sensibilidade destas variáveis às perturbações. Foi utilizado para o estudo de acoplamento a técnica RGA (*Relative Gain Array*, análise de ganho relativo) estático.

Como mencionado no capítulo II, as colunas de alta pureza apresentam uma natureza não linear. Uma indicação de não linearidade em um processo é, por exemplo, a assimetria das respostas, em malha aberta, para perturbações de mesma magnitude e direções opostas (positiva e negativa). Para sistemas lineares, a resposta a uma perturbação degrau positivo será a imagem especular, em relação à abscissa, da resposta a uma perturbação negativa de mesma amplitude. Para sistemas não lineares em que as respostas podem ser aproximadas por uma função transferência de primeira ordem, sua assimetria é descrita pelas diferenças entre os ganhos do processo, constantes de tempo e/ou tempos mortos (McDONALD, 1985). Outras indicações de não linearidade podem ser obtidas a

partir das diferenças observadas para perturbações de mesma direção, mas de magnitudes diferentes, e para perturbações de mesma direção e magnitude, mas aplicadas em diferentes pontos operacionais.

A não linearidade do sistema representa um dilema na escolha da resposta de grau mais apropriada para descrever o processo no algoritmo de controle e/ou sintonia (p.e.: DMC, ou qualquer outro algoritmo baseado em um modelo linear). Esse problema pode ser contornado de diversas maneiras. Em McDONALD (1985), por exemplo, a não linearidade do sistema em estudo foi equacionada e considerada no projeto de controle na forma de *gain-scheduling* (ganhos tabelados). No capítulo II, são mostrados outras formas de reduzir ou minimizar a não linearidade do sistema.

O item 3 deste capítulo objetiva conhecer e quantificar a não linearidade nos aspectos estacionário e dinâmico da fracionadora de propileno. O procedimento foi baseado nos estudos de McDONALD (1985).

V.2 Acoplamento e Sensibilidade das Variáveis Manipuladas

V.2.1 Alternativas de Configurações de Controle

O estudo para a seleção da configuração de controle será realizado por análise do estado estacionário. Há diferentes técnicas de análise que podem ser encontradas na literatura (LUYBEN, 1990): INA (*Inverse Nyquist Array*), baseada em diagramas Nysquist; TLC (*Tyreus Load-rejection Criterion*, critério de Tyreus de rejeição de carga), baseada no desempenho de rejeição à perturbação; SVA (*Singular Value Analysis*, análise do valor singular), baseada na análise de valores singulares; entre outras. Pela simplicidade e larga utilização, a técnica de análise selecionada neste trabalho foi a análise de ganho relativo, conhecida como RGA (*Relative Gain Array*, análise de ganho relativo).

Em colunas de destilação, são cinco as variáveis a serem controladas: pressão, níveis do condensador e do fundo e composições de topo (destilado) e fundo. As variáveis manipuladas para colunas com condensadores totais são: vazões de fundo, topo e refluxo, cargas térmicas do refeedor e do condensador. A carga térmica do condensador é utilizada geralmente para o controle de pressão; suas estratégias estão discutidas no capítulo II. Das quatro variáveis restantes, duas são para o controle das composições e duas para o controle dos níveis. Adicionalmente, serão consideradas a razão de refluxo (refluxo/destilado) e razão de carga térmica (carga térmica/retirada de fundo) como possíveis variáveis manipuladas para o controle de composição.

Assumindo que as variáveis manipuladas no topo da coluna (refluxo, destilado e razão de refluxo) não são utilizadas no controle da composição do produto de fundo e, ainda, que as variáveis manipuladas no fundo da coluna (carga térmica, produto de fundo e razão da carga térmica) não são utilizadas para o controle da composição do destilado, então há essencialmente nove possíveis configurações de controle, entre as quais uma deve ser escolhida.

Tabela V.1. Possíveis Arranjos das Variáveis Manipuladas e Controladas para o Controle Dual de Composição

Configuração	Composição Topo	Composição Fundo	Nível Acumulador	Nível de Fundo
L,B	L	B	D	V
L,V	L	V	D	B
L,V/B	L	V/B	D	V+B
D,B	D	B	L	V
D,V	D	V	L	B
D,V/B	D	V/B	L	V+B
L/D,B	L/D	B	L+D	V
L/D,V	L/D	V	L+D	B
L/D,V/B	L/D	V/B	L+D	V+B

V.2.2 RGA (Relative Gain Array)

A análise de ganho relativo (RGA) é a técnica mais discutida para o estudo de interação, tendo sido extensivamente aplicada no projeto de sistemas de controle para processos multivariáveis (LUYBEN, 1990). Foi originalmente proposta por BRISTOL (1966) e tem sido amplamente utilizada por diversos autores (TRIERWEILER, 1991).

A análise RGA está baseada no conceito de ganho relativo (HUROWITZ, 1998). Considerando um processo com m variáveis controladas e n variáveis manipuladas, o ganho relativo, λ_{ij} , entre a $i^{\text{ésima}}$ variável controlada, y_i , e a $j^{\text{ésima}}$ variável manipulada, u_j , é dado por:

$$\text{Eq. V.1 } \lambda_{ij} = \frac{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{u_{k,k \neq j}}}{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{y_{k,k \neq j}}}, \quad i = 1, 2, \dots, m \text{ e } j = 1, 2, \dots, n,$$

onde $\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_u$ é o ganho de processo da variável y_i em relação à entrada u_j com todas as demais variáveis manipuladas mantidas constantes, ou seja, o ganho em malha aberta, e $\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_y$ é o ganho de processo da variável y_i em relação à entrada u_j com todas as demais variáveis controladas mantidas constantes, ou seja, o ganho em malha fechada.

Para sistemas maiores que 2x2 é conveniente arranjar os ganhos relativos na forma de uma matriz de ganhos relativos (RGA), Λ , como:

$$\text{Eq. V.2 } \Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & \cdots & \lambda_{1n} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & \cdots & \lambda_{2n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \lambda_{m1} & \lambda_{m2} & \cdots & \lambda_{mn} \end{bmatrix}.$$

Uma importante propriedade do RGA é que a soma dos elementos de qualquer linha ou coluna é sempre igual a 1. Para um sistema 2x2, portanto, a matriz RGA pode ser expressa como

$$\text{Eq. V.3 } \Lambda = \begin{bmatrix} \lambda & 1-\lambda \\ 1-\lambda & \lambda \end{bmatrix}.$$

em que, $\lambda = \lambda_{11}$. A Eq. V.1 é reescrita como

$$\text{Eq. V.4 } \lambda = \lambda_{11} = \frac{\left(\frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right)_{u_2}}{\left(\frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right)_{y_2}}.$$

O valor de RGA no sistema 2x2 é representado pelo valor do ganho relativo, λ .

Para simplificar os cálculos, WANG (1981) apresenta uma técnica para o cálculo do RGA, em que a matriz de ganhos relativos pode ser computada a partir dos ganhos do processo em malha aberta, o que é mais conveniente quando se faz uso de simulações estáticas para o levantamento dos ganhos. Nessa abordagem, uma fórmula conveniente para o cálculo do RGA em sistema 2x2 é:

$$\text{Eq. V.5 } \lambda_{11} = \left(1 - \frac{G_{12}G_{21}}{G_{11}G_{22}}\right)^{-1}$$

$$\text{Eq. V.6 } G_{ij} = \left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j}\right)_{u_{k,k \neq j}}$$

sendo G_{ij} são os ganhos do processo em malha aberta.

Os resultados obtidos pelo RGA podem ser interpretados conforme a Tabela V.2.

Tabela V.2. Interpretação do Valor de RGA para um Sistema 2x2*.

RGA	Interpretação
$\lambda < 0$	u_2 causa forte efeito em y_1 e em direção oposta ao causado em y_2 . O efeito da interação é muito perigoso, devendo ser evitada.
$\lambda = 0$	y_1 não responde a u_1 , logo u_1 não deverá ser utilizado para controlar y_1 .
$0 < \lambda < 1$	existe interação entre as malhas de controle, sendo mais severa quando λ é igual a 0,5.
$\lambda = 1$	u_2 não afeta y_1 e a malha de controle u_1/y_1 não interage com a malha de controle u_2/y_2 . As malhas são completamente desacopladas.
$\lambda > 1$	existe interação entre as malhas de controle. O grau de interação cresce com o aumento de λ .

* É assumido que os pares de controle são y_1 para u_1 e y_2 para u_2 .

V.2.2.1 Resultados e Discussões

A Tabela V.3 mostra os valores de RGA obtidos para as nove possíveis configurações da fracionadora de propileno. O efeito da não linearidade na análise é considerada, realizando 3 perturbações positivas e 3 negativas de grandezas diferentes para cada variável manipulada. O ganho utilizado no cálculo do RGA é o ganho médio das perturbações.

Os resultados da análise de RGA indicam que as configurações (L,B), (L,V/B), (L/D,B) e (L/D,V/B) são potencialmente bons esquemas de controle. Os valores de RGA menores e próximos a 0,5 das configurações (D,V) e (D,V/B) indicam que estas são

escolhas extremamente fracas. A configuração (L,V) tem o valor de RGA negativo, não sendo recomendada a sua utilização.

Tabela V.3. Análise do Valor Relativo para a Fracionadora de Propileno

Configuração	RGA
L,V	-14,0
L,B	0,85
L,V/B	1,45
D,V	0,17
D,B	∞
D,V/B	0,33
L/D,V	2,21
L/D,B	0,78
L/D,V/B	1,60

O RGA para a configuração (D,B) é infinito. O valor do RGA para essa configuração sempre será infinito porque o ganho de y_D em relação a D (para B constante) é infinito, devido à inconsistência no balanço de massa.

$$\text{Eq. V.7} \quad \left(\frac{\partial y_D}{\partial D} \right)_{B=\text{constante}} = \infty$$

O valor infinito do RGA para a configuração (D,B) implicaria no fato de que essa configuração nunca poderia ser utilizada para o controle dual. Contudo, FINCO (1987), FINCO *et al.* (1989), SKOGESTAD *et al.* (1990) mostram que colunas de destilação podem ser efetivamente controladas, usando a configuração (D,B).

Em HUROWITZ (1998), RIGGS (1998), TRENTACAPILLI *et al.* (1997), HARPULA *et al.* (1993) e GOKHALE *et al.* (1995), a estratégia (L,B) para a fracionadora de propileno é citada como a estratégia de menor grau de acoplamento e, em SHINSKEY (1984), é concluído, para colunas em geral, que a estratégia (L,V) tem o maior grau de acoplamento. Os valores de RGA determinados nesta tese para a fracionadora de propileno

(Tabela V.3) também apresentam os mesmos resultados. Para as demais estratégias, os resultados são semelhantes aos apresentados por HUROWITZ (1998).

V.2.3 Análise de Sensibilidade Estática das Variáveis Manipuladas

A análise de sensibilidade estática das variáveis manipuladas, também conhecida como estudo de controlabilidade, é interessante ser realizada em todos os problemas de controle do sistema, citadas no capítulo III: temperatura de subresfriamento, composição da carga e temperatura da água de *quench*. Para a metodologia empregada, no entanto, é possível realizar este estudo apenas na composição da carga. A análise foi realizada perturbando a concentração na carga da fracionadora de propileno e com as composições das correntes de topo e fundo fixadas, registrou-se a variação das variáveis manipuladas em relação ao estado estacionário inicial.

A Tabela V.4 mostra as mudanças, em porcentagem do estado estacionário inicial, das seis possíveis variáveis manipuladas para um aumento de 0,01 na fração molar de propeno na corrente de alimentação.

Tabela V.4. Sensibilidade das Variáveis Manipuladas (MV) Frente ao Aumento de 0,01 na Fração Molar de Propeno na Corrente de Carga da Fracionadora de Propileno

MV	Mudanças nas MV (%)
L	-4,26
D	1,21
L/D	-5,22
V	-3,85
B	-20,64
V/B	21,24

Na Tabela V.4, pode-se observar que o aumento de 0,01 na fração molar de propeno na corrente de carga resulta em grandes variações na corrente de fundo (-20,64%) e razão de vapor (21,24%), e variações menores na razão de refluxo (-5,22%), corrente de refluxo (-4,26%), destilado (1,21%), e vazão de vapor (-3,85%).

Os resultados acima mostram que as configurações que tenham a variável B, ou V/B, como variável manipulada como, por exemplo, a configuração (L,B), serão mais sensíveis a perturbações. Essa constatação foi também obtida por RIGGS (1998) (veja o capítulo II).

V.3 Natureza Não Linear da Fracionadora de Propileno

Em McDONALD (1985), baseada nos estudos de TSOGAS e McAVOY (1982), MIZUNO *et al.* (1972), FUENTES e LUYBEN (1983), TYREUS e LUYBEN (1976), sua autora divide a não linearidade das colunas de destilação em três categorias, de acordo com o grau de pureza dos produtos. Em colunas de baixa pureza, o sistema freqüentemente exibe um comportamento linear. À medida que são aumentadas as purezas, os ganhos do processo apresentam um comportamento não linear enquanto que as constantes de tempo e tempo morto permanecem constantes. Em colunas de alta pureza, a não linearidade é percebida nos três parâmetros.

O estudo de não linearidade da fracionadora de propileno foi realizado na estratégia atualmente encontrada no processo, (L,V) e na estratégia de menor grau de acoplamento segundo o estudo RGA, (L,B). A não linearidade está mostrada nas Figura V.1, Figura V.2, Figura V.3 e Figura V.4. Partindo de estados estacionários distintos, foram realizadas perturbações de 0,13%, na vazão de refluxo, e de 0,5%, na corrente de fluido de aquecimento do refeedor, e geradas respostas, em malha aberta, das concentrações de topo (propano) e fundo (propeno). Observa-se que a concentração de propano no topo apresenta para as perturbações realizadas comportamentos sobrelevados, enquanto que as respostas da concentração de propeno no fundo são de primeira ordem. No capítulo IV encontram-se descritos as discussões que explicam tais comportamentos.

As Figura V.1 e Figura V.2 mostram que a variável concentração de propano no topo (AC1) é não linear em relação ao ganho do processo. As diferenças nos ganhos são de até 50% (Figura V.1), mostrando o alto grau de não linearidade dessa variável. Em relação aos aspectos dinâmicos, as respostas são semelhantes. Portanto, a não linearidade ocorre apenas no ganho do processo.

As Figura V.3 e Figura V.4 mostram que a variável concentração de fundo (AC2) tem um comportamento praticamente linear, tanto no aspecto estático quanto no aspecto dinâmico. As diferenças no ganho são de até 6%. O comportamento dinâmico é praticamente semelhante.

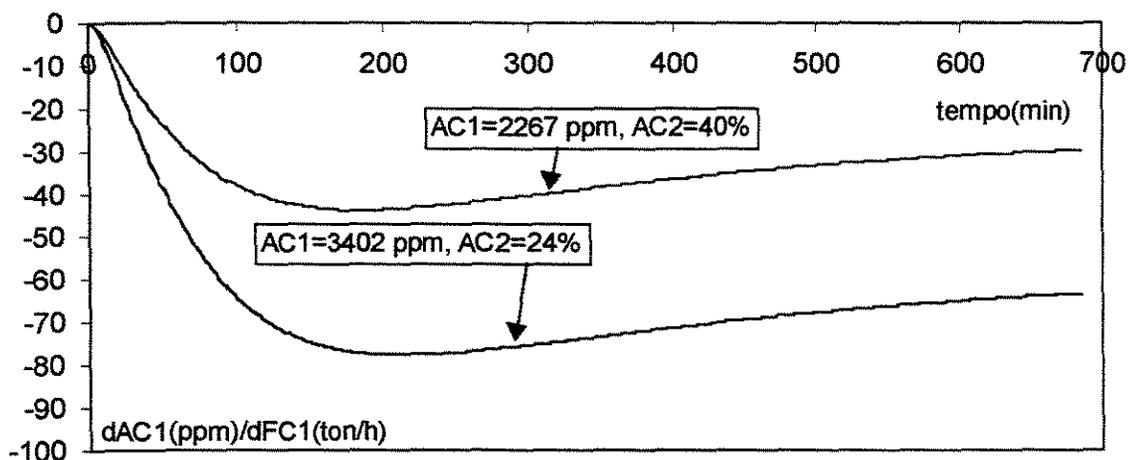


Figura V.1. Respostas da Concentração de Propano no Topo (AC1), em dois Estados Estacionários Diferentes, a Perturbações Degrau de Mesma Amplitude no Refluxo.

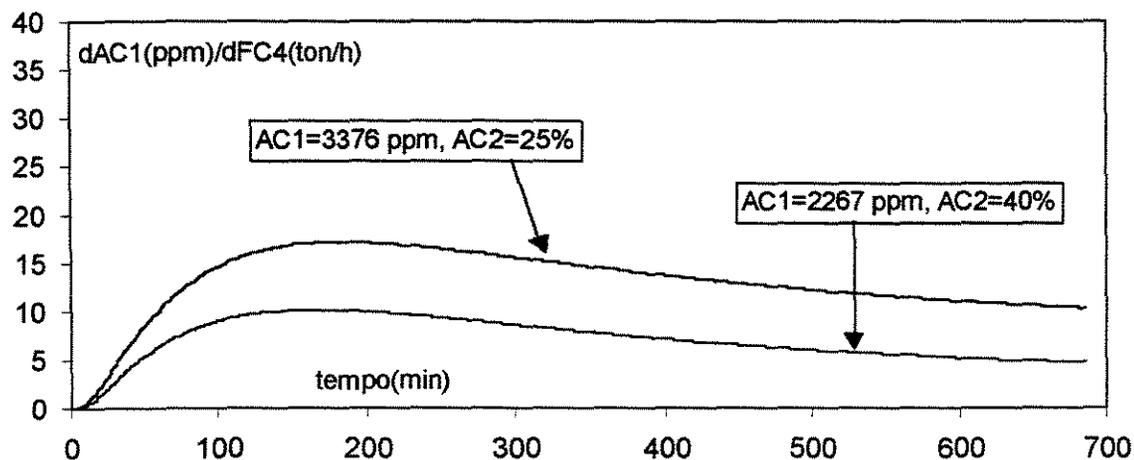


Figura V.2. Respostas da Concentração de Propano no Topo (AC1), em dois Estados Estacionários Diferentes, a Perturbações Degrau de Mesma Amplitude na Vazão do Fluido de Aquecimento do Refeedor.

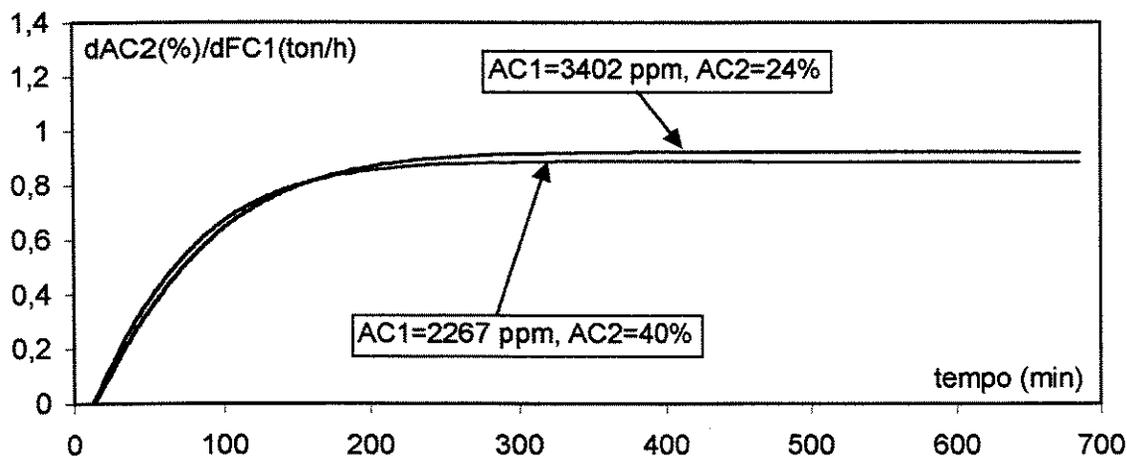


Figura V.3. Respostas da Concentração de Propeno no Topo (AC2), em dois Estados Estacionários Diferentes, a Perturbações Degrau de Mesma Amplitude no Refluxo.

