

CONTROLE AVANÇADO PREDITIVO ADAPTATIVO "DMC MULTIVARIÁVEL ADAPTATIVO"

Eduardo César Dechechi Engenheiro Químico, UFSCar, 1994 Mestre em Engenharia Química, UNICAMP, 1996

Orientador: Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

Tese de Doutorado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

Campinas - São Paulo - Brasil Novembro / 1998



CM-00122690-6

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

D356c	Dechechi, Eduardo César Controle avançado preditivo adaptativo "DMC multivariável adaptativo". / Eduardo César Dechechi Campinas, SP: [s.n.], 1998.
	Orientador: Rubens Maciel Filho. Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.
	1. Controle de processos químicos. 2. Controle preditivo. 3. Fermentação. 4.Álcool. 5. Modelos matemáticos. I. Maciel Filho, Rubens. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Tese de Doutorado defendida e aprovada em 30 de Novembro de 1998 pela banca examinadora constituída pelos professores doutores:

lutes Prof. Dr. Rubens Maciel Filho, PhD Orientador Prof. Dr. Darci Odloak, PhD **PQI/EPUSP** titular Wir am Dra. Miriam Tvrzská de Gouvêa Bolsista Pós-Doutorado FAPESP titular Juim 6 Dr. Ronaldo Guimarães Corrêa, DSc DEQ/UFSCar titular Prof. Dr. Francisco Maugeri Filho, DSc DEA/FÉA/UNICAMP titular

Esta versão corresponde a redação final da Tese de Doutorado em Engenharia Química defendida pelo Engenheiro Químico Eduardo César Dechechi e aprovada pela comissão julgadora em 30/11/1998.

UU,

Prof. Dr. Rubens Maciel Filho, PhD orientador

À minha esposa Néia Maria

Aos meus pais (José e Dalva) e irmãos

"Amigo é coisa para se guardar

No lado esquerdo do peito,

Mesmo que o tempo e a distância digam não ... "

Milton Nascimento / Fernando Brant

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Dr. Rubens Maciel Filho pela orientação segura, apoio, confiança e enorme incentivo nas etapas mais difíceis deste trabalho.

À minha esposa Néia pelo apoio e incentivo durante todas as etapas deste trabalho. Aos meus pais (José e Dalva) e irmãos pelo enorme carinho e incentivo.

Aos companheiros do LOPCA E LDPS, pelo vínculo de amizade criado, em especial aos amigos Eduardo Coselli Vasco de Toledo (Ursão) pela inestimável contribuição neste trabalho além do forte vínculo de amizade e Luiz Fernando Lima Luz Jr pelo apoio e amizade.

À RHODIA Brasil Ltda, mais especificamente ao Centro de Pesquisas de Paulínia, em nome do Engenheiro Aimar Domingues, que juntamente com o Professor Rubens viabilizaram a realização do teste do controlador D-AMPC no reator industrial. Especialmente ao Professor Rubens e aos Engenheiros Aimar Domingues e Alexandre Tresmondi, ambos da Rhodia/CPP, pela confiança depositada em mim, permitindo acesso amplo ás dependências da Rhodia/Paulínia.

A todos operadores do reator de hidrogenação de fenol para ciclohexanol da Rhodia Paulínia, cuja cooperação viabilizou o teste realizado na planta.

À FAPESP na disponibilizarão de bolsa de doutorado, processo 96/12.584-0.

RESUMO

O assunto principal deste trabalho é o desenvolvimento e a aplicação da técnica de controle avançado preditivo DMC (Dynamic Matrix Control) desde o controlador monovariável, DMC-SISO, ao controlador multivariável DMC-MIMO, e também do controlador multivariável adaptativo, DMC-MIMO adaptativo, denominado neste trabalho de D-AMPC.

O controle multivariável desenvolvido neste trabalho foi testado, via simulação por computador, em um processo complexo encontrado em aplicações industriais de Engenharia Química, processo fermentativo industrial para produção de Etanol, operado sob condições severas de operação. O controle multivariável preditivo adaptativo, D-AMPC, foi testado no reator de hidrogenação de Fenol para Ciclohexanol (RHODIA – Paulínia SP). Este teste foi feito em um breve intervalo de tempo, sendo o processo controlado em tempo real e sob condições normais de operação.