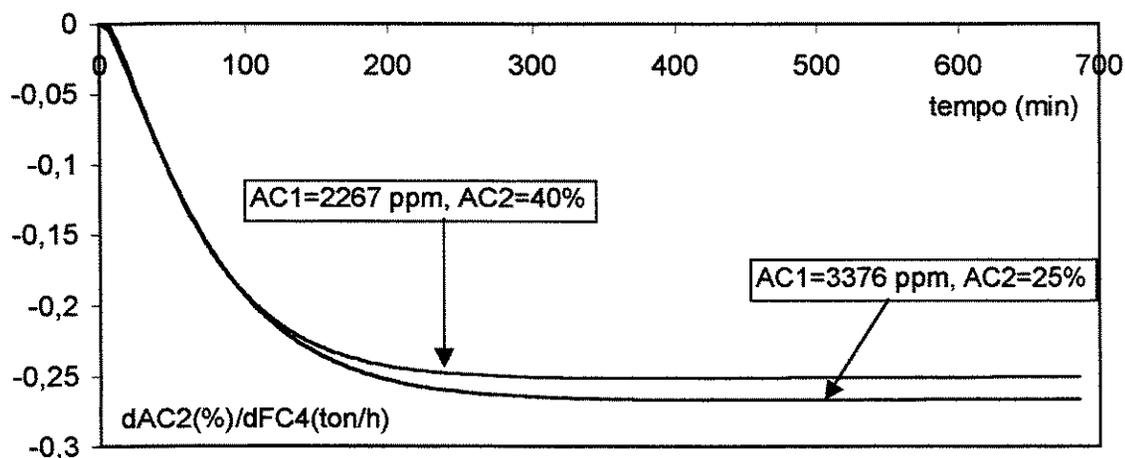


Figura V.4. Respostas da Concentração de Propeno no Fundo (AC2), em dois Estados Estacionários Diferentes, a Perturbações Degrau de Mesma Amplitude na Vazão do Fluido de Aquecimento do Refervedor.

O comportamento da variável concentração de propano no topo (AC1) diverge daquele citado em McDONALD (1985). A não linearidade é verificada apenas no ganho do processo, enquanto que, no grau de pureza em que se encontra a concentração de propano de topo, McDONALD (1985) cita que todos os parâmetros, tanto estáticos quanto

dinâmicos, são não lineares. Para as respostas da concentração no fundo (AC2), as Figura V.3 e Figura V.4 corroboram a constatação de McDONALD (1985).

Na medida em que este estudo exploratório mostrou um comportamento bastante linear do ponto de vista dinâmico, sendo observadas não linearidades apenas no ganho do processo, investigações mais aprofundadas foram dirigidas para esse parâmetro, e são mostradas na seção seguinte. Estes estudos mais detalhados mostram, inclusive que, contrariamente ao encontrado nessas investigações preliminares e também encontrado por McDONALD (1985), a concentração de fundo da coluna (AC2) também apresenta um comportamento não linear significativo.

V.3.1 Ganho do Processo

Como o ganho do processo é uma característica estática, para este estudo utilizou-se a simulação estacionária (capítulo IV). A metodologia assumida resume-se em relacionar os ganhos do processo da fracionadora de propileno, em diferentes pontos de operação, para duas diferentes estratégias de controle: uma de balanço de energia (L,V) e outra de balanço material (L,B).

Apesar da variável AC2 apresentar um comportamento praticamente linear, as diferenças de 6% encontradas no ganho podem ser ampliadas ou reduzidas a depender da configuração de controle escolhida. Por esse motivo, o estudo de linearidade é estendido também para a variável AC2.

O ganho do processo é a razão entre a variação das variáveis de saída (concentrações de topo e fundo) e a variação das variáveis de entrada (manipuladas). Para a configuração (L,V) as variáveis manipuladas são o refluxo (L) e calor de fundo, representada pela vazão de vapor na saída do refeedor (V). Para a configuração (L,B), são o refluxo (L) e a corrente de fundo (B). A nomenclatura utilizada está descrita na Tabela V.5.

Tabela V.5. Nomenclatura dos Ganhos Estacionários

Índice	(L,V)	(L,B)
G11	$\left. \frac{\partial x_D}{\partial L} \right _{V=\text{cte}}$	$\left. \frac{\partial x_D}{\partial L} \right _{B=\text{cte}}$
G12	$\left. \frac{\partial x_B}{\partial L} \right _{V=\text{cte}}$	$\left. \frac{\partial x_B}{\partial L} \right _{B=\text{cte}}$
G21	$\left. \frac{\partial x_D}{\partial V} \right _{L=\text{cte}}$	$\left. \frac{\partial x_D}{\partial B} \right _{L=\text{cte}}$
G22	$\left. \frac{\partial x_B}{\partial V} \right _{L=\text{cte}}$	$\left. \frac{\partial x_B}{\partial B} \right _{L=\text{cte}}$

As Figura V.5, Figura V.6, Figura V.7 e Figura V.8 ilustram as razões entre os ganhos de diferentes pontos estacionários e o ganho de um dado ponto operacional definido como a condição de projeto. Vale ressaltar que as perturbações realizadas nas variáveis de entrada foram suficientemente pequenas para que o ganho obtido fosse uma boa aproximação do ganho do processo no ponto de operação local. As variáveis de entradas foram mudadas em 1%, para a configuração (L,B) e 0,01%, para a configuração (L,V).

Nas Figura V.5 e Figura V.6, estão ilustradas as razões dos ganhos para a configuração de balanço de energia (L,V). Na Figura V.5, uma não linearidade maior é observada para os ganhos G11 e G21, relacionados à concentração da corrente de topo. Os ganhos G12 e G22 mostraram um comportamento mais linear.

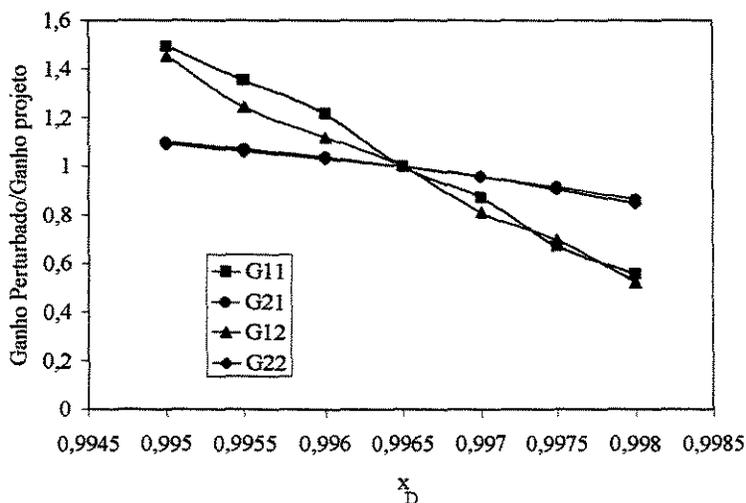


Figura V.5. Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L, V) para Diferentes Concentrações de Propeno no Destilado.

Na Figura V.6 observa-se a não linearidade apenas para os ganhos G11 e G21, ou seja, apenas para a composição de topo. As não linearidades são mais acentuadas nos valores abaixo de 0,12 de pureza.

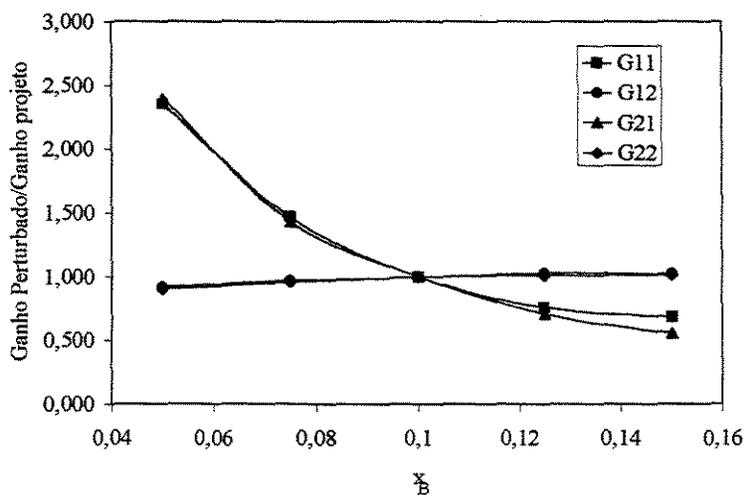


Figura V.6. Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L, V) para Diferentes Concentrações de Propeno na Corrente de Fundo.

Na Figura V.7 e na Figura V.8, a relação entre os ganhos é obtida para uma configuração de balanço de massa (L,B). A Figura V.7 mostra as razões dos ganhos para diferentes concentrações de corrente de topo. Pode-se observar que o sistema tem um comportamento praticamente linear para o ganho G22. Nas demais, o sistema é não linear, com diferenças nos ganhos de até 60%. Portanto, observa-se que, para esta configuração, também a concentração de fundo apresenta um comportamento não linear significativo.

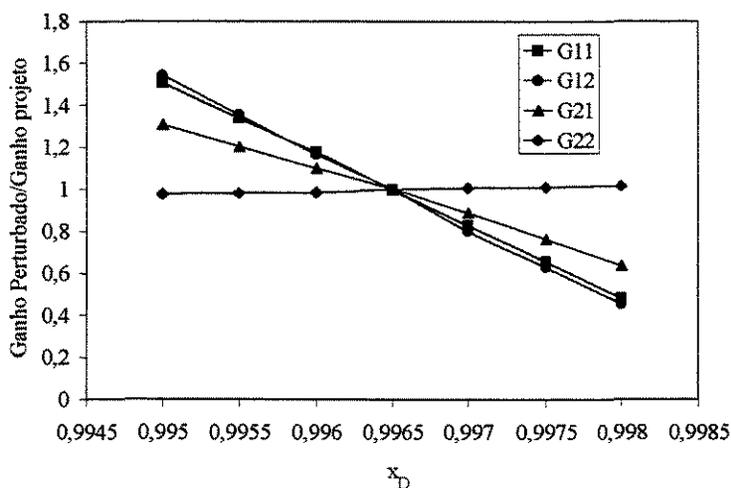


Figura V.7. Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,B) para Diferentes Concentrações de Propeno no Destilado.

A Figura V.8 mostra as razões dos ganhos para diferentes concentrações de composição da corrente de fundo. Novamente, o ganho G22 é praticamente linear, enquanto que os demais são não lineares, principalmente, para valores inferiores a 0,1 de x_B .

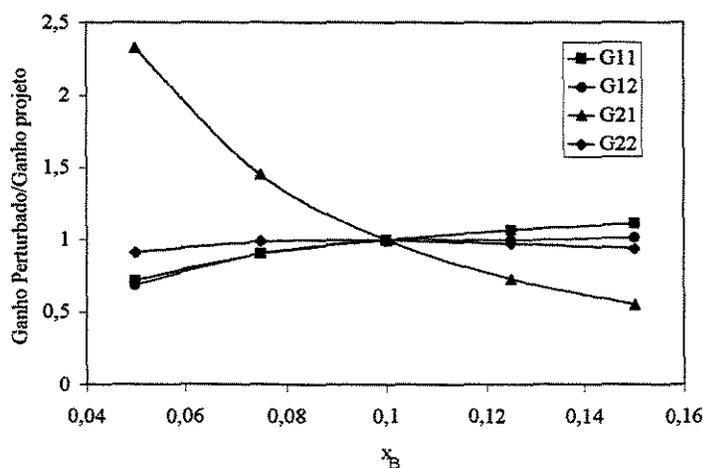


Figura V.8. Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,B) para Diferentes Concentrações de Propeno na Corrente de Fundo.

V.3.2 Função Transformada

A utilização de funções transformadas é uma forma simples, mostrada por GEORGIOUS *et al.* (1988), SKOGESTAD e MORARI (1988), entre outros, para eliminar e/ou reduzir a não linearidade. Foi utilizada nesta tese, a função transformada sugerida por esses autores:

$$\text{Eq. V.8 } \bar{X} = \ln(1 - x_D)$$

$$\text{Eq. V.9 } \bar{Y} = \ln(x_B)$$

As Figura V.9, Figura V.10, Figura V.11 e Figura V.12 ilustram a relação dos ganhos para diferentes concentrações das correntes de destilado e fundo para as configurações (L,V) e (L,B), utilizando as funções transformadas, Eq. V.8 e Eq. V.9.

Comparando as Figura V.9 e Figura V.11 com as Figura V.5 e Figura V.7, respectivamente, observa-se que, praticamente, a não linearidade permanece inalterada para todos os ganhos. Entretanto, quando são comparadas as Figura V.10 e Figura V.12 com as Figura V.6 e Figura V.8, observa-se que a função transformada não reduziu a não

linearidade dos ganhos relativos mas, ao contrário, aumentou para os ganhos relativos à concentração de propeno na corrente de fundo (G12 e G22). Os demais ganhos (G11 e G12) para estas figuras permaneceram, praticamente, inalterados.

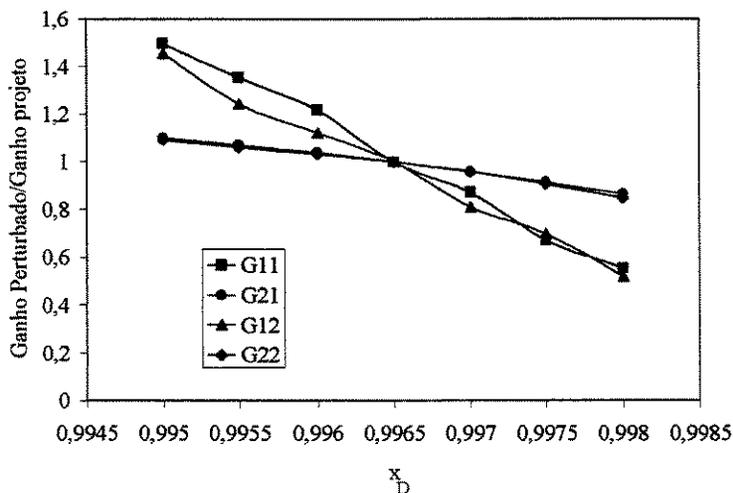


Figura V.9. Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,V) para Diferentes Concentrações de Propeno no Destilado, Utilizando Funções Transferências.

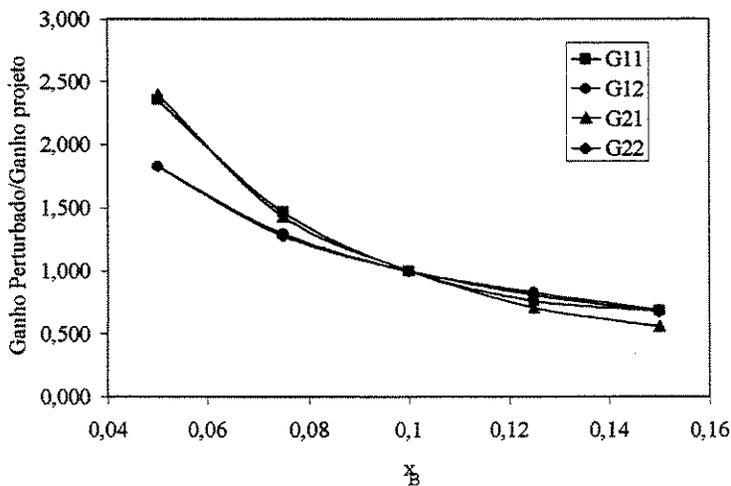


Figura V.10. Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,V) para Diferentes Concentrações de Propeno na Corrente de Fundo, Utilizando Funções Transferências.

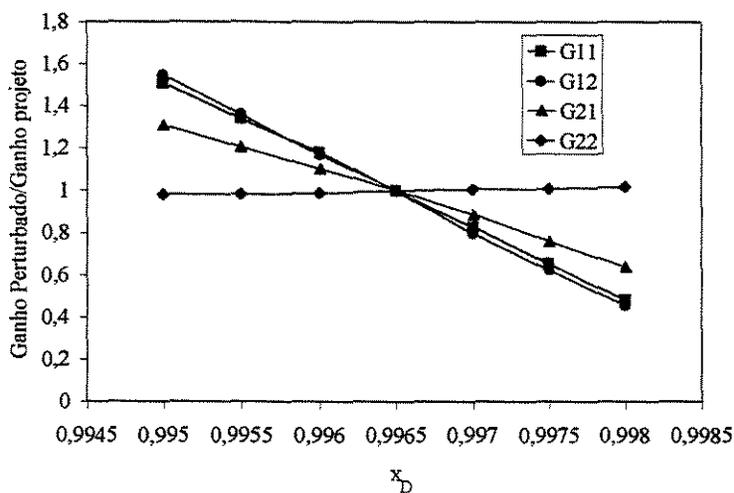


Figura V.11. Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,B) para Diferentes Concentrações de Propeno no Destilado, Utilizando Funções Transferências.

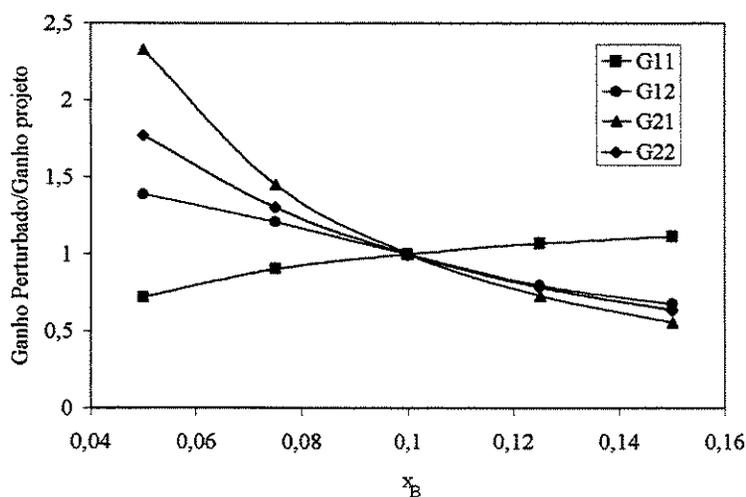


Figura V.12. Característica dos Ganhos de Processo da Fracionadora de Propileno na Configuração (L,B) para Diferentes Concentrações de Propeno na Corrente de Fundo, Utilizando Funções Transferências.

As funções transformadas supracitadas foram utilizadas com sucesso por GEORGIOUS *et al.* (1988) e SKOGESTAD e MORARI (1988) para outras colunas. Os resultados encontrados aqui mostram, no entanto, que, especificamente, para o caso em estudo, estas funções não eliminam nem reduzem a não linearidade do sistema, mas, pelo contrário, aumentam para determinados casos.

V.4 Conclusão

No estudo de acoplamento e sensibilidade dirigido para se determinar a melhor estratégia de controle, os resultados mostraram que há potencialmente 4 boas configurações de controle ((L,B), (L,V/B), (LD,B) (L/D,V/B)), e que as variáveis manipuladas B e V/B são muito sensíveis a perturbações. Já que pelo menos uma destas duas variáveis está presente em todas as configurações possivelmente boas para o controle, e a configuração (L,B) é a configuração que apresenta o melhor RGA, é recomendada a seleção desta configuração para o projeto do sistema de controle.

O estudo de não linearidade se restringiu a estratégia atualmente encontrada no processo, (L,V), e a proposta pelo estudo RGA, (L,B). Neste estudo foi observada apenas a não linearidade no ganho do processo. Para os parâmetros dinâmicos, o sistema é razoavelmente linear. No intervalo de concentração estudado, a não linearidade foi observada na variável AC1 (concentração no topo) nas duas configurações analisadas ((L,V) e (L,B)). Para a variável AC2 (concentração de fundo), a não linearidade aparece apenas na configuração (L,B).

As funções transformadas utilizadas para reduzir a não linearidade do sistema na estratégia (L,B) não foram efetivas e, portanto, a sua utilização não é recomendada para o caso em estudo. Para a concentração de propeno na corrente de fundo, a função transformada aumentou o grau de não linearidade.

Referências bibliográficas

- BEQUETTE, W. B., “Nonlinear Control of Chemical Process: Review”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 30, pag. 1391-1413, (1991);
- BRISTOL, E. H., “On a New Measure of Interations for Multivariable Process Control”, *IEEE Trans. Autom. Control*, AC-11, pag. 133-134, (1966);
- FREITAS, M. S., “Seleção, Projeto e Implementação de uma Estratégia de Controle Dual de Composição em uma Coluna Debutanizadora”, Tese de Mestrado, *COPPE/UFRJ*, Rio de Janeiro, RJ, BR, (1992);
- FUENTES, C. e LUYBEN, W. L., “Control of High Purity Distillation Coluns”, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 22, pag. 361-366 (1983);
- GEORGIU , A., GEORGAKIS, C. e LUYBEN, W. L., “Nonlinear Dynamic Matrix Control for High-Purity Distillation Coluns”, *AIChE Journal*, vol. 34, nº 8, pag. 1287-1298, (1988);
- GOKHALE, V., HUROWITZ, S. e RIGGS, J. B., “A Comparison of Advanced Distillation Control Techniches for a Propylene/propane Splitter”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 34, nº 12, pag. 4413-4419, (1995);
- HARPULA, J., SCALA, J., NAKAGAWA, K., SHIBATA, M., “Multivariable Control of the Ethylene and Propylene Fractionator at Mitsubishi Petrochemical CO.”, *AIChE Spring National Meeting*, (1993);
- HUROWITZ, S. E., “Superfractionator Process Control”, Tese de PhD, *Texas Tech University*, Texas, EUA, (1998);
- LUYBEN, W. L., “Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers”, McGrau-Hill, Cingapura, (1990);
- MIZUNO, H., WATANABE, Y., NISHIMURA, Y. e MATSUBARA, M., “Asymmetric Properties of Continuous Distillation Column Dynamics”, *Chem. Engr. Sci.*, vol. 27, 1, pag. 129-136, (1972);

- McCDONALD, K. A., “Performance Comparison of Methods for On-Line Updating of Process Models for High Purity Distillation Control”, *AIChE Spring Meeting*, Houston, TX, EUA, (1987);
- McDONALD, K. A., “Predictive Control of distillation Processes”, Tese de PhD, *University of Maryland*, E.U.A., (1985);
- RIGGS, J. B., “Improve Distillation Column Control”, *Chemical Engineering Process*, outubro, pag. 31-47, (1998);
- SHINSKEY, F. G., “Distillation Control”, 2ª ed., *McGraw-Hill*, Nova York, (1984);
- SKOGESTAD, S., LUNDSTRÖM, P. e JACOBSEN, E. W., “Selecting the Best Distillation Control Configuration”, *AIChE J.*, vol. 36, nº 5, pag. 753-764, (1990);
- SKOGESTAD, S. e MORARI, M., “Understanding the Dynamic Behavior of Distillation Columns”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 27, pag. 1848-1862, (1988);
- TRENTACAPILLI, M., SEMINO, D., BRAMBILLA, A., “High-Purity Distillation Control: Some Issues Regarding the Application of Multivariable Control”, *Institution of Chemical Engineers Symposium Series*, nº 142, parte 1, pag. 313-322, (1997);
- TRIERWEILER, J. O., “Desenvolvimento de um Sistema Especialista em Controle de Colunas de Destilação”, Tese de Mestrado, *COPPE/UFRJ*, Rio de Janeiro, RJ, BR, (1991);
- TSOGAS, A., e McAVOY, T. J., “Gain Scheduling for Composition Control of Distillation Columns”, *Proceedings of 32nd Canadian Chemical Engineering Conference*, Vancouver, Outubro 3-6, (1982);
- TYREUS, B. D. e LUYBEN, W. L., *Chem. Eng. Prog.*, vol. 72, nº 9, pag. 59 (1976);
- WANG, J. C., “Relative Gain Matrix for Distillation Control – a Rigorous Computational Procedure”, *ISA Transactions*, vol.20, nº 1, pag. 3-12, (1981).

CAPÍTULO VI

Capítulo VI. Avaliação de Desempenho de Sistemas de Controle

Resumo

Neste capítulo são avaliados os desempenhos de diferentes sistemas de controle para a fracionadora de propileno. Os aspectos avaliados são sintonia, estratégia, algoritmo e utilização de uma estrutura *feedforward* para o controle PID (controle proporcional-integral-derivativo). As metodologias de sintonia dos controladores são explicadas neste capítulo, assim como, uma completa discussão dos algoritmos utilizados: PID e DMC (*Dynamic Matrix Control*, controle de matriz dinâmica). Neste texto está presente ainda uma breve discussão sobre a comunicação dinâmica entre os *software Hysys* e o *Matlab*, necessária para a comunicação entre o processo (*Hysys*) e o controlador DMC (*Matlab*).

Os resultados mostraram diferentes desempenhos para os sistemas de controle propostos. A partir da sintonia e estratégia (L,V) encontradas no processo real, observam-se significativas melhoras no desempenho do controle apenas com a re-sintonia do controlador. Na alteração da estratégia, de (L,V) para (L,B), é também observado uma melhoria adicional. O desempenho do algoritmo DMC foi bom, mas ligeiramente inferior ao do controle PID de mesma estratégia e nova sintonia. Por fim, a estrutura *feedforward* utilizada para medir a perturbação na temperatura de subresfriamento do refluxo mostrou significativa vantagem para o controle, eliminando, praticamente, o seu efeito no processo.

Palavras-chave

Controle, DMC, PID

VI.1. Introdução

O procedimento de implementação e testes de controlabilidade é a etapa final em um projeto de controle. Nesta etapa, deve-se ter um amplo conhecimento do processo, conhecendo-se aspectos importantes relativos a controle, como: principais perturbações, variáveis controladas e manipuladas, estratégias de controle, restrições do processo entre outras citadas nos capítulos anteriores. As metodologias de teste e avaliação de desempenho, sintonia de controle e propostas de melhoramentos são oriundas, em diferentes momentos, do conhecimento do processo.

Nesta tese são avaliados diversos sistemas de controle, que se diferenciam quanto a:

- sintonia;
- estratégia;
- algoritmo de controle;
- esquema *feedforward*.

A motivação para comparar a sintonia é avaliar o ajuste encontrado no processo real. Esta será comparada com uma recente técnica de sintonia de controladores PID apresentada por ALFANO e EMBIRUÇU (2000). Um dos principais problemas em controle de múltiplas malhas é como sintonizar os controladores do sistema, principalmente devido à interação entre as malhas de controle. A maioria das técnicas de sintonia utilizada para este tipo de sistema realiza a sintonia das malhas individualmente e depois utiliza um fator para adequar as sintonias das malhas individuais ao sistema multivariável. A metodologia utilizada por ALFANO e EMBIRUÇU (2000) considera, para efeito de ajuste, o processo sendo MIMO (*Multi Input Multi Output*, múltipla entrada e múltipla saída), o que é uma novidade na área de sintonia de controles PID. Na forma como o método foi formulado, todos os controladores são sintonizados simultaneamente, não sendo necessário a utilização de nenhum fator de correção.

As estratégias avaliadas são (L,V) e (L,B). A estratégia (L,V) é a configuração presente no processo real e a estratégia (L,B) é a proposta através do estudo realizado no capítulo V. Vale ressaltar que as estratégias foram avaliadas apenas no aspecto estacionário. A metodologia de sintonia empregada na estratégia (L,B) é a mesma utilizada para a (L,V). Dessa maneira, o efeito da sintonia na avaliação do desempenho das estratégias de controle é minimizada.

Os algoritmos de controle utilizados nesta tese são o PID e o DMC. Ambos os controles são lineares (não faz parte do escopo desta tese a avaliação de controladores não lineares). O controle DMC, entretanto, tem como principal vantagem, em comparação com o controle PID, a concepção implícita do processo na forma MIMO.

Por fim, é verificada a efetividade de um esquema *feedforward* para minimizar o efeito do subresfriamento, e obter um melhor desempenho de controle.

O capítulo é dividido em seis seções. Na primeira, os conceitos e equacionamento matemático dos algoritmos de controle são apresentados e discutidos. Em seguida, são discutidos os métodos de ajuste de sintonia para os controles PID e DMC. Na terceira seção, são descritos resumidamente os conceitos envolvidos na comunicação entre os *softwares* *MatLab* e *Hysys*. Tal comunicação foi necessária para utilizar o algoritmo DMC, desenvolvido no *software* *MatLab*, em malha fechada com a simulação da fracionadora de propileno, desenvolvida no *Hysys*. Na quarta seção, é discutida a metodologia para analisar o desempenho dos diversos sistemas. Na seção seguinte, são apresentados e discutidos os resultados obtidos e, por último, na seção de conclusões, são avaliados os desempenhos dos sistemas de controle.

VI.2. Algoritmos de Controle

VI.2.1. Controle Feedback

A configuração de um sistema de controle é a estrutura pela qual as variáveis medidas estão conectadas às variáveis manipuladas. Dentre as estruturas conhecidas destaca-se o controle *feedback*, representado pela Figura VI.1.

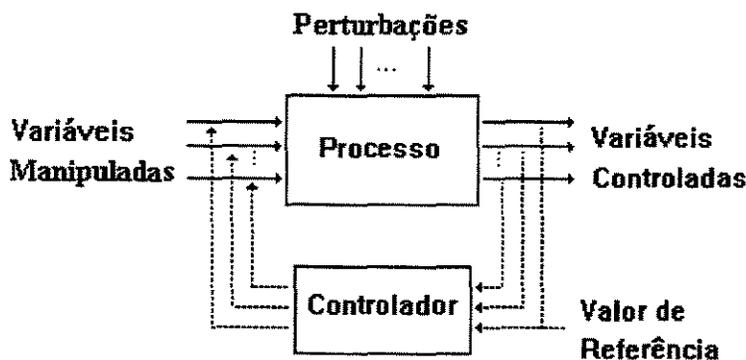


Figura VI.1. Estrutura de um Sistema de Controle *Feedback*.

A ação de um controle *feedback* é caracterizada pelas seguintes etapas:

1. Medir o valor da variável controlada usando para tanto um medidor aquedado, C .
2. Comparar o valor de referência (*set-point*), y_{SP} , com o valor medido, y . O desvio entre eles é denominado erro, $e = y_{SP} - y$.
3. O valor do desvio, e , é fornecido ao controlador, que responde modificando a variável manipulada reduzindo a magnitude do desvio. Usualmente, o controle não atua na variável manipulada diretamente mas sim através de outros dispositivos, denominados, genericamente, de elementos finais de controle.

Os três algoritmos de controle *feedback* mais utilizados em processos químicos são o proporcional, o proporcional-integral e o proporcional-integral-derivativo. Outra importante classe de controladores, de uma geração mais avançada, é o chamado controle preditivo. O termo genérico controle preditivo com modelo tem sido usado para descrever uma classe de técnicas de controle onde a utilização direta de um modelo dinâmico do processo está presente. Neste trabalho é abordado de forma mais específica um destes algoritmos, o DMC.

VI.2.1.1. Controle Proporcional (P)

O controlador proporcional produz um sinal de saída que é proporcional ao erro

$$\text{Eq. VI.1 } y = K_c e + y_{SP},$$

em que K_c é o chamado ganho proporcional do controlador.

VI.2.1.2. Controlador Integral (PI)

Este algoritmo de controle é descrito pela relação

$$\text{Eq. VI.2 } y = K_c e + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t e dt + y_{SP}$$

onde τ_I é a constante de tempo integral. Neste caso, adiciona-se ao termo referente à ação proporcional, $K_c e$, um termo que é proporcional à integral do erro.

VI.2.1.3. Controle Proporcional-Integral-Derivativo (PID)

Esse tipo de controle inclui uma ação derivativa ao erro

$$\text{Eq. VI.3 } y = K_c e + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t e dt + K_c \tau_D \frac{de}{dt} + y_{SP}$$

onde τ_D é a constante de tempo derivativo. Com a presença do termo derivativo, de/dt , o controle PID antecipa o sinal do erro num futuro próximo e aplica uma ação proporcional à taxa de variação do erro.

VI.2.1.4. Controle Preditivo - DMC

O DMC é um controle baseado em um modelo no domínio do tempo. O algoritmo foi desenvolvido na Shell Oil Company por C. R. Cutler e B. L. Ramaker e apresentado pela primeira vez em 1979 (CUTLER e RAMAKER, 1979).

O DMC assume que o processo pode ser descrito por um sistema de equações diferenciais lineares. Então, assumindo essa dinâmica linear, a saída do processo pode ser descrita pelo teorema de convolução.

A descrição do algoritmo DMC foi baseada nos trabalhos de FALCON (1999), DECHECHI (1996) e LUYBEN (1989).

VI.2.1.4.1. Mínimos Quadrados

No algoritmo DMC o objetivo é encontrar os valores de NC futuras mudanças nas variáveis manipuladas, de tal modo que se obtenha a melhor aproximação de NP saídas futuras (preditadas pelo modelo) a uma dada trajetória ótima. Isto encaixa-se exatamente no conceito de um problema de mínimos quadrados para ajustar NP dados com uma equação de NC coeficientes. Esse é um problema válido de mínimos quadrados, desde que NP seja

maior que NC. Desta forma, DMC utiliza o mesmo procedimento de mínimos quadrados utilizado no ajuste de modelos a dados experimentais.

Vários critérios podem ser utilizados para estimar os coeficientes em um modelo de dados experimentais. Para cada NP dado, define-se erro, e_i , como a diferença entre a observação, y_i , $i = 1, 2, \dots, NP$, e a resposta do modelo de predição, y_{ci} .

$$\text{Eq. VI.4 } e_i = y_i - y_{ci}, j = 1, \dots, NP$$

A soma do quadrado do erro é o critério clássico para a estimativa de coeficientes. Sua função objetivo, J , é descrita pela seguinte equação:

$$\text{Eq. VI.5 } J = \sum_{i=1}^{NP} (y_i - y_{ci})^2$$

Para ilustrar o desenvolvimento do método, supõe-se um modelo linear de um sistema de duas entradas, a_1 e a_2 , conforme descrito pela Eq. VI.6.

$$\text{Eq. VI.6 } \bar{y}_{ci} = u_1 a_{i1} + u_2 a_{i2}$$

onde o índice c da equação indica que o valor é calculado.

A cada valor dos NP dados, os valores de y_i , a_{i1} e a_{i2} são conhecidos. O exercício é encontrar os valores dos parâmetros u_1 e u_2 que melhor ajustam a Eq. VI.6.

A solução desse problema está em substituir a Eq. VI.6 na Eq. VI.5 e encontrar as derivadas parciais com relação a u_1 e u_2 . As equações resultantes da derivação são igualadas a zero.

$$\text{Eq. VI.7 } J = \sum_{i=1}^{NP} (y_i - u_1 a_{i1} - u_2 a_{i2})^2$$

$$\text{Eq. VI.8 } \frac{\partial J}{\partial u_1} = 2 \sum_{i=1}^{NP} (y_i - u_1 a_{i1} - u_2 a_{i2})(-a_{i1}) = 0$$

$$\text{Eq. VI.9 } \frac{\partial J}{\partial u_2} = 2 \sum_{i=1}^{NP} (y_i - u_1 a_{i1} - u_2 a_{i2})(-a_{i2}) = 0$$

Rearrumando o sistema:

$$\text{Eq. VI.10 } u_1 \sum_{i=1}^{NP} (a_{i1})^2 + u_2 \sum_{i=1}^{NP} (a_{i1} a_{i2}) = \sum_{i=1}^{NP} (y_i a_{i1})$$

$$\text{Eq. VI.11 } u_1 \sum_{i=1}^{NP} (a_{i1} a_{i2}) + u_2 \sum_{i=1}^{NP} (a_{i2})^2 = \sum_{i=1}^{NP} (y_i a_{i2})$$

Expressando na forma de matriz:

$$\text{Eq. VI.12 } \underline{\underline{A}}^T \underline{\underline{A}} \underline{\underline{u}} = \underline{\underline{A}}^T \underline{\underline{y}}$$

em que,

$$\text{Eq. VI.13 } \underline{\underline{A}} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & a_{22} \\ \vdots & \vdots \\ a_{NP1} & a_{NP1} \end{bmatrix} \quad \underline{\underline{u}} = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix} \quad \text{e } \underline{\underline{y}} = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ \vdots \\ y_{NP} \end{bmatrix}$$

A equação pode ser resolvida para os parâmetros desconhecidos u_1 e u_2 .

$$\text{Eq. VI.14} \quad \underline{u} = \left[\underline{A}^T \underline{A} \right]^{-1} \underline{A}^T \underline{y}$$

O procedimento pode ser estendido para NC valores dos parâmetros desconhecidos.

$$\text{Eq. VI.15} \quad \underline{u} = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ \vdots \\ u_{NC} \end{bmatrix} \quad \underline{A} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \cdots & a_{1NC} \\ a_{21} & a_{22} & & \vdots \\ \vdots & & \ddots & \\ a_{NP1} & \cdots & & a_{NP,NC} \end{bmatrix}$$

Para o cálculo DMC, soma-se a função objetivo, J, descrita anteriormente, a um termo que considera a magnitude dos u_k parâmetros. Para a estimação de parâmetros, esse novo termo não tem muito sentido, mas é útil para o DMC.

$$\text{Eq. VI.16} \quad J = \sum_{i=1}^{NP} \left(y_i - \bar{y}_{ci} \right)^2 + f^2 \sum_{k=1}^{NC} (u_k)^2,$$

em que o f é o fator de ponderação dos valores dos parâmetros.

$$\text{Eq. VI.17} \quad J = \sum_{i=1}^{NP} \left(y_i - \sum_{k=1}^{NC} u_k a_{ik} \right)^2 + f^2 \sum_{k=1}^{NC} (u_k)^2$$

A derivada parcial de J com relação a u_k é:

$$\text{Eq. VI.18} \quad \frac{\partial J}{\partial u_k} = 2 \sum_{i=1}^{NP} \left[\left(y_i - \sum_{k=1}^{NC} u_k a_{ik} \right) (-a_{ik}) \right] + 2f^2 u_k = 0$$

Existem k equações, a primeira delas é:

$$\text{Eq. VI.19} \quad u_1 \left[\sum_{i=1}^{NP} (a_{i1})^2 + f^2 \right] + m_2 \sum_{i=1}^{NP} (a_{i1} a_{i2}) + \dots + m_{NC} \sum_{i=1}^{NP} (a_{i1} a_{iNC}) = \sum_{i=1}^{NP} (y_i a_{i1})$$

Escritas na forma matricial:

$$\text{Eq. VI.20} \quad \underline{\underline{A}}^T \underline{\underline{A}} + f^2 \underline{\underline{I}} \underline{\underline{u}} = \underline{\underline{A}}^T \underline{\underline{y}}$$

em que I é a matriz identidade.

Rearrmando a Eq. VI.20,

$$\text{Eq. VI.21} \quad \underline{\underline{u}} = \left[\underline{\underline{A}}^T \underline{\underline{A}} + f^2 \underline{\underline{I}} \right]^{-1} \underline{\underline{A}}^T \underline{\underline{y}}$$

VI.2.1.4.2. Algoritmo DMC

O DMC usa como modelo a resposta do sistema frente a uma perturbação degrau, denominado modelo de convolução (a denominação matriz dinâmica vem do fato de ser um modelo dinâmico e, no caso multivariável, do fato do conjunto dos coeficientes que compõem o modelo poder ser representado por uma matriz). A resposta (y) de um processo frente a uma perturbação degrau (Δm) no tempo igual a zero é descrita pelos valores de y

em pontos discretos no tempo (Figura VI.2 e Figura VI.3). A resposta é descrita usando um número finito (NP) de valores de b_n . NP é escolhido tal que a resposta alcance 90 a 95 do valor final.

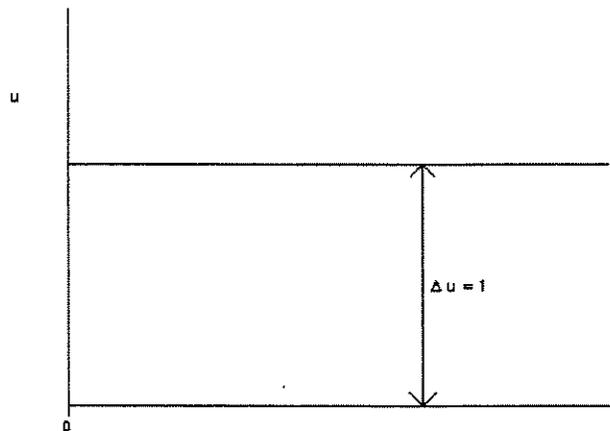


Figura VI.2. Perturbação Degrau na Variável Manipulada u .

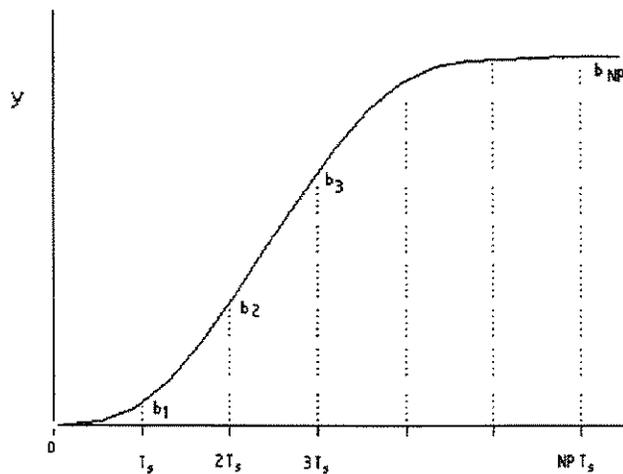


Figura VI.3. Resposta do Sistema frente a uma Perturbação tendo como Variável de Saída a Variável y .