O processo fermentativo considerado neste trabalho, é um processo de dinâmica lenta e que apresenta fortes não linearidades, características de sistemas distribuídos, as quais juntamente com a presença de atraso nos instrumentos de medida da variável controlada (concentração de açúcares) dificultam, em muito, o projeto do controlador.

O reator de hidrogenação de Fenol para Ciclohexanol, da Usina Química de Paulínia (RHODIA) é um reator trifásico, com a presença do catalisador sólido na mistura. Possui fenômenos complexos de transferência de calor e dinâmica rápida quando comparado com o processo fermentativo industrial. Além do mais é um processo distribuído que apresenta, entre outras dificuldades, a desativação do catalisador.

A motivação para o emprego dos controladores DMC na forma adaptativa deuse pela grande potencialidade apresentada pelo DMC para os mais variados sistemas, pelos escassos estudos desta alternativa quando comparado com algoritmos convencionais, e pela carência de testes deste controlador sob a plataforma adaptativa, unindo desta forma as duas maiores potencialidades de controle avançado em processos industriais.

Os resultados obtidos demonstraram a eficiência dos controladores desenvolvidos, tanto sob simulação (DMC-SISO, DMCGS-SISO e DMC-MIMO no processo fermentativo), quanto em um processo industrial real sob condições normais de operação (D-AMPC testado no reator de hidrogenação da RHODIA).

i

ABSTRACT

The main subject of this work is the application and development of the advanced predictive control strategy, DMC 'Dynamic Matrix Control', from the monovariable approach (DMC-SISO) to the multivariable (DMC-MIMO) as well as the multivariable with adaptive capabilities, described in this work as D-AMPC.

The multivariable controller developed in this work was tested by computer simulation in a complex industrial process application, to know, the industrial fermentation process to produce Ethanol under hard operational conditions. The multivariable predictive/adaptive controller was tested in the Phenol hydrogenation reactor to produce Cyclohexanol (RHODIA - Paulínia - SP - Brazil). This test could be made in a short time interval and the process was controlled in Real time under typical operational conditions.

The fermentation process considered in this work is a process with low dynamic response, high non-linearities with typical characteristic of distributed systems. This behaviour and the large time delay in the measurement of the controlled variable (total sugar reductor) contribute to make the design of the controller very difficult.

The Phenol hydrogenation reactor to obtain Cyclohexanol, a RHODIA unit in Paulinia SP (Brazil), is a three phase reactor with solid catalyst in the reaction mixture. This process has complex heat transfer mechanisms and fast dynamic behaviour when compared with the industrial fermentation process considered in this work. The hydrogenation reactor is a process with distributed characteristics and has some effects, as the catalyst deactivation, that are difficulty to prevent and to monitor.

The motivation to use the DMC controllers in the adaptive form was given by the high potential results presented by DMC when applied to various processes, and the lack of tests of the adaptive DMC in the literature when compared to conventional algorithms. The algorithm developed in this work join both high potentialities of advanced control found in industrial process applications, since it couples prediction and adaptation in a very convenient fashion.

The results obtained have shown the high efficiency of the developed controllers, both in the simulation studies (DMC-SISO, DMCGS-SISO and DMC-MIMO applied to the fermentation process) and in an industrial process under normal operation (D-AMPC in the hydrogenation reactor from RHODIA-Brazil).

SUMÁRIO

Resumo	i
Abstract	ii
Sumário	<u>iii</u>
Nomenclatura	viii
I- Introdução e Objetivos	1
I.1 - Organização da Tese	3
II - Revisão da Literatura	6
II.1 - Teoria de Controle Preditivo (MPC)	6
II.1.1 - Conclusões	8
II.2 - Aplicações de Controladores MPC	9
II.2.1 - Conclusões	11
II.3 - Controle Preditivo / Adaptativo	12
II.3.1 - Conclusões	15
II.4 - Conclusões Gerais	15
III - Controle DMC - SISO	16
III.1 - Introdução	16
III.2 - Controlador DMC - SISO	16
III.3 - Modelo de Convolução SISO	18
III.3.1 - Modelo Interno do Controlador DMC - SISO	21