A mudança na variável controlada frente a uma perturbação degrau Δu na variável manipulada pode ser descrita pelas seguintes equações:

$$\begin{aligned} & t=0; y_0=0 \\ & t=T_s; y_1=b_1\Delta u \\ \text{Eq. VI.22} \quad & t = 2T_s; y_2 = b_2\Delta u \\ & t = 3T_s; y_3 = b_3\Delta u \\ & \vdots \end{aligned}$$

Supondo duas perturbações degrau na entrada, Δu_1 ocorrendo em $t = 0$ e Δu_2 ocorrendo em $t = T_s$, e usando o princípio da superposição, pode-se calcular o valor de y em cada tempo.

$$\begin{aligned} & t=0; y_0=0 \\ & t=T_s; y_1=b_1\Delta u_1 \\ \text{Eq. VI.23} \quad & t = 2T_s; y_2 = b_2\Delta u_1 + b_1\Delta u_2 \\ & t = 3T_s; y_3 = b_3\Delta u_1 + b_2\Delta u_2 \\ & \vdots \end{aligned}$$

Generalizando o sistema para NP valores de saída para NC perturbações na entrada e usando a notação de matriz têm-se:

$$\text{Eq. VI.24} \quad \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ y_3 \\ \vdots \\ y_{NP} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_1 & 0 & \dots & 0 \\ b_2 & b_1 & 0 & \dots \\ b_3 & & \ddots & \\ \vdots & & & \\ b_{NP} & b_{NP-1} & & b_{NP+1-NC} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u_1 \\ \Delta u_2 \\ \Delta u_3 \\ \vdots \\ \Delta u_{NC} \end{bmatrix}$$

$$\text{Eq. VI.25} \quad \underline{y} = \underline{\underline{B}}\underline{\Delta u}$$

Para facilitar as operações matemáticas matriciais, define-se a matriz $\underline{\underline{A}}$ de dimensão NP x NC. Os elementos dessa matriz (a_{ik}) estão relacionados com os elementos da matriz $\underline{\underline{B}}$ (b) através da equação abaixo, com $a_{ik} = 0$ para $i+1-k \leq 0$.

$$\text{Eq. VI.26} \quad a_{ik} = b_{i+1-k}$$

Os valores de saída podem ser escrito da seguinte forma:

$$\text{Eq. VI.27} \quad y_i = \sum_{k=1}^{NC} b_{i+1-k} \Delta u_k = \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} \Delta u_k$$

A equação acima descreve como as perturbações Δu_k afetam a variável de saída y no momento i . Nota-se que os efeitos das Δu_k são somados, o que é um resultado da utilização do princípio da sobreposição.

Em termo de controle, distingue-se mudanças na variável manipulada no passado e no futuro. Se NP mudanças na variável manipulada em NP momentos passados foram realizadas, a saída mudará no futuro por causa das perturbações passadas. Denomina-se as perturbações passadas na variável de entrada de $(\Delta u_k)^{old}$ e as respostas em malha aberta frente a estas perturbações de y_{ol} . Usando como modelo a resposta do sistema em malha aberta a uma perturbação degrau, y_{ol} prevê os valores de saída futuros.

$$\text{Eq. VI.28} \quad \tilde{y}_{ol,i} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{i+1-k} (\Delta u_k)^{old}$$

No instante atual ($i = 0$), é possível medir o valor da saída do processo. Se o modelo for perfeito, a diferença entre o valor medido e o valor predito será igual a zero. Contudo, geralmente isso não ocorre. A fim de melhorar a predição da resposta em malha aberta, a diferença entre o valor medido presente e o valor predito no mesmo instante é adicionado no valor predito para os i instantes

$$\text{Eq. VI.29} \quad \tilde{y}_{ol,i} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{i+1-k} (\Delta u_k)^{old} + y_0^{med} - \tilde{y}_{ol,0}$$

$$\text{Eq. VI.30} \quad \tilde{y}_{ol,0} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{1-k} (\Delta u_k)^{old}$$

$$\text{Eq. VI.31} \quad \tilde{y}_{ol,i} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{i+1-k} (\Delta u_k)^{old} + y_0^{med} - \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{1-k} (\Delta u_k)^{old}$$

$$\text{Eq. VI.32} \quad \tilde{y}_{ol,i} = y_0^{med} + \sum_{k=0}^{-NP+1} [b_{i+1-k} - b_{1-k}] (\Delta u_k)^{old}$$

Trabalhando em malha fechada, a saída do sistema terá a resposta da malha aberta adicionada das futuras modificações da variável manipulada $(\Delta u_k)^{new}$. Os i valores futuros da variável controlada são dados por y_{cl} . A equação abaixo pode ser usada para prever a saída do processo quando NC mudanças na variável manipulada forem feitas no futuro.

$$\text{Eq. VI.33} \quad \tilde{y}_{cl,i} = \tilde{y}_{ol,i} + \sum_{k=0}^{NC} a_{ik} (\Delta u_k)^{new}$$

A idéia do controlador DMC é encontrar as melhores mudanças na variável manipulada tal que o a diferença entre os valores do processo e o valor do *set-point* (trajetória ótima) seja o menor possível. Aplicando o procedimento dos mínimos quadrados descrito anteriormente:

$$\text{Eq. VI.34} \quad J = \sum_{i=1}^{NP} [y_{SP} - y_{cl,i}]^2 + f^2 \sum_{i=1}^{NC} [(\Delta u_k)^{new}]^2$$

$$\text{Eq. IV.35} \quad J = \sum_{i=1}^{NP} \left[y_{SP} - y_{ol,i} - \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} (\Delta u_k)^{new} \right]^2 + f^2 \sum_{i=1}^{NC} \left[(\Delta u_k)^{new} \right]^2$$

$$\text{Eq. IV.36} \quad (\underline{\Delta u})^{new} = \left[\underline{\underline{A}}^T \underline{\underline{A}} + f^2 \underline{\underline{I}} \right]^{-1} \underline{\underline{A}}^T \underline{y}.$$

$$\text{Eq. IV.37} \quad y = y_{SP} - y_{ol,i}$$

VI.2.1.4.3. DMC MIMO

O mesmo procedimento é aplicado para o caso de múltiplas entradas e múltiplas saídas (MIMO). As Eq. VI.23 e Eq. VI.27 são descritas da seguinte forma:

Eq. VI.38

$$\begin{array}{ll} y_{1,1} = b_{1,1,1} \Delta u_{1,1} & b_{1,2,1} \Delta u_{2,1} \\ y_{1,i} = b_{1,1,i} \Delta u_{1,1} + \dots + b_{1,1,i+1-NC} \Delta u_{1,NC} & b_{1,2,i} \Delta u_{2,1} + \dots + b_{1,2,i+1-NC} \Delta u_{2,NC} \\ y_{1,NP} = b_{1,1,NP} \Delta u_{1,1} + \dots + b_{1,1,NP+1-NC} \Delta u_{1,NC} & b_{1,1,NP} \Delta u_{1,1} + \dots + b_{1,1,NP+1-NC} \Delta u_{1,NC} \\ y_{2,1} = b_{2,1,1} \Delta u_{1,1} & b_{2,2,1} \Delta u_{2,1} \\ y_{2,i} = b_{2,1,i} \Delta u_{1,1} + \dots + b_{2,1,i+1-NC} \Delta u_{1,NC} & b_{2,2,i} \Delta u_{2,1} + \dots + b_{2,2,i+1-NC} \Delta u_{2,NC} \\ y_{2,NP} = b_{2,1,NP} \Delta u_{1,1} + \dots + b_{2,1,NP+1-NC} \Delta u_{1,NC} & b_{2,1,NP} \Delta u_{1,1} + \dots + b_{2,1,NP+1-NC} \Delta u_{1,NC} \end{array}$$

$$\text{Eq. VI.39} \quad y_{1,i} = \sum_{L=1}^m \sum_{k=1}^{NC} b_{1,L,i+1-k} \Delta u_{L,k}$$

$$y_{1C,i} = \sum_{L=1}^m \sum_{k=1}^{NC} b_{1C,L,i+1-k} \Delta u_{L,k}$$

$$\text{Eq. VI.40} \quad y_{1C,i} = \sum_{L=1}^m \sum_{k=1}^{NC} a_{1C,L,i,k} \Delta u_{L,k}$$

VI.2.1.4.4. Algoritmo de Cálculo

A seqüência de cálculo seguida para o controle DMC é a seguinte:

1. Calcular os NP valores de $y_{ol,i}$, que dependem apenas das variações passadas aplicadas às variáveis manipuladas e dos valores medidos das variáveis controladas no instante atual;
2. Calcular as NC variações futuras da variável manipulada $(\Delta u)^{new}$;
3. Implementar a primeira mudança calculada $(\Delta u)^{new}$;
4. No instante de amostragem seguinte, medir as variáveis controladas e repetir as etapas anteriores.

VI.2.2. Controle Feedforward

O controle *feedback* não pode ser considerado um controle perfeito, ou seja, um controle que mantenha a saída do processo continuamente no valor desejado na presença de perturbações. A razão é simples: a resposta de um controle *feedback* é posterior à detecção do desvio entre a variável medida e o *set-point*. Já no controle *feedforward* (controle antecipativo), a perturbação é medida diretamente e o controle atua no sistema eliminando seu impacto na saída do processo. Portanto, o controle *feedforward* tem grande potencial teórico de ser um controle perfeito (LUYBEN, 1989). Neste ponto, vale a pena ressaltar que o controle preditivo com modelo (MPC) pode ser estendido para combinar simultaneamente controle *feedback* e *feedforward*, e que o controlador PID também pode ser acoplado com um esquema *feedforward*.

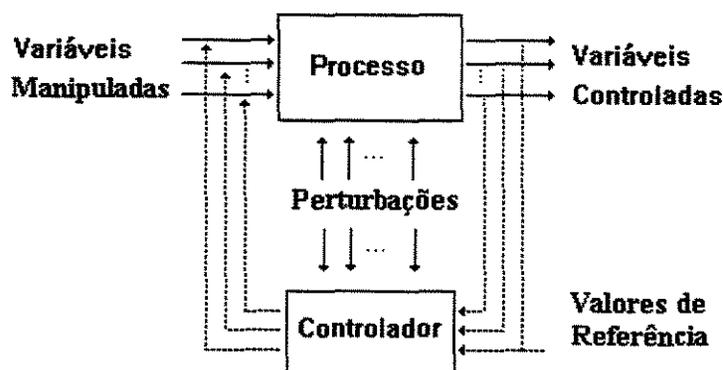


Figura VI.4. Estrutura de um Sistema de Controle *Feedforward*.

VI.3. Métodos de Sintonia

VI.3.1. PID

O método de sintonia utilizado para os controladores PID foi proposto por ALFANO e EMBIRUÇU (2000). Não é interesse desta tese descrever a metodologia. Este detalhamento pode ser encontrado na referência citada.

ALFANO e EMBIRUÇU (2000) destacam que as técnicas tradicionais de sintonia disponíveis na literatura, em geral, não são desenvolvidas para processos de ordem elevada ou não lineares, ou ainda não consideram os diversos algoritmos de controle PID, os erros de identificação e as diversas formas de perturbação existentes em um processo. Desta forma, os parâmetros de sintonia obtidos por estas técnicas não são flexíveis.

Segundo estes autores, o método proposto não coloca qualquer tipo de restrição para caracterização do processo, podendo ser utilizados, inclusive, modelos não lineares. Ele é utilizado tanto para sistemas SISO, como também para sistemas multivariáveis com interação. Portanto, é uma técnica bastante ampla e robusta devido à flexibilidade do método, que pode solucionar todas as limitações citadas, existentes em outras técnicas disponíveis na literatura, e ainda levar em consideração as restrições do processo. Nesta perspectiva, ALFANO e EMBIRUÇU (2000) salientam que quanto mais se conhecer o processo, mais pode-se explorar esta técnica.

A metodologia utilizada em ALFANO e EMBIRUÇU (2000) é baseada na minimização de uma função objetivo global (F.O.G.) composta de diversas funções objetivas locais (F.O.L.). As F.O.L são funções que combinam os diversos critérios utilizados para a sintonia de um dado problema de controle, sendo este definido como uma combinação entre o tipo de sinal (degrau, pulso, etc), o tipo de problema imposto ao sistema (servo ou regulador), e o modelo utilizado.

$$\text{Eq. VI.41} \quad \text{F.O.G.} = \sum_i^n \gamma_i \text{F.O.L.}_i$$

Eq. VI.42

$$\begin{aligned} \text{F.O.L.}_i = & \alpha_{.1,i} \cdot \text{IAE}(P_N) + \alpha_{.2,i} \cdot \text{ISE}(P_N) + \alpha_{.3,i} \cdot \text{ITAE}(P_N) + \\ & + \alpha_{.4,i} \cdot \text{ITSE}(P_N) + \alpha_{.5,i} \cdot \text{OS}(P_N) + \alpha_{.6,i} \cdot \Delta u(P_N) \end{aligned} \quad i = 1, 2, \dots, m$$

onde α são os pesos utilizados para os critérios de otimização; γ são os pesos dos problemas de controle e P_N são parâmetros dos controladores a serem ajustados.

Os critérios IAE, ITAE, ISE e ITSE são funções do erro entre os valores de referência (*set-point*) e os valores medidos. Suas equações estão descritas a seguir, no item VI.4.3. Os critérios OS e Δu são funções do *over-shoot* e movimentos da variável manipulada, respectivamente. Para esta tese, os critérios utilizados para as sintonias são:

Eq. VI 43

$$\begin{aligned} \text{F.O.L.}_i = & \alpha_{.1,i} \cdot \text{IAE}(P_N) + \alpha_{.2,i} \cdot \text{ISE}(P_N) + \alpha_{.3,i} \cdot \text{ITAE}(P_N) + \\ & + \alpha_{.4,i} \cdot \text{ITSE}(P_N) \end{aligned} \quad i = 1, 2, \dots, m$$

Os pesos (α) para os critérios são iguais a 0,25. Os problemas de controle utilizados são:

1. perturbação (problema regulador) degrau no refluxo de 500 kg/h;
2. perturbação (problema regulador) degrau na água de *quench* de 30.000 kg/h e/ou 0,2 Gkcal/h na carga térmica.

Desta forma, foram obtidos os parâmetros dos controladores que minimizaram a F.O.G (Eq. VI.41), em que os pesos de cada problema (γ) são iguais a 0,5.

Para inicialização do método é necessário a utilização de uma estimativa inicial para os parâmetros dos controladores. A estimativa inicial adotada neste trabalho foi a sintonia atualmente encontrada na fracionadora de propileno. Inicialmente, as faixas (*ranges*) de

variação dos parâmetros dos controladores foram restritas às faixas impostas pelo SDCD da COPENE. De acordo com a estabilidade e quantidade de movimento das variáveis manipuladas observadas através das respostas em simulação, as faixas dos ganhos foram restringidas a intervalos menores.

O método considera ainda a possibilidade de incluir uma grande diversidade de restrições, o que, no entanto, não foi necessário considerar no presente problema.

VI.3.2. DMC

A sintonização do controle DMC envolve, principalmente, a determinação dos horizontes de predição e de controle (NC, NP), do fator de supressão (f) e, marginalmente, do tempo de amostragem.

Para o ajuste do tempo de amostragem foram considerados a velocidade de resposta do processo e o tempo necessário para atingir o estado estacionário. Os parâmetros NC e NP foram obtidos da seguinte relação (GOMES, 2000):

$$\text{Eq. VI.44} \quad NP = 1,5 * NM$$

$$\text{Eq. VI.45} \quad NC = 0,5 * NM$$

em que, NM é o tempo para o modelo atingir o estado estacionário. Pode-se observar que a diferença entre NP e NC é igual à NM. Dessa forma, já que NM é o tempo necessário para atingir o estado estacionário, o último movimento da variável manipulada terá sua influência na variável controlada considerada até o estado estacionário.

O ajuste do fator de supressão foi obtido, heurísticamente, por tentativas. A partir do valor zero, os valores de f foram manipulados, observando a resposta do controlador.

VI.4 Metodologia de Análise de Desempenho

No capítulo III foram descritas e analisadas as malhas de controle presentes na fracionadora de propileno. Entre elas, três apresentaram desempenhos inaceitáveis:

- Composição de propano no topo;
- Composição de propeno no fundo;
- Nível de fundo.

O estudo que segue tem como objetivo a análise de sistemas para a melhoria dessas malhas. As malhas restantes apresentam bons desempenhos, não fazendo parte, portanto, do escopo desta tese.

VI.4.1. Estratégias, Sintonia, Algoritmo e Esquema Feedforward

A análise de desempenho será realizado para os seguintes sistemas de controle:

1. Estratégia atual, (L,V), e controle PID com sintonia atual;
2. Estratégia atual, (L,V), e controle PID com sintonia utilizando o método de ALFANO e EMBIRUÇU (2000);
3. Estratégia atual, (L,V), e controle DMC;
4. Estratégia (L,B) e controle PID com sintonia utilizando o método de ALFANO e EMBIRUÇU (2000);
5. Estratégia atual, (L,V), controle PID com sintonia de ALFANO e EMBIRUÇU (2000) e esquema *feedforward*.

VI.4.1.1. Controle PID

Como citado no capítulo III, a estratégia atual encontrada na fracionadora de propileno é a (L,V). Para esta análise, as malhas de controle encontradas na fracionadora, ilustradas no capítulo III pelas Figura III.6 e Figura III.7, foram simplificadas. Na malha de composição de topo, o controle FC1 (ver Figura III.6) não foi representado. O controle de topo resumiu-se a uma malha simples onde o controle de composição manipula diretamente a vazão de refluxo, conforme a Tabela IV.1. O mesmo foi realizado para os controles de nível e composição de fundo. Os controles FC5 e FC4 não são representados e o sinal na saída da LC3 controla diretamente a vazão de fundo, assim como o QC1 manipula a carga térmica.

Tabela IV.1. Malhas de Controle PID de Estratégia (L,V)

Malha	Tipo	Variável Controlada	Variável Manipulada	Nome (Tag)
Composição de topo	Simple	Concentração de propano no topo	Vazão de refluxo	AC1
Composição de fundo	Cascata	Concentração de propeno no fundo	<i>Set-point</i> da temperatura do prato de controle	AC2
		Temperatura do prato de controle	Carga térmica	TC1
Nível de fundo	Simple	Nível de fundo	Retirada de fundo	LC3

A estratégia (L,B), como foi apontada no capítulo V, é a estratégia com menor grau de acoplamento entre as variáveis manipuladas dos controles de composição. Essa estratégia será comparada à estratégia (L,V), encontrada atualmente na fracionadora de propileno. As malhas de controle estão descritas na Tabela IV.2.

Tabela IV.2. Malhas de Controle PID de Estratégia (L,B)

Malha	Tipo	Variável Controlada	Variável Manipulada	Nome (Tag)
Composição de topo	Simple	Concentração de propano no topo	Vazão de refluxo	AC1
Composição de fundo	Simple	Concentração de propeno no fundo	Retirada de fundo	AC2
Nível de fundo	Simple	Nível de fundo	Carga térmica	LC3

As sintonias das malha de controle determinadas pela metodologia de ALFANO e EMBIRUÇU (2000) e a presente atualmente na fracionadora de propileno estão resumidas na Tabela IV.3.

Tabela IV.3. Sintonias do Controle PID

Controle	Nome (Tag)	K_c	τ_I (min)	τ_D (min)
Estratégia (L,V), Sintonia Atual	AC1	-0,010	25	0
	AC2	-0,133	165	0
	TC1	0,167	75	0,033
	LC3	-0,400	150	0
Estratégia (L,V), Sintonia Nova	AC1	-0,030	1,5	0,4
	AC2	-2,260	250	0,170
	TC1	0,430	250	0,010
	LC3	-0,800	0,130	6,6
Estratégia (L,B), Sintonia Nova	AC1	-0,009	0,017	0,167
	AC2	35	67	25
	LC3	-0,02	0,032	25

VI.4.1.2. Controle DMC

O algoritmo de controle DMC foi aplicado apenas para o controle das composições. Para o controle de nível de fundo foi utilizado o algoritmo PID e a sintonia nova utilizada no controle PID multi-SISO de estratégia (L,V).

O modelo DMC tem dimensão 2 por 2, ou seja, duas variáveis de entrada (manipuladas) e duas variáveis de saída (controladas e/ou perturbações). As variáveis de entrada ou manipuladas são o refluxo e a carga térmica, caracterizando, assim, uma estratégia (L,V). As variáveis de saída são as variáveis controladas: composições de topo e fundo. As variáveis perturbações não foram incorporadas no modelo de controle para que apenas os controladores fossem avaliados (PID e DMC) sem influências de estruturas *feedforwards*.

Tabela IV.4. Sistema de Controle com o Algoritmo DMC

Estratégia	Algoritmo	Malhas	Variáveis Controladas	Variáveis Manipuladas
Atual (L,V)	DMC	Composição	<ul style="list-style-type: none"> • Concentração de propano no topo • Concentração de propeno no fundo 	<ul style="list-style-type: none"> • Vazão de refluxo • Carga térmica
	PID	Nível fundo	Nível de fundo	Retirada de fundo

A Tabela IV.5 descreve a sintonia do controle DMC. A sintonia do controle de nível está descrita na Tabela IV.3.

Tabela IV.5. Sintonia do Controle DMC

Tempo de amostragem (min)	NP	NC	Fator de supressão	
4	210	70	Refluxo	$1 \cdot 10^{-7}$
			Carga térmica	0

VI.4.1.3. Esquema *Feedforward*

O esquema *feedforward* utilizado minimiza o efeito da perturbação da temperatura de subresfriamento no sistema. A perturbação passa a ser uma variável medida. A expressão, encontrada em RIGGS (1998), foi anteriormente descrita no capítulo II.

$$\text{Eq. II.1 } L_{\text{int}} = L_{\text{ext}} \left(1 + \frac{C_p (T - T_{\text{refluxo}})}{\Delta H_v} \right)$$

em que

L_{int} é o refluxo interno, kg/h

L_{ext} é o refluxo externo, kg/h

C_p é a capacidade calorífica e igual a 0,7053 kcal/kg°C

ΔH_V é a entalpia de condensação e igual a 71,19 kcal/kg

T é a temperatura no topo da coluna (TI1), °C

T_{refluxo} é a temperatura do refluxo (TI2), °C

Nesta abordagem, a variável de controle não é mas o refluxo. Esta é substituída por um cálculo aproximado de vazão interna de refluxo. As malhas e instrumentos que formam o controle de concentração de propano no topo estão ilustradas pela Figura VI.5.

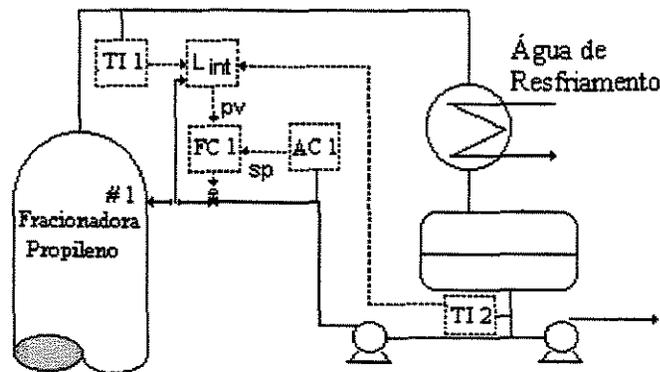


Figura VI.5. Estrutura *Feedforward*.

Exceto pela sintonia da malha FC1 que foi adicionada (Tabela IV.6), as sintonias das malhas dos controles PID com a estrutura *feedforward* são as mesmas utilizadas pelo controle PID de mesma estratégia, (L,V), sem a estrutura.

Tabela IV.6. Sintonia da Malha de Controle FC1 para a Estrutura *Feedforward*

Controle	Nome (Tag)	K_c	τ_i (min)	τ_D (min)
Estrutura <i>Feedforward</i>	FC1	0,8	0,5	0

VI.4.2. Perturbação

As perturbações realizadas para medir o desempenho dos controles são reproduções do processo real:

- Perturbação na temperatura de subresfriamento;
- Perturbação na composição de carga;
- Perturbação na carga térmica.

As Figura VI.6 e Figura VI.7 ilustram perturbações típicas da fracionadora de propileno ocorridas durante a operação (ver capítulo III) e suas reproduções utilizadas para os testes nos sistemas de controle. Na Figura VI.6 está representada a perturbação na temperatura de subresfriamento, enquanto na Figura VI.7 está a perturbação na concentração de propano na carga da coluna.

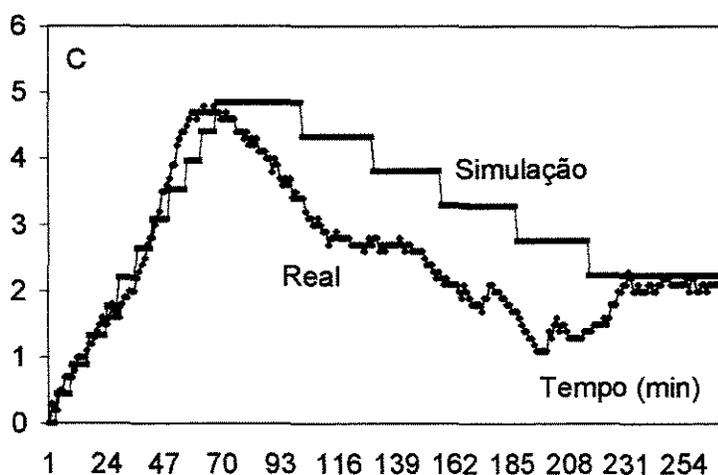


Figura VI.6. Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

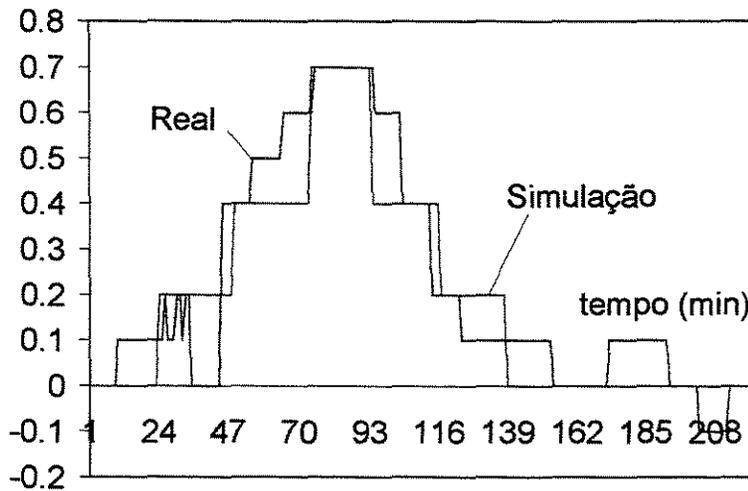


Figura VI.7. Perturbação na Composição da Carga (Teor de Propano).

Como citado no capítulo III, não foram registradas perturbações na temperatura da água de *quench* no período da coleta de dados. Sem tais informações, foi realizada uma variação do tipo degrau de magnitude baseada no conhecimento prático operacional do processo. Para representar essa perturbação na simulação, a variação na temperatura foi substituída por uma variação equivalente na carga térmica. Como resultado, o degrau aplicado como perturbação foi de 0,2 Gkcal/h.

VI.4.3. Índices de Desempenho

Os desempenhos serão quantificados e comparados entre si através de índices conhecidos na literatura. Estes índices são significativos do ponto de vista da prática operacional.

$$\text{Eq. VI.46} \quad \text{IAE} = \sum (\text{SP} - \text{PV})$$

$$\text{Eq. VI.47} \quad \text{ITAE} = \sum (\text{SP} - \text{PV}) * \text{tempo}$$

$$\text{Eq. VI.48} \quad \text{ISE} = \sum (\text{SP} - \text{PV})^2$$

Eq. VI.49 $ITSE = \sum (SP - PV)^2 * \text{tempo},$

em que SP é o *set-point* ou valor de referência e PV é o valor medido.

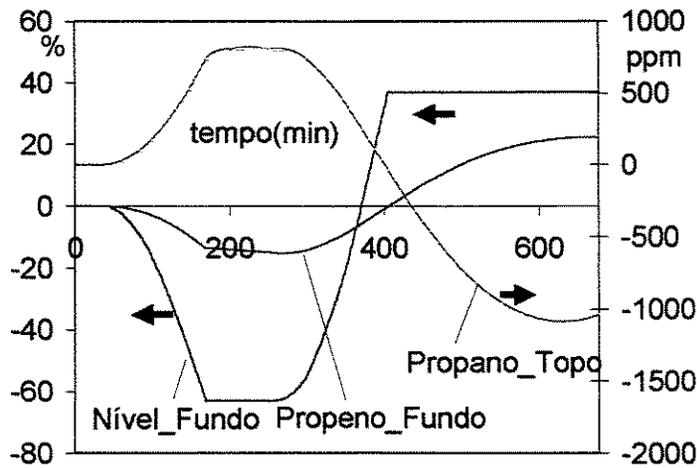
VI.5. Resultados e Discussões

As Figura VI.8, Figura VI.9 e Figura VI.10 ilustram o comportamento das variáveis controladas (composição de propano no topo, composição de propeno no fundo e nível de fundo) e das variáveis manipuladas (carga térmica, refluxo e corrente de fundo) com o sistema de controle presente atualmente na fracionadora de propileno para as perturbações supracitadas. Para facilitar a análise, as variáveis foram colocadas na forma de desvio em relação aos valores do estado estacionário inicial.

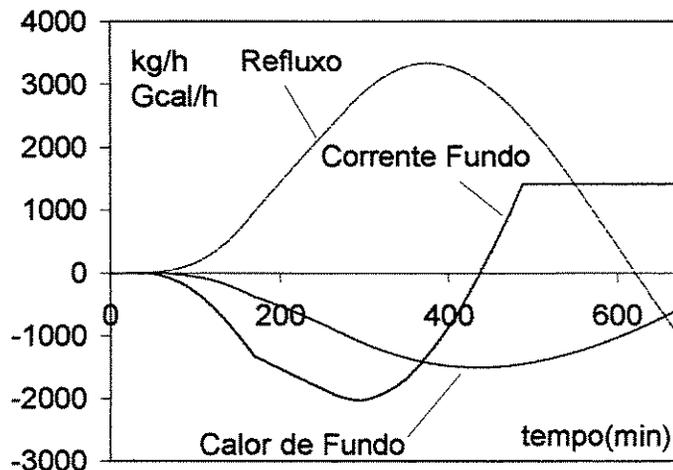
Na Figura VI.8 são apresentadas as respostas das variáveis controladas (a) e o comportamento das variáveis manipuladas (b) em relação à perturbação na temperatura de subresfriamento. Para o nível de fundo pode-se observar que o controle não evita a sua saturação. O sinal de desvio do nível em relação ao valor de referência (*set-point*) atinge o valor -63 % (que corresponde a 0 % de nível) em um primeiro momento e, em seguida, 37 % (que corresponde a 100 %). A variação no teor de propano no topo atinge valores próximos a 1000 ppm e as oscilações na concentração de propeno no fundo alcançam valores de até 20 %. Do ponto de vista da operação, grandes variações na concentração de topo obrigam a operar a fracionadora de propeno sobre especificada, que, na prática, significa menor quantidade de produto e maior consumo de energia. Para o produto de fundo, grandes oscilações representam, principalmente, perda de produto mais nobre (propeno) para a corrente de fundo (propano).

No período entre 180 e 240 min, pode-se observar que as tendências tanto das concentrações quanto do nível infletem. Nesse momento houve uma redução brusca da carga térmica, resultante da redução excessiva de líquido no fundo da coluna. No modelo do *Hysys*, quando o nível de fundo atinge um dado valor (definido pelo usuário), a porcentagem de calor trocado torna-se proporcional ao valor do nível. No caso desta tese, para valores de nível superiores a 0 %, o calor aplicado é o calor total. Para valores inferiores a zero, o calor aplicado é proporcional ao nível, que pode chegar a até -5%. A redução da troca térmica por redução excessiva de líquido no fundo da coluna é consistente com o comportamento real.

$$\text{Eq. VI.50} \quad Q_{\text{aplicado}} = \frac{\text{LC3}}{-5} Q_{\text{total}}, \quad -5 \leq \text{LC3} \leq 0.$$



(a)

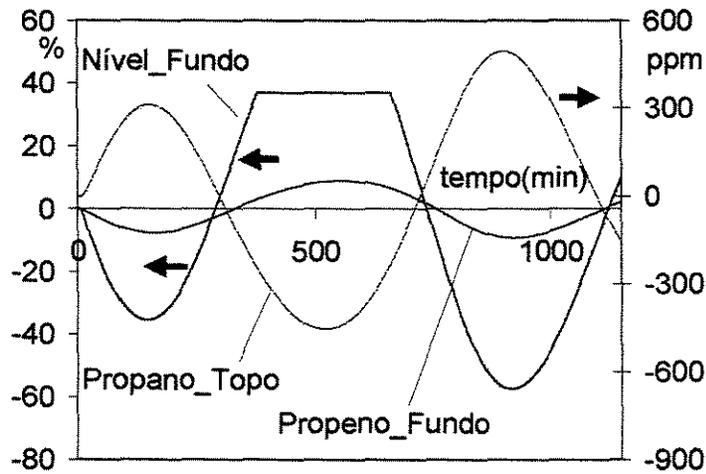


(b)

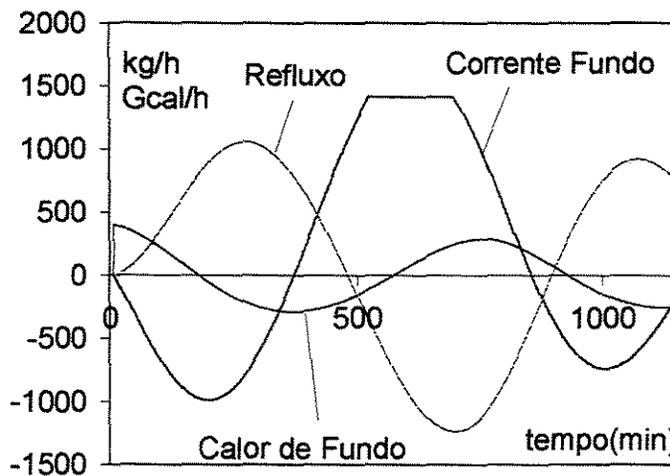
Figura VI.8. Resposta das Variáveis Controladas (a) e Comportamento das Variáveis Manipuladas (b) da Estratégia Atual (L,V) com a Sintonia Atual para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

A Figura VI.9 mostra o comportamento das variáveis manipuladas (b) e as respostas das variáveis controladas para a perturbação na carga térmica (a). As tendências

das variáveis controladas demonstram um comportamento instável com a amplitude das oscilações crescente com o tempo, o que é um comportamento inaceitável para a operação da coluna.



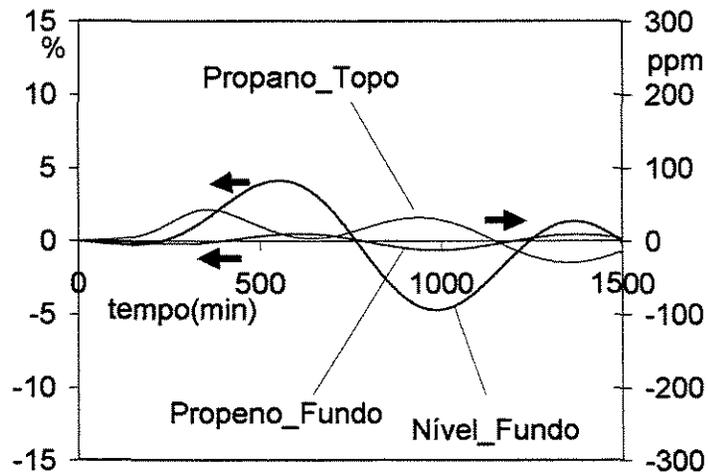
(a)



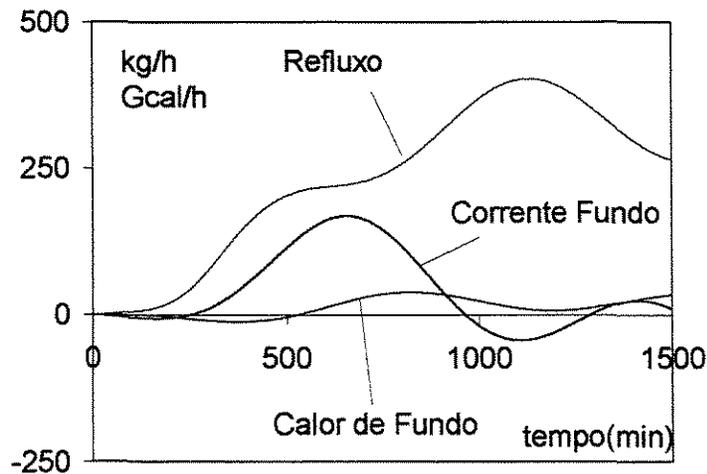
(b)

Figura VI.9. Resposta das Variáveis Controladas (a) e Comportamento das Variáveis Manipuladas (b) da Estratégia Atual (L,V) com a Sintonia Atual para a Perturbação na Carga Térmica.

A Figura VI.10 ilustra o comportamento das variáveis controladas (a) e manipuladas (b) para a perturbação na composição da carga. O sistema de controle atual mantém sob controle as variáveis controladas.



(a)



(b)

Figura VI.10. Resposta das Variáveis Controladas (a) e Comportamento das Variáveis Manipuladas (b) da Estratégia Atual com Sintonia Atual para a Perturbação na Composição da Carga (Concentração de Propano).

Visto o bom desempenho do atual controle para a perturbação na composição da carga, esta não será repetida para os demais sistemas de controle.

As Figura VI.11, Figura VI.12 e Figura VI.13 ilustram os desempenhos dos controles DMC de estratégia (L,V) e PID de estratégias (L,V) e (L,B) e sintonia ajustada pelo método de ALFANO e EMBIRUÇU (2000). Os sistemas de controle foram submetidos à perturbação na temperatura de subresfriamento. Vale ressaltar que as escalas são diferentes em relação aos gráficos da situação atual.

Na Figura VI.11 está ilustrada a resposta da concentração de propano no topo. Observa-se que a estratégia (L,B) apresenta um melhor desempenho. Em relação aos controles de estratégia (L,V), os algoritmos PID e DMC mostraram desempenhos semelhantes. O valor máximo que a concentração de propano atingiu foi 110 ppm no controle PID de estratégia (L,V). Esse valor é significativamente inferior ao valor alcançado pela sintonia atual da fracionadora de propileno.

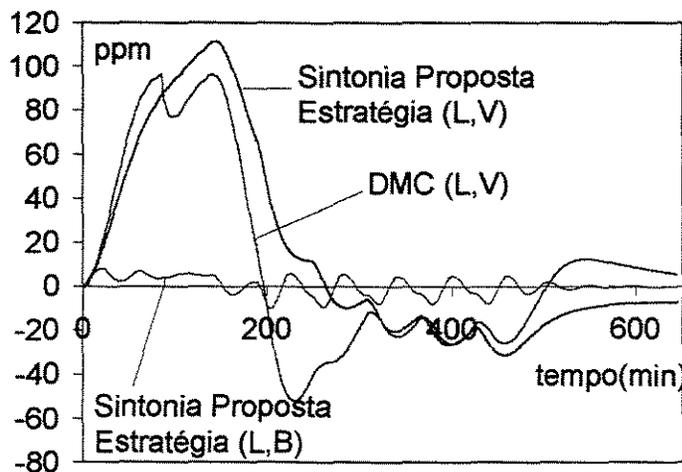


Figura VI.11. Comportamento da Composição de Propano no Topo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

A Figura VI.12 ilustra as respostas da composição de propeno no fundo da fracionadora de propileno. O controle PID de estratégia (L,B) mostrou excelente desempenho com oscilações mínima nessa variável. Para os controles de estratégia (L,V), observa-se uma ligeira superioridade na resposta do algoritmo PID sobre o DMC. Porém, a

oscilação máxima pertinente ao controle DMC foi aproximadamente de 2%, não representando um problema para o processo.

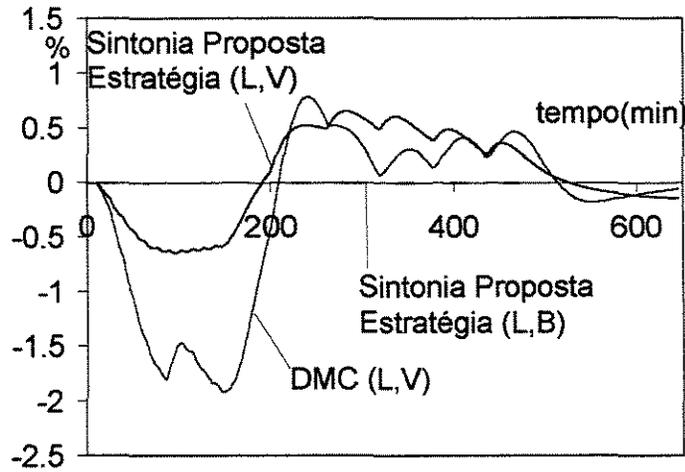


Figura VI.12. Comportamento da Composição de Propeno no Fundo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

Na Figura VI.13 está ilustrado a resposta do nível de fundo da fracionadora de propileno. O nível no controle PID de estratégia (L,B) permaneceu quase inalterado. No controle DMC observa-se variações próximas a 8 %, muito superior as variações máximas do controle PID de estratégia (L,V). Vale ressaltar, contudo, que o controle de nível da estratégia DMC é realizada por um controle PID e sua sintonia foi ajustada para o sistema PID de estratégia (L,V).