III.4 - Algoritmo DMC - SISO	26
III.4.1 - Projeto e Implementação do controlador DMC - SISO	27
III.4.1.1 - Projeto do controlador	27
III.4.1.2 - Implementação do controlador DMC - SISO	28
III.4.1.3 - Estimativa dos Parâmetros do Controlador DMC	29
III.5 - Desenvolvimento do controlador DMCGS - SISO	32
III.6 - Aplicação do Controlador DMC - SISO	34
III.6.1 - Comparação de Desempenho DMC-SISO x PID	36
III.7 - Aplicação do Controlador DMCGS - SISO	38
III.8 - Conclusões	40
IV - Controle DMC - MIMO	42
IV.1 - Controlador DMC - MIMO	42
IV.2 - Modelagem de Convolução - MIMO	43
IV.3 - Algoritmo DMC - MIMO	46
IV.3.1 - Projeto e Implementação do Controlador DMC - MIMO	48
IV.4 - Aplicação do Controlador DMC - MIMO	50
IV.4.1 - Variáveis Controladas	51
IV.4.2 - Variáveis de Entrada	52
IV.5 - Resultados	53

IV.5.1 – Controle DMC-MIMO 2x2	
IV.5.1.1 - Parâmetros de Projeto do Controlador DMC-MIMO	
IV.5.1.2 – Resultados DMC-MIMO 2X2	57
IV.5.2 - DMC - MIMO 5x2 (Desbalanceado)	62
IV.5.2.1 - Parâmetros de Projeto do Controlador DMC-MIMO 5x2	62
IV.5.2.2 - Perturbações Dinâmicas em S0	63
IV.5.2.3 - Perturbações Dinâmicas independentes em Tw e Tje	65
IV.5.2.4 - Perturbações Dinâmicas Simultaneamente em S0 e Tje	67
IV.6 - Conclusões	71
V - Controle DMC - MIMO - Adaptativo "D-AMPC"	
V.1 - Introdução	
V.2 - Filosofia de Controle Adaptativo	
V.3 - Controle Preditivo Adaptativo	
V.4 - Modelo Paramétrico 'Entrada / Saída'	
V.4.1 - Identificação do Modelo ARMAX	78
V.5 - Adaptação do Modelo de convolução MIMO	78
V.6 - Resultados	79
V.6.1 - Levantamento do Modelo Interno do Processo	79
V.6.2 - Parâmetros do Modelo Paramétrico de Identificação	86

v

V.6.3 - Modelagem de Convolução	87
V.6.4 - Descrição do Teste do Controlador D-AMPC	97
V.6.4.1 - Parâmetros do Controlador D-AMPC	98
V.6.4.2 - Teste do Controlador D-AMPC em linha	98
V.6.4.3 - Comportamento das Variáveis Manipuladas Durante	103
o Ensaio	
V.6 - Conclusões	104
VI - Conclusões	106
VII - Sugestões para Trabalhos Futuros	108
VIII - Referências Bibliográficas	109
IX – Trabalhos publicados durante o doutoramento	
Apêndice	
AI - Planta Industrial de Produção de Etanol	122
AI.1 - Introdução	122
AI.2 - Incentivos ao Estudo do Controle de Processos Fermentativos	123
AI.3 - Descrição do Processos Fermentativo	125
AI.3.1 - Modelagem Matemática	126
AI.3.2 - Modelo Cinético	127
AI.3.3 - Parâmetros Cinéticos	130.

AI.3.4 - Equações de Balanço	
AI.3.5 - Condições Operacionais e de Projeto	135
AI.3.6 - Variáveis de Processo	
AI.3.7 - Determinação da Razão de Refluxo	136
AI.3.8 - Determinação da Temperatura de Operação	137
IV.3.9 - Determinação da Distribuição de Volumes dos Reatores	137
AI.3.10 - Definição das Vazões de Fluido Reagente e de Resfriamento	138
nos Trocadores de Calor	
AI.4 - Dinâmica do Sistema em Malha aberta	139
AI.5 - Conclusões	151
AII - Reator de Hidrogenação de Fenol a Ciclohexanol da RHODIA	
AII.1 - Reação Principal	153
AII.2 - Reator	154
AII.3 - Condições Operacionais do Reator	156
AII.4 - Malhas de Controle do Reator	158
AII.5 - Dificuldades Operacionais	
AII.6 - Vantagens da aplicação do Controlador Avançado	
Preditivo / Adaptativo D-AMPC	
AII.6.1 - Implementação do Controlador D-AMPC "Coleta e Atuação"	162

vii

AII.7 - Conclusões

AIII - Estimativa recursiva de parâmetros por mínimos