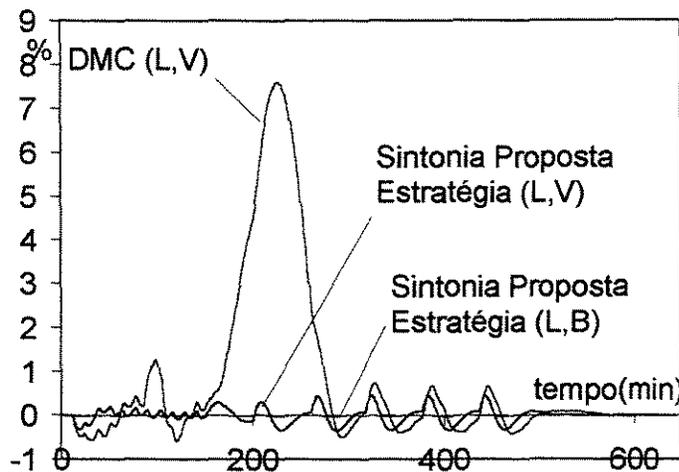
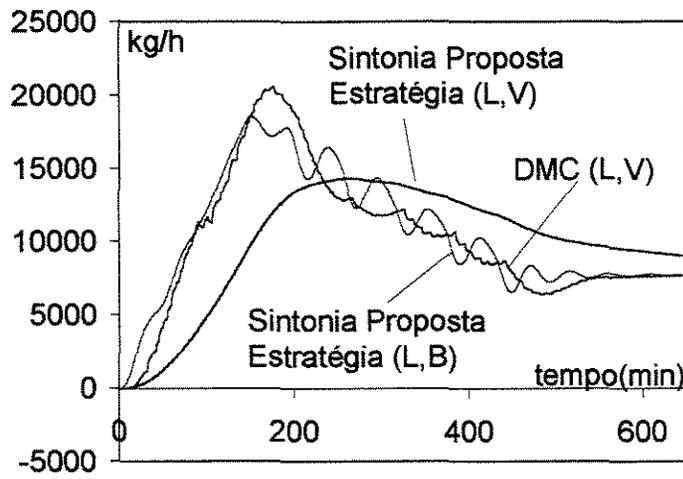
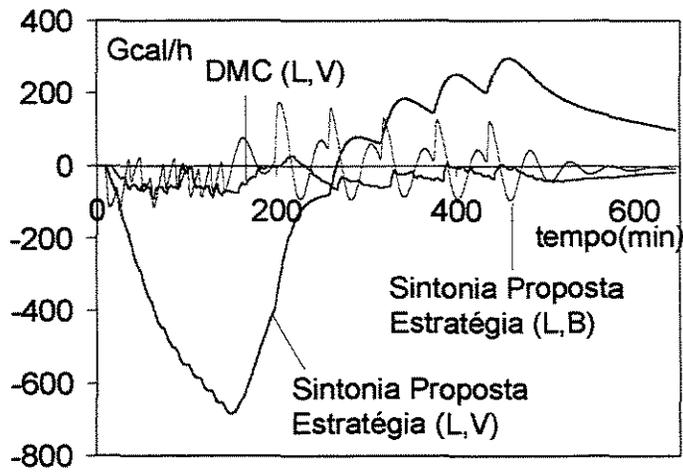


Figura VI.13. Comportamento do Nível de Fundo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

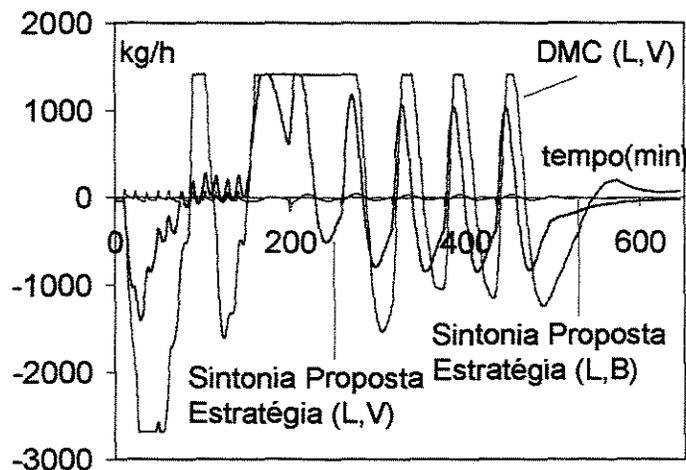
A Figura VI.14 ilustra o comportamento das variáveis manipuladas para a perturbação na temperatura de subresfriamento. Duas observações importantes são que as quantidades de movimentos realizados pelo controle PID de estratégia (L,V) para a variável carga térmica são muito superiores em relação aos demais controles e que o sinal da corrente de fundo para o controle DMC satura diversas vezes, o que não é interessante do ponto de vista de controle.



(a)



(b)



(c)

Figura VI.14. Comportamento das Variáveis Manipuladas Refluxo (a), Carga Térmica (b) e Corrente de Fundo (c) dos Controles PID de Estratégias (L,V) e (L,B) e DMC para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

As Figura VI.15, Figura VI.16 e Figura VI.17 comparam o sistema de controle PID de estratégia (L,V) com e sem a estrutura *feedforward* para medir a perturbação na temperatura de subresfriamento. Os resultados mostram que o efeito da perturbação foi quase que eliminada com a estrutura *feedforward* proposta. As variações nas variáveis controladas foram praticamente nulas.

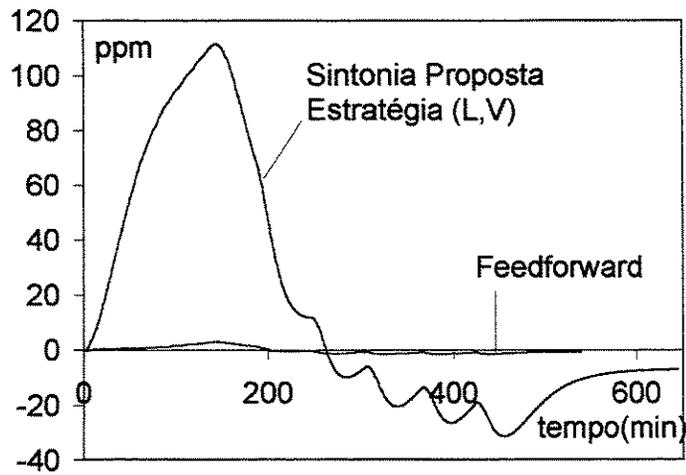


Figura VI.15. Comportamento da Composição de Propano no Topo do Controle com e sem a Estrutura *Feedforward* para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

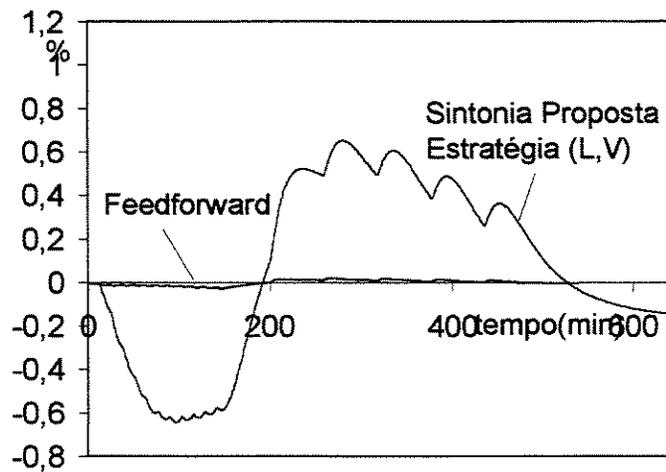


Figura VI.16. Comportamento da Composição de Propeno no Fundo do Controle com e sem a Estrutura *Feedforward* para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

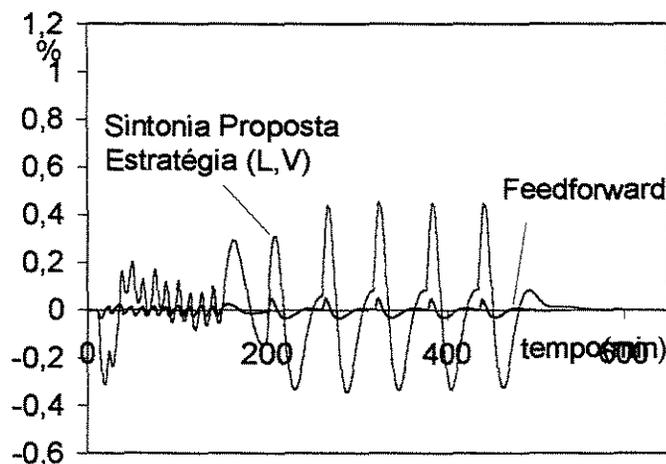
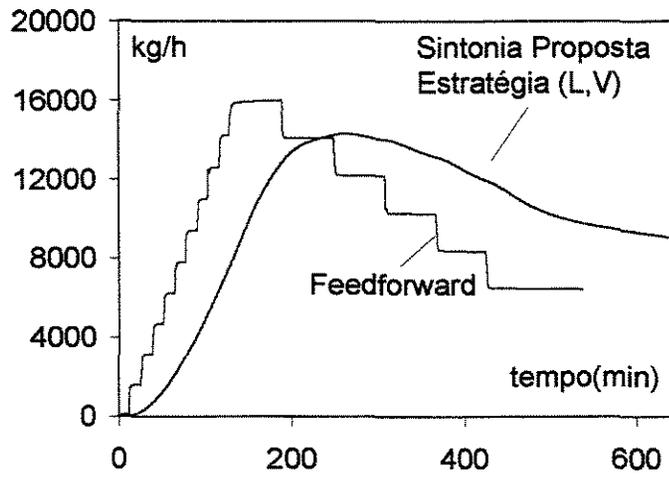
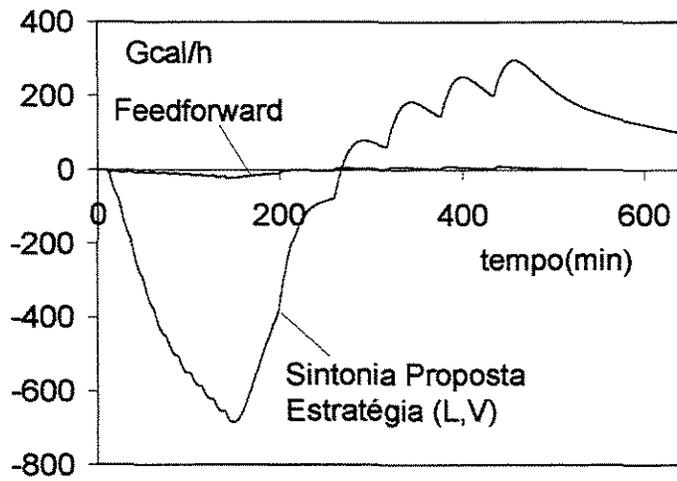


Figura VI.17. Comportamento do Nível de Fundo do Controle com e sem a Estrutura *Feedforward* para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento

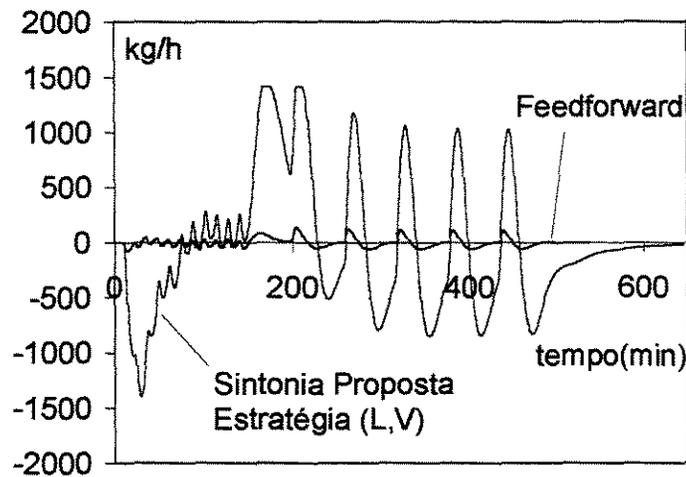
A Figura VI.18 mostra o comportamento das variáveis manipuladas dos controles PID de estratégia (L,V) com e sem a estrutura feedforward para a perturbação da temperatura de subresfriamento. Pode-se observar que a quantidade de movimento destas variáveis no controle com a estrutura *feedforward* é muito menor que no controle sem a estrutura.



(a)



(b)



(c)

Figura VI.18. Comportamento das Variáveis Manipuladas Refluxo (a), Carga Térmica (b) e Corrente de Fundo (c) dos Controles PID de Estratégias (L,V) com e sem Estrutura *Feedforward* para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento.

Os desempenhos ilustrados acima estão quantificados na Tabela IV.7.

Tabela IV.7. Índice de Desempenho dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Temperatura de Subresfriamento

Variável Controlada	Sistema Controle	IAE	ITAE	ISE	ITSE
Conc. Topo	Atual	394.837	$1,55 \cdot 10^8$	317.162.488	$1,36 \cdot 10^{11}$
	PID (L,V)	21.593	4.767.861	1.386.598	$2,17 \cdot 10^8$
	DMC (L,V)	21.289	4.167.950	1.224.249	$1,78 \cdot 10^8$
	Feedforward	570	149.844	823	188.709
	PID (L,B)	2.110	552.489	10.890	2.661.343
Conc. Fundo	Atual	7.497	3.018.556	117.442	52.424.234
	PID (L,V)	230	63.028	114	29.322
	DMC (L,V)	372	72.376	423	61.213
	Feedforward	6	1.300	$8 \cdot 10^{-2}$	17
	PID (L,B)	3	1.082	$2 \cdot 10^{-2}$	7
Conc. Nível	Atual	22.818	7.660.492	988.269	$3,06 \cdot 10^8$
	PID (L,V)	133	43.023	38	11.900
	DMC (L,V)	609	140.337	2.695	606.368
	Feedforward	7	1.806	$2 \cdot 10^{-2}$	42
	PID (L,B)	6	1.885	$7 \cdot 10^{-2}$	23

As Figura VI.19, Figura VI.20 e Figura VI.21 ilustram as respostas das variáveis controladas para a perturbação na carga térmica. Os sistemas analisados são os controles PID nas estratégias (L,V) e (L,B). Por limitações na própria estrutura criada para conectar o *Matlab* (controle DMC) ao *Hysys* (processo), não foi possível realizar perturbações na carga térmica para o controle DMC.

De forma similar ao caso analisado anteriormente, o desempenho da estratégia (L,B) é superior ao desempenho da estratégia (L,V). Porém, a instabilidade observada no sistema de controle atual não se repete para nenhum desses dois novos sistemas de controle. A Tabela IV.8 quantifica, através de índices, o desempenho de cada sistema de controle.

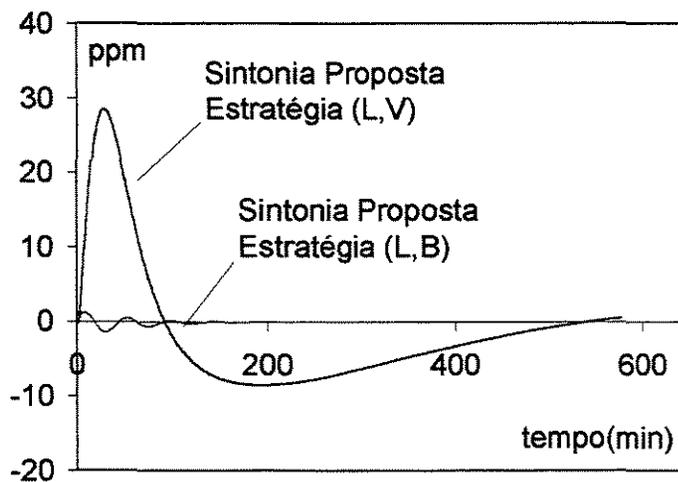


Figura VI.19. Comportamento da Concentração de Propano no Topo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Carga Térmica.

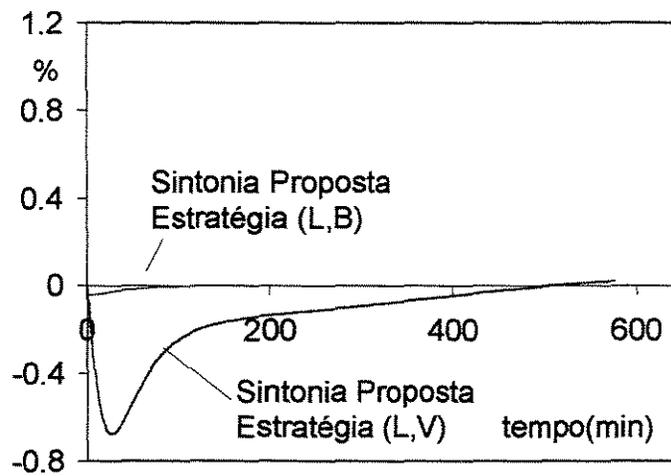


Figura VI.20. Comportamento da Concentração de Propeno no Fundo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Carga Térmica.

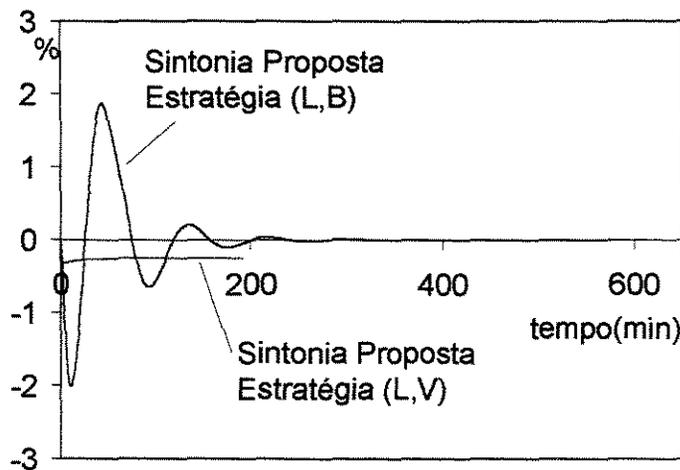
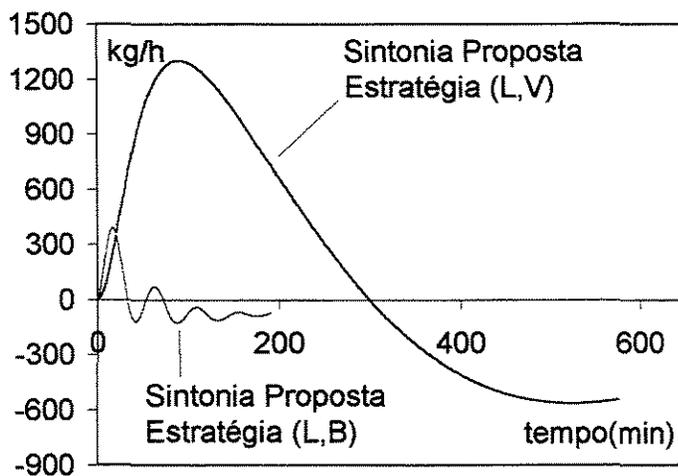
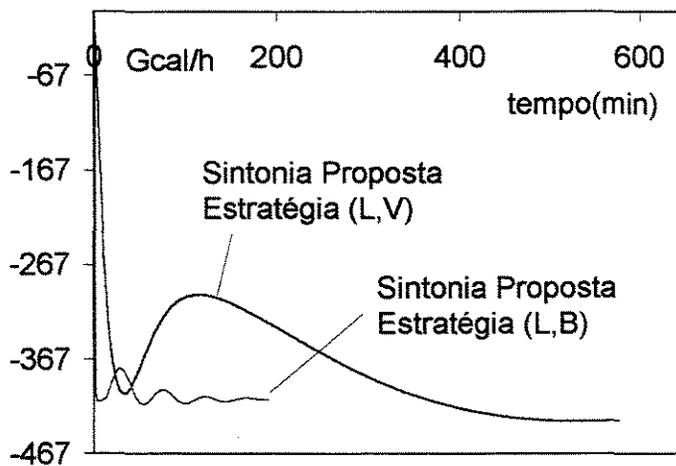


Figura VI.21. Comportamento do Nível de Fundo dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Carga Térmica.

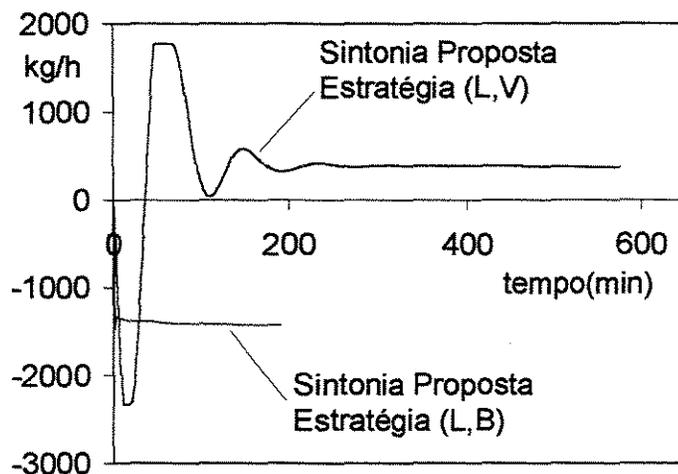
A Figura VI.22 ilustra o comportamento das variáveis manipuladas para a perturbação na carga térmica. A quantidade de movimento para a estratégia (L,B) é menor que na estratégia (L,V).



(a)



(b)



(c)

Figura VI.22. Comportamento das Variáveis Manipuladas Refluxo (a), Carga Térmica (b) e Corrente de Fundo (c) dos Controles PID de Estratégias (L,V) e (L,B) para a Perturbação na Carga Térmica.

Tabela IV.8. Índice de Desempenho dos Sistemas de Controle para a Perturbação na Carga Térmica

Variável Controlada	Sistema Controle	IAE	ITAE	ISE	ITSE
Conc. Topo	Atual	157.796	53.847.752	52.792.061	$2,01 \cdot 10^{10}$
	PID (L,V)	3.940	664.002	45.564	4.242.082
	DMC (L,V)	---	---	---	---
	Feedforward	---	---	---	---
	PID (L,B)	66	1772	49	320
Conc. Fundo	Atual	3296	1.061.816	22.625	7.909.762
	PID (L,V)	71	7.638	23	750
	DMC (L,V)	---	---	---	---
	Feedforward	---	---	---	---
	PID (L,B)	2	114	$3 \cdot 10^{-2}$	$9 \cdot 10^{-1}$
Conc. Nível	Atual	15.688	5022630	484643	164.772.737
	PID (L,V)	185	27.244	159	6.055
	DMC (L,V)	---	---	---	---
	Feedforward	---	---	---	---
	PID (L,B)	48	3.204	12	765

VI.6. Conclusão

As perturbações às quais os sistemas de controle foram submetidas reproduziam as perturbações características do processo. Não foi interesse testar os controles para situações mais severas, como, por exemplo, perturbações de maior amplitude ou, como em SINHA e RIGGS (1989), perturbar o processo em condições operacionais em que o grau de não linearidade seja maior, já que tais situações são irreais do ponto de vista prático. A fidelidade na reprodução das perturbações foi conclusiva para indicar a controlabilidade dos sistemas para a condição real do processo.

Na avaliação do controle atual foi observado que este é inadequado para o controle de duas das três perturbações realizadas. Para as perturbações na temperatura de subresfriamento e na carga térmica (água de *quench*), o controle atual é inadequado, permitindo grandes variações e saturação das variáveis controladas e a instabilidade do sistema. Somente para a perturbação na composição de carga o controle obteve um bom desempenho.

Entre as estratégias analisadas, (L,V) e (L,B), a (L,B) mostrou melhor desempenho. Esta foi sugerida pelo estudo realizado no capítulo V como a estratégia com menor grau de acoplamento entre as variáveis manipuladas. Apesar do estudo analisar apenas o aspecto estático, ele converge com os resultados dinâmicos das simulações realizadas.

Grande destaque deve ser dado à metodologia de sintonia de ALFANO e EMBIRUÇU (2000). Os resultados mostram ser esta uma poderosa ferramenta de controle. Os controles para ambas as estratégias, (L,V) e (L,B), mostraram bons desempenhos, apresentando pequenas variações em relação aos valores de referência. Em comparação com o sistema de controle atual, o controle com a nova metodologia de sintonia e de igual estratégia mostra grande superioridade. Para as situações testadas, a metodologia alcançou desempenhos ligeiramente superiores ao algoritmo DMC no controle da concentração de propeno no fundo e nível de fundo e, praticamente, semelhante na concentração de propano no topo. De um modo geral, as respostas observadas caracterizam-se por serem rápidas, sem desestabilizar o sistema, e por apresentarem pequeno *over-shoot* (maior diferença entre o valor medido e o valor de referência).

A estrutura *feedforward* utilizada para medir a perturbação na temperatura de subresfriamento mostrou ser um efetivo instrumento para o sistema de controle. A equação recomendada por RIGGS (1998) consegue praticamente eliminar o efeito da perturbação no processo.

Referências bibliográficas

- ALFANO, C. e EMBIRUÇU, M., “Tuning of PID Controllers: an Optimization-Based Method”, *IFAC Workshop on Digital Control – Past, Present and Future of PID Control - Preprints*, Terrasa-Spain, pp. 415, (2000)
- CUTLER, C. R. e RAMAKER, B. L., “Dynamic Matrix Control – A Computer Control Algorithm”, *AIChE 86th National Meeting*, Houston, EUA (1979);
- DECHECHI, E.C., “Controle “DMC” de um Processo de Fermentação Alcoólica Contínua em Escala Industrial”, *Tese de Mestrado*, UNICAMP, (1996);
- FALCON, *Trabalho interno da COPENE*, (1999);
- GOMES, M. V. C., *Comunicação Pessoal*, CENPES, RJ, (2000);
- HYPROTECH, *Manual do Hysys*, (1996);
- LUYBEN, W. L., “Process Modelling, Simulation and Control for Chemical Engineer”, 2a edição, Mc Graw Hill, (1989);
- RIGGS, J. B., “Improve Distillation Column Control”, *Chemical Engineering Process*, outubro, pag. 31-47, (1998);
- SINHA, R. e RIGGS, J. B., “High-Purity Distillation Control Using Nonlinear Process Model-Based Control”, *Advances in Instrumentation*, vol. 44, parte 2, ISA Services Inc., Research Triangle Pk, NC, EUA, pag. 765-772, (1989);
- www.hyprotech.com, Página de *Internet*, Consulta Realizada em (2000).

Apêndice VI.A - Comunicação *Matlab* x *Hysys*

Neste item, será mostrado de forma resumida como foi realizada a comunicação entre o *Hysys* e o *Matlab*. Maiores detalhes, porém, podem ser encontrados em HYPROTECH (1996) ou em www.hyprotech.com (2000).

A comunicação de dados entre o *Hysys* e o *Matlab* é realizada através de um *driver* (canal) disponível no *software Hysys* denominado DCS. Sua estrutura está dividida em dois módulos:

1. Módulo Cliente: *Hysys*
2. Módulo Servidor: DCS

A simulação em *Hysys*, que representa a planta real (processo), se comunica com o DCS através de um servidor DDE (*Dynamic Data Exchange*, troca dinâmica de dados), trocando dados nos dois sentidos. As informações podem ser trocadas com:

- Aplicativos Windows (*Matlab*, planilha Excel);
- Sistemas de informações (OSI PI, Intellution FIX);
- SDCD.

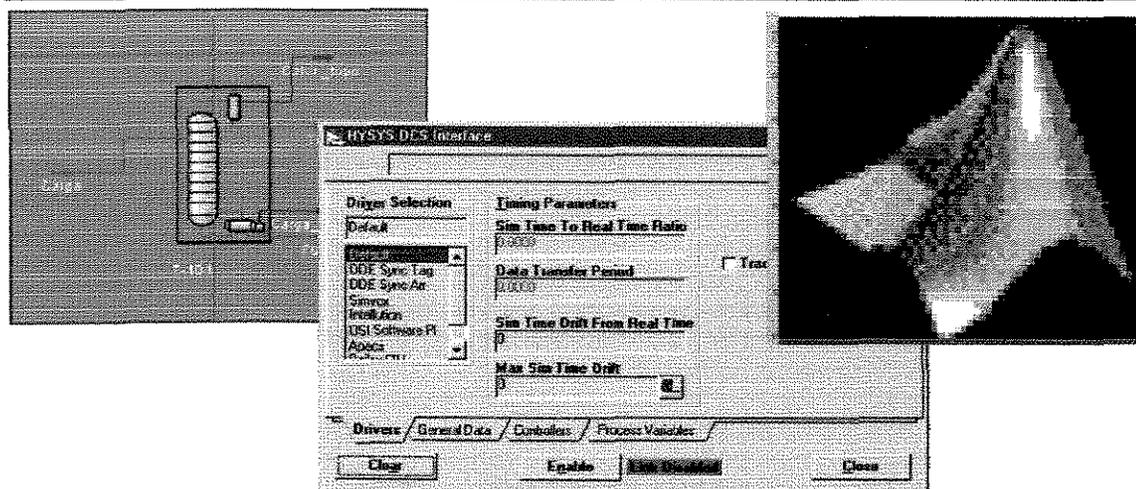


Figura VI.23. Estrutura de Comunicação entre o *Hysys* e o *Matlab*.

CAPÍTULO VII

Capítulo VII. Conclusão e Sugestões

Resumo

Nesse capítulo são formuladas conclusões gerais do trabalho e sugestões para trabalhos futuros.

Palavras-chave

Controle, Estratégia, Linearidade, Fracionadora, Propileno, Simulação

VII.1. Conclusão

No desenvolvimento deste trabalho, adquiriu-se um melhor entendimento do que é necessário para integrar o processo e o controle; isto é, o conhecimento multi-disciplinar, envolvendo técnicas em modelagem, identificação, controle e operações unitárias, para o desenvolvimento de um projeto de controle.

A metodologia empregada no desenvolvimento do projeto de controle explora os aspectos de processo e de controle mais relevantes para se alcançar os resultados desejados:

- Estudo e revisão das experiências de aplicação de diversos algoritmos em sistemas semelhantes em escala industrial ou de laboratório, ou em simulações;
- Investigação e sistematização das características do caso em estudo, tais como, restrições, perturbações e o desempenho do sistema de controle atual;
- Realização de experimentos na planta industrial, e desenvolvimento de modelos estacionários e dinâmicos;
- Determinação do grau de acoplamento das variáveis manipuladas e do grau de não linearidade do sistema;
- Realização de testes de desempenho de diversos sistemas de controle, substituindo, neste caso, o processo real por um simulação fenomenológica.

A utilização de simulações como plataforma de teste para controle é uma prática conhecida e válida. Em VAN DIJK *et. al.* (1994), seus autores reconhecem a importância dessa ferramenta para realizações de melhorias na controlabilidade do processo e na economia de recursos, evitando a utilização do processo real para testes. A utilização de simulações permite que um maior número de testes sejam realizados em um menor tempo e evita inconvenientes operacionais.

No capítulo III é citado que, na prática operacional atual, as malhas de controle de composição de fundo, de composição de topo e de nível do fundo estão abertas. Nos testes de desempenho realizados no capítulo VII, os resultados de simulação mostram que o

sistema de controle atual é inadequado, com respostas lentas e, para perturbações na carga térmica, instável.

Sistemas de controle diferentes, quanto a sintonia, estratégia, algoritmo e presença de estrutura *feedforward*, são avaliados. Os resultados mostraram que significativa melhora é obtida apenas com a res-sintonia das malhas de controle existentes. A metodologia de sintonia dos controladores PID utilizada é a proposta em ALFANO e EMBIRUÇU (2000). O desempenho desse novo sistema de controle não apenas foi superior ao encontrado atualmente no processo como foi avaliada como plenamente satisfatória para os requisitos de desempenho exigidos industrialmente, caracterizando-se por respostas rápidas e com pequeno *over-shoot*. Na estratégia (L,B), determinada pelo estudo de RGA (capítulo V) como a estratégia com menor grau de acoplamento entre as variáveis manipuladas, os resultados foram ainda melhores. As variações em relação ao valor de referência são mínimas para as perturbações realizadas. O controle DMC também mostrou desempenho satisfatório. Porém, as respostas deste controlador foram ligeiramente inferiores ao PID de mesma estratégia, exceto para a variável de concentração de propano no topo que foi praticamente semelhante. A estrutura *feedforward* citada por RIGGS (1998) para medir a perturbação da temperatura de subresfriamento mostrou ser uma eficiente ferramenta de controle para esse sistema. A perturbação na temperatura de subresfriamento foi praticamente eliminada, e as variações nas variáveis controladas foram mínimas.

Como era de interesse desta tese, os problemas de controle e perturbações realizadas para avaliar os desempenhos dos sistemas de controle são reproduções dos encontrados no processo real. As conclusões de controlabilidade são, portanto, para as condições aplicadas no processo.

O estudo realizado no capítulo V mostra que o sistema é não linear para o ganho do processo. Para os parâmetros dinâmicos, o comportamento das concentrações de topo e fundo são praticamente lineares. Essa característica não mostrou ser determinante no desempenho dos controladores, mesmo estes sendo lineares. Observou-se que, para as perturbações realizadas, os desvios em relação às referências (*set-point*) são mínimos. Para os sistemas de controle propostos, o valor máximo alcançado pela concentração de topo foi de, aproximadamente, 100 ppm e 2% para a concentração de fundo. Para estas variações de concentrações os ganhos são praticamente constantes, em outras palavras, o sistema

apresenta um comportamento muito próximo da linearidade.

Como citado anteriormente, o estudo de acoplamento utilizando o RGA determinou a estratégia (L,B) como a de menor grau de acoplamento e mais recomendada para o controle. Os resultados dos testes de controlabilidade corroboram esse estudo, mostrando um desempenho superior desta estratégia em relação à (L,V). O RGA, porém, indica a estratégia (L,V) como uma estratégia perigosa e que deve ser evitada. Entretanto, os sistemas de controle (PID com a sintonia de ALFANO e EMBIRUÇU (2000) e DMC) com esta estratégia mostraram bons resultados. Como o estudo das interações considerou apenas os aspectos estáticos, a explicação para o bom resultado obtido pode ser encontrada na análise de aspectos dinâmicos do processo, que não foram considerados neste estudo.

O método de sintonia para controladores PID proposto por ALFANO e EMBIRUÇU (2000) aparece como uma excelente ferramenta de controle. De maneira geral, os controladores apresentaram respostas rápidas, sem instabilizar o sistema e com pequenos *over-shoots*.

VII.2 Sugestões

Da experiência adquirida nesta tese, sugere-se os seguintes trabalhos futuros:

1. Em continuidade a este trabalho, implementar no processo real as propostas de melhoria como mudança de estratégia para a (L,B), uso da sintonia proposta por ALFANO e EMBIRUÇU (2000) para os controladores PID e uso da estrutura *feedforward* citada por RIGGS (1998). Pelos bons resultados observados com o controlador PID este algoritmo poderia ser mantido;
2. Estudo de técnicas de sintonia dos parâmetros do algoritmo DMC. Como foi observado no controlador PID, a sintonia pode resultar em desempenhos significativamente diferentes. Não sendo interesse desta tese um estudo nesta linha, mas conhecendo-se suas influências no sistema, segue como sugestão um estudo aprofundado em técnicas de sintonia de controladores DMC e reavaliação do desempenho deste controlador;
3. Foi interesse desta tese avaliar os desempenhos de sistemas de controle nas condições originais do processo real. No intuito de avaliar a controlabilidade e robustez dos sistemas de controle, outras condições são sugeridas, tais como: maior grau de pureza, aumentando o grau de não linearidade do sistema; realizar perturbações de maior magnitude, do tipo servo e em outras variáveis, como na vazão da carga;
4. Influências dos aspectos dinâmicos para análise de acoplamento das variáveis manipuladas não foram analisados. O método aplicado considera apenas os aspectos do estado estacionário. Os resultados do estudo RGA (estático) determinam que a estratégia (L,V) é perigosa e que deve ser evitada. Entretanto, essa característica não foi determinante para os resultados de controlabilidade. Estudos para determinar o acoplamento nas variáveis manipuladas considerando a dinâmica do processo, tais como RGA (dinâmico) ou RPN (*Robust Performance Number*, número de robustez de desempenho) (TRIERWEILER, 1997) são uma sugestão para futuros trabalhos;
5. A identificação dos dados experimentais do processo foi realizada através de um modelo linear do tipo ARX. Para algumas variáveis, os parâmetros encontrados apresentaram

pouca confiabilidade. Como sugestão, outros modelos, lineares ou não, poderiam ser utilizados para obter uma melhor modelagem.

Referências Bibliográfica

- ALFANO, C. e EMBIRUÇU, M., “Tuning of PID Controllers: an Optimization-Based Method”, *IFAC Workshop on Digital Control – Past, Present and Future of PID Control - Preprints*, Terrasa-Spain, pp. 415, (2000)
- RIGGS, J. B., “Improve Distillation Column Control”, *Chemical Engineering Process*, outubro, pag. 31-47, (1998);
- TRIERWEILER, J. O., “A Systematic Approach to Control Structure Design”, Tese de Doutorado, *Universität Dortmund*, Alemanha, (1997);
- VAN DIJK, J. F. M., DE WOLF, S., POSTMA, R., ZULLO, L.C., GUENIN, M. E GUSTAFSON, P.H., “Integrated Process and Process Control Design of a PP-splitter Using Dynamic Flowsheet Simulation and Shell Multivariable Optimising Control”, *IFAC Workshop on Integration and Process Design and Control*, Baltimore, Maryland, EUA, (1994).

ANEXO

ANEXO. TUNING OF PID CONTROLLERS: AN OPTIMIZATION-BASED METHOD

Title:

Tuning of PID Controllers: an Optimization-Based Method

Authors:

Carlos Alfano Neto, Marcelo Embiruçu

Affiliations:

Chemical Engineering Department-Federal University of Bahia, Chemical
Engineering Department-Federal University of Bahia.

Area:

D – Tuning Methods

Keywords:

Control, PID, Tuning, Optimization.

Abstract

A new technique for tuning PID controllers is presented in this article. This technique is based on the solution of an optimization problem. The technique proposed is applicable to any type of process transfer function and to several types of PID controllers. The new methodology also incorporates various types of restrictions imposed by the process operation. The performance of this technique is compared with other techniques already available in the literature, and the results show a significant improvement in the closed-loop responses using the parameters obtained by the proposed approach.

Keywords

Tuning, Controller, PID, Optimization.

1. Introduction

Proportional-Integral-Derivative (PID) is the most industrially used control algorithm, which can be explained by its simplicity, low cost and ability to solve most of the control problems. Since the developments of Ziegler and Nichols (1942) and Cohen and Coon (1953) several tuning techniques have been proposed (Almeida, 1998). Åström and Hagglund (1984) used the oscillations of a relay feedback to determine points of the Nyquist curve and to obtain the controller parameters. Rivera and Morari (1986), and later Chien (1988), developed tuning techniques based on the IMC (Internal Model Control) structure. Corripio and Smith (1985) have summarized the results found by Lopez (1967), and others researchers, based on integral criteria. Therefore, there are in the literature a great number of methods to tune PID controllers. However, in general, the tuning techniques developed presents many drawbacks. They are not applied for high-order and/or nonlinear processes. Also, most of the techniques do not take into account the several PID algorithms or the identification error. Moreover, different kinds of disturbances are not considered. Though, the tuning parameters obtained by these techniques are not accurate or flexible, and they are applied to a limited number of systems.

Due to the limitations of the available techniques and the absence of a clear methodology for choosing the best technique to a given problem, some studies indicates that near 80% of the control loops operate inadequately, resulting in a low control performance (Persson and Åström, 1993). Besides, near 30% of these loops operate inadequately due to tuning problems (Arbex, 1998). The proposed method does not place any kind of restriction for the characterization of the process. So, even nonlinear models can be used. Moreover, any type of PID controllers can be implemented.

This new method is based on the minimization of a global objective function that incorporates local objective functions. With this approach, it is possible to consider uncertainties of the model, several control algorithms and different types of disturbances. In this paper, the theoretical development is discussed, together with the discussion of

computational issues. Also, some examples are presented to show the superiority of the method, when compared with others available in the open literature.

2. Theoretical Development

Consider the typical feedback control-loop of the Figure 1, where G_c and G_p are, respectively, the controller and process transfer functions, and G_f and G_m are the transfer functions of the final control element and of the measurement element. The closed-loop transfer function is given by:

$$\text{Eq. 1} \quad \frac{y(s)}{r(s)} = \frac{G_c(s)G_p(s)}{1+G_c(s)G_p(s)}$$

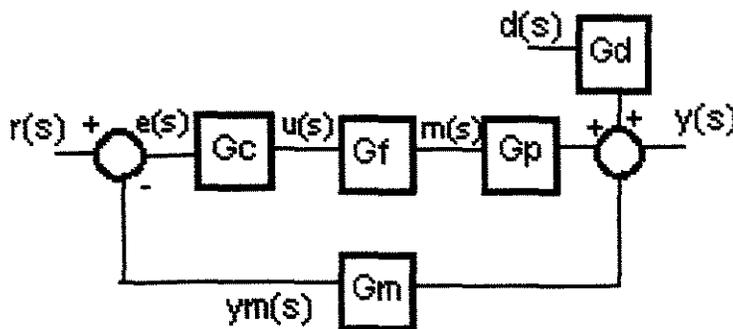


Figure 1. Typical feedback control loop

The controller $G_c(s)$ has to be designed to furnish good responses when the process is submitted to setpoint ($r(s)$) and load ($d(s)$) disturbances. Appropriate parameter tuning is a key procedure to reach these objectives.

The purpose of a tuning method, in a general fashion, is to determine the values of the controller parameters that optimize a certain criterion. This criterion (J) is a function of the controller parameters (P) and, therefore, this desire can be expressed mathematically by:

$$\text{Eq. 2} \quad \min_P J(P)$$

Several optimization criteria are applied for tuning process controllers, such as ISE, IAE, ITSE and ITAE, all of them based on the minimization of integrals of the errors. In this case, it is possible to propose a generic criterion, which consists of a linear combination of these traditional criteria:

$$\text{Eq. 3} \quad \min_P \alpha_1 \cdot IAE(P) + \alpha_2 \cdot ISE(P) + \alpha_3 \cdot ITAE(P) + \alpha_4 \cdot ITSE(P)$$

In some processes, it is also desired an absence of overshoot (OS). Therefore, it is desired to minimize it. In this case, the function can be augmented to:

$$\text{Eq. 4} \quad \min_P \alpha_1 \cdot IAE(P) + \alpha_2 \cdot ISE(P) + \alpha_3 \cdot ITAE(P) + \alpha_4 \cdot ITSE(P) + \alpha_5 \cdot OS(P)$$

In most processes, it is also desired the manipulated variable to change smoothly. In other words, it is desired that the movements of the manipulated variable are not steep. This objective can be achieved by trying to minimize these movements:

$$\text{Eq. 5} \quad \min_P \alpha_1 \cdot IAE(P) + \alpha_2 \cdot ISE(P) + \alpha_3 \cdot ITAE(P) + \alpha_4 \cdot ITSE(P) + \alpha_5 \cdot OS(P) + \alpha_6 \cdot \Delta u(P)$$

where Δu is the average of $\Delta u(t)$.

The optimization problem is not just a function of the controller parameters but, also, of the control problem under analysis. In other words, different criteria are obtained for setpoint changes and for load changes. Besides, different results are obtained for different types of input signals (e.g.: step, ramp, pulse, etc.). In this case, defining each combination of signal type and of problem type (servo or regulatory) as a control problem (PC), it is possible to define each control problem as:

$$\text{Eq. 6} \quad \min_P \alpha_{.1} \cdot IAE(P, PC) + \alpha_{.2} \cdot ISE(P, PC) + \alpha_{.3} \cdot ITAE(P, PC) + \\ + \alpha_{.4} \cdot ITSE(P, PC) + \alpha_{.5} \cdot OS(P, PC) + \alpha_{.6} \Delta u(P, PC)$$

As well as the objective function can be defined through a combination of criteria, this concept can be generalized for a combination of control problems. In this case:

$$\text{Eq. 7} \quad \min_P \sum_{j=1}^{N_PC} \alpha_{.1,j} \cdot IAE(P, PC_j) + \alpha_{.2,j} \cdot ISE(P, PC_j) + \\ + \alpha_{.3,j} \cdot ITAE(P, PC_j) + \alpha_{.4,j} \cdot ITSE(P, PC_j) + \\ + \alpha_{.5,j} \cdot OS(P, PC_j) + \alpha_{.6,j} \cdot \Delta u(P, PC_j)$$

In order to simplify the nomenclature, let us define a generic criterion C, composed of the several control problems (PC_j), combined linearly. In this case:

$$\text{Eq. 8} \quad \min_P \sum_{j=1}^{N_PC} \gamma_j \sum_{i=1}^{N_C} \alpha_{.i,j} \cdot C_i(P, PC_j)$$

where N_PC and N_C are the number of control problems and the number of used criteria.

It should be observed that the objective function defined earlier is also a function of the model (M) used to represent the process. In this case:

$$\text{Eq. 9} \quad \min_P \sum_{j=1}^{N_PC} \sum_{i=1}^{N_C} \alpha_{.i,j} \cdot C_i(P, PC_j, M)$$

A quite important subject in the controller tuning is to guarantee that the parameters obtained can supply a robust behavior to the control system. In other words, it is necessary to guarantee that the implemented control system is stable at all possible

situations. The greatest problem related to the robustness of the system is the modeling errors. These errors can lead to parameters that furnish too sluggish responses or to parameters that furnish too strong actions, resulting on unstable behavior in the real plant. So, it is advisable that modeling errors can be considered in the controller tuning. This problem can be solved naturally in the proposed approach. It is sufficient to increase the objective function to consider several cases simultaneously, each one with a different model. Therefore, each model can be incorporated in a particular control problem, in agreement with Eq. 10:

$$\text{Eq. 10} \quad \min_P \sum_{j=1}^{N_{PC}} \gamma_j \sum_{i=1}^{N_C} \alpha_{i,j} \cdot C_i(P, PC_j, M_j)$$

Aside from the requirements discussed above, some plant operation necessities leads naturally to the desire of imposing restrictions to the tuning procedure. In some situations, it is desirable tuning parameters to be constrained within given limits. In addition, this procedure may be important for the solution of the optimization problem formulated before, as it will be discussed later. In this case, the problem can be formulated as:

$$\text{Eq. 11} \quad \min_P \sum_{j=1}^{N_{PC}} \gamma_j \sum_{i=1}^{N_C} \alpha_{i,j} \cdot C_i(P, PC_j, M_j)$$

s.a. :

$$P_{\min} < P < P_{\max}$$

Apart from the controller parameters, in general, it is a requirement of the control design to constrain the manipulated variable and its movements within limits. This objective could be indirectly satisfied by the weights of the objective function, as shown before. Nevertheless, the corroboration of its satisfaction can be reached including new constraints:

$$\min_P \sum_{j=1}^{N_{PC}} \gamma_j \sum_{i=1}^{N_C} \alpha_{i,j} \cdot C_i(P, PC_j, M_j)$$

s.a. :

Eq. 12 $P_{\min} < P < P_{\max}$
 $u_{\min} < u(t[1:t_f], P, PC_{j=1:N_{PC}}) < u_{\max}$
 $\Delta u_{\min} < \Delta u(t[1:t_f], P, PC_{j=1:N_{PC}}) < \Delta u_{\max}$

Although already included in the objective function, the overshoot is a criterion often not used in the minimization sense. Otherwise, it is normally desired the overshoot to lie within specific bounds. In this case, the desire to guarantee an overshoot that does not surpass the allowed maximum overshoot can be achieved through the inclusion of a restriction in the overshoot, in agreement with Eq. 13:

$$\min_P \sum_{j=1}^{N_{PC}} \gamma_j \sum_{i=1}^{N_C} \alpha_{i,j} \cdot C_i(P, PC_j, M_j)$$

s.a. :

Eq. 13 $P_{\min} < P < P_{\max}$
 $u_{\min} < u(t[1:t_f], P, PC_{j=1:N_{PC}}) < u_{\max}$
 $\Delta u_{\min} < \Delta u(t[1:t_f], P, PC_{j=1:N_{PC}}) < \Delta u_{\max}$
 $OS(P, PC_{j=1:N_{PC}}) < OS_{\max}$

In many situations it is desired to specify a decay ratio (RD) range, which, indeed, is implicit in various tuning techniques. In this case:

$$\min_P \sum_{j=1}^{N_{PC}} \gamma_j \sum_{i=1}^{N_C} \alpha_{i,j} \cdot C_i(P, PC_j, M_j)$$

s.a.:

$$P_{\min} < P < P_{\max}$$

$$u_{\min} < u(t[1:t_f], P, PC_{j=1:N_{PC}}) < u_{\max}$$

$$\Delta u_{\min} < \Delta u(t[1:t_f], P, PC_{j=1:N_{PC}}) < \Delta u_{\max}$$

$$OS(P, PC_{j=1:N_{PC}}) < OS_{\max}$$

$$RD_{\min} < RD(P, PC_{j=1:N_{PC}}) < RD_{\max}$$

In many cases, it is not desired a fair setpoint, but instead it is allowed a range within which control may be considered satisfactory. In such situations, it is a better alternative to tune the controller to obey this range, instead of a fair value. It is important because one can furnish a greater degree of freedom to the manipulated variables. In other words, it is desired to calculate the control errors in the following way:

$$Eq. 15 \quad e(f) = \begin{cases} (r - y) - f & se(r - y) > f \\ 0 & se(r - y) < f \end{cases}$$

The tuning of the controller to act inside the desired range can be easily treated with the proposed approach. Since most criteria are functions of the errors, one can write:

$$\min_P \sum_{j=1}^{N_{PC}} \gamma_j \sum_{i=1}^{N_C} \alpha_{i,j} \cdot C_i(P, PC_j, M_j, f)$$

s.a.:

$$P_{\min} < P < P_{\max}$$

$$u_{\min} < u(t[1:t_f], P, PC_{j=1:N_{PC}}) < u_{\max}$$

$$\Delta u_{\min} < \Delta u(t[1:t_f], P, PC_{j=1:N_{PC}}) < \Delta u_{\max}$$

$$OS(P, PC_{j=1:N_{PC}}) < OS_{\max}$$

$$RD_{\min} < RD(P, PC_{j=1:N_{PC}}) < RD_{\max}$$

Therefore, Eq. 16 above defines the proposed tuning method. This method, according to the previous discussion, is capable to solve all the problems associated to the tuning of industrial controllers, at least on a theoretical point of view. It is worthwhile to emphasize three other advantages of the method:

The formulation does not restrict its application to any type of model, such as nonlinear or high-order models;

Its application is direct for cascade systems, no matter the number of inner loops;

Its application is direct for any form of PID controllers.

The resulting optimization problem can be classified as a nonlinear programming problem, which was solved by means of the successive quadratic programming (SQP) algorithm. For the solution of the optimization problem it is necessary an initial estimate of the controller parameters. In this case, it is suggested any method already established in the literature to be used, since it presents a reasonable response.

In spite of the characteristics shown before, one may argue that there are too many parameters to be set in the proposed method. Hence, in this point, some final comments are relevant. The choice of weights a_{ij} , which compose the local objective functions, can be set based on the desired characteristics of the closed-loop behavior. Moreover, for the choice of the weights (γ_j), one should consider the importance of each control problem included in the objective function, models confidence, etc. In both cases, it is worthwhile a good knowledge of the problem under study, so that it can be obtained a description as close as possible of the control problem. This may be an easy task for a process engineer. Notwithstanding, it is not difficult to impose default parameters, in the case of usage by non-expert users.

3. Simulation Results

In this section some results are presented, to show the superiority of the method, when compared with the classical ones. This is done through the analysis of two simulation examples. In both cases it was used a parallel form of the PID controller, which is represented by the following transfer function:

$$\text{Eq. 17} \quad u(s) = Kc \left[(r - y) + \frac{(r - y)}{\tau_i s} + \frac{\tau_d s(-y)}{0,1\tau_d s + 1} \right]$$

For the performance criterion (objective function) it was used a linear combination of the integral criteria, without considering any constraints:

$$\text{Eq. 18} \quad \min_P IAE(P) + ISE(P) + ITAE(P) + ITSE(P)$$

The results were compared with those ones generated by the methods of Ziegler-Nichols, Cohen and Coon, IAE, ISE, ITAE, IMC, Phase and Amplitude Margins, Dominant Pole, Pole Allocation and Cancellation of Poles.

3.1. Example-1

The process transfer function is given by Eq. 19:

$$\text{Eq. 19} \quad Gp(s) = \frac{e^{-20s}}{5s + 1}$$

Figure 2 shows the closed-loop response for a step change in the setpoint, and the response for disturbance rejection. This figure presents the results obtained with the optimization-based method, with the Ziegler-Nichols method and with the method of best performance, among those cited earlier. Table 1 shows the parameters of the controllers. The results demonstrate a clear advantage of the proposed method, both regarding to performance and robustness. It must be pointed out that, albeit the flexibility of the method in incorporating multiple control problems, only the setpoint change was used on the tuning procedure. Hence, the performance of the new method to disturbance suppression is very significant.

Table 1. Tuning Parameters - Example 1

	Z-N	Optimization Method	Cancellation of Poles	IMC
K_c	0,677	0,479	0,460	0,740
τ_i	24,300	13,493	10,000	14,800
τ_d	6,075	3,433	3,333	3,243

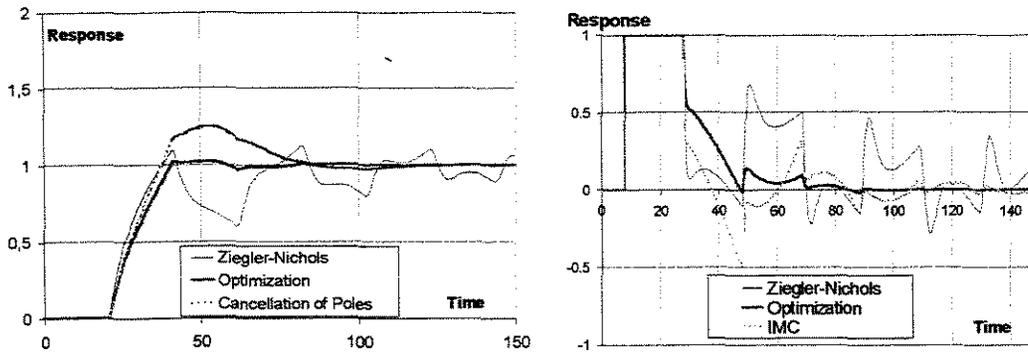


Figure 2. Closed-Loop Responses for Setpoint (left) and Load (right) Changes - Example-1.

3.1. Example-2

The process transfer function is given by Eq. 20:

$$\text{Eq. 20 } Gp(s) = \frac{e^{-5s}}{(5s + 1) \cdot (4s + 1) \cdot (3s + 1)}$$

Figure 3 shows the closed-loop responses to setpoint and load step changes. In a similar way, there are compared ZN, the best classical method for this case and the proposed one. Again, although not in a too drastic way like the former example, the new approach gives superior results. The controller parameters are shown on Table 2.

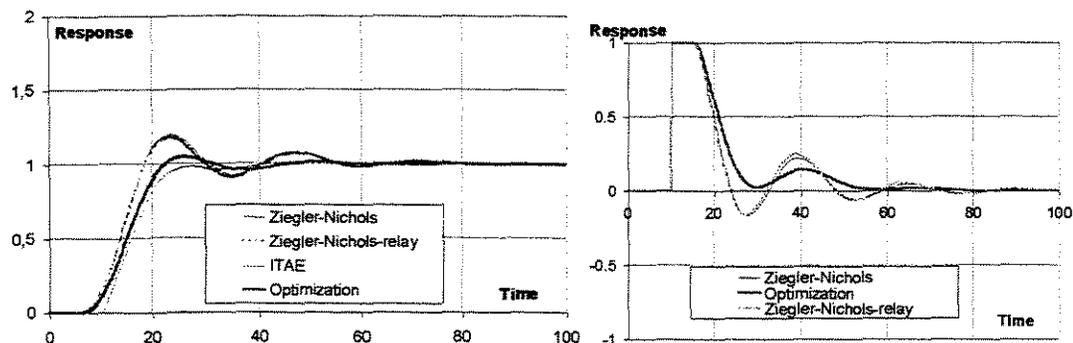


Figure 3. Closed-Loop Responses for Setpoint (left) and Load (right) Changes - Example-2.

Table 2. Tuning Parameters - Example 2

	Z-N	Optimization Method	ITAE	Z-N-r
K_c	1,328	1,038	0,869	1,340
τ_i	14,840	14,536	13,339	15,350
τ_d	3,710	3,468	2,901	3,837

It must be stressed that many other systems, including constrained and uncertain ones, were tested, but results are not shown due to space limitations, which will be analyzed in a future communication. In particular, all systems studied by Almeida (1988) were investigated, and, in all cases, the present method demonstrated higher performance. Many of the systems studied are in accordance with the benchmark problems proposed by Åström and Hagglund (1999). Moreover, it must be pointed out that it was not experienced any problems in the convergence of the method, even when using a poor initial estimate. In this case, it is strongly recommended the use of normalized and constrained parameters.

4. Conclusions

In spite of the importance of PID tuning techniques and of the variety of methods proposed, a generic methodology is not still available for appropriate selection and robust application of these rules. The methods are developed for specific conditions, which turns them limited to the situations for which they were developed. For this reason, the tuning task has been not an easy one for the control engineers, besides time-consuming. Furthermore, the lack of an appropriate and general method leads frequently to unsatisfactory results.

In this paper a new tuning technique, based on the solution of an optimization problem, was presented. This technique presents a great potential, and is quite flexible and

robust when compared with its counterparts. Besides, it does not present any limitations regarding the process model or the particular PID controller used.

The proposed method presented better results when compared with several techniques at disposal in the literature, as it can be seen by the presented simulations. Also, the optimization formulation seems to be numerically robust, since convergence was achieved in all studied cases. Moreover, it is important to point out that not all the potentiality of the method was used. In addition the proposed method presents a wide spectrum of benefits, such as:

It treats modeling errors;

It treats different types of disturbances;

It consider constraints in the process variables, in the movements of the manipulated variable and in the overshoot;

It can be applied to several types of controllers;

Etc.

In view of the great flexibility of the proposed approach, the technique developed may be regarded as a tuning methodology, being able to cope with almost all problems, eliminating the possibility of using inadequate methods for a given loop, which makes easier the control engineer task. Moreover, since the method presents better results than those obtained with the most used techniques, it may be claimed its universal use, with an appropriate choice of objective function and constraints, in agreement with each particular case.

Nomenclature

C	→ Optimization criteria;
e	→ Error;
f	→ Control range;
$G_c(s)$	→ Controller transfer function;

Gd(s)	→ Disturbance transfer function;
Gf(s)	→ Control element transfer function;
Gm(s)	→ Measurement element transfer function;
Gp(s)	→ Process transfer function;
M _j	→ Process models;
N_C	→ Number of optimization criteria;
N_PC	→ Number of control problems;
OS	→ Overshoot;
P	→ Tuning parameters;
PC _j	→ Control Problems;
r(s)	→ Setpoint;
RD	→ Decay Ratio;
u(s)	→ Manipulated variable;
y(s)	→ Output variable.

Greek Letters

α_{ij}	→ Weights of the local objective functions;
γ_j	→ Weights of the global objective function;
$\Delta u(s)$	→ Movement of the manipulated variable.

Literature Cited

- Almeida, A. F., “Sintonia de Controladores PID”, *M.Sc. Thesis – Universidade Federal da Bahia*, Salvador, (1998);
- Arbex, R.; Pardal, A., “A Diminuição do Custo Variável Através da Redução das Variabilidades dos Processos”, *Intech-Brasil*, nº 10, Novembro (1998);
- Åström, K. J. and Hagglund, T., “Automatic Tuning of simple Regulators with Specifications on Phase and Amplitude Margins”, *Automatica*, vol. 20, pp. 645-651, (1984);
- Åström, K. J. and Hagglund, T., “Benchmark Systems for PID Control”, <http://www-esaiiterrassa.upc.es/pid00/index.htm>, (1999);
- Chien, I.-L., “TMC PID Controller Design - An Extension”, Proc. ADCHEM’88 - IFAC, Copenhagen, Denmark, pp. 155-160, (1988);
- Cohen, G. H. and Coon, G. A., “Theoretical Consideration of Retarded control”, *Trans ASME*, 75, pp. 827 – 834, (1953);

-
- Corripio, A., Smith, C. A.; “Principles and Practice of Automatic Process Control”, John Wiley & Sons, (1985);
- Lopez, A.M. and Murril, P. W., “Controller Tuning Relationships Based on Integral Performance Criteria”, *Instrumentation Technology*, vol. 14, nº 11, pp. 57, November (1967);
- Persson, P. and Åström, K. J., “PID Control Revisited”, *IFAC World Congress*, vol. 8, pp. 241 – 244, (1993);
- Rivera, D. E., Morari, M. and Skogestad, S., “Internal Model Control. 4. PID Controller Design”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 25, nº 1, pp. 252 – 265, (1986);
- Ziegler, J. G., Nichols, N. B., "Optimum Settings for Automatic Controllers", *Trans ASME*, vol. 64,pp. 759-768, (1942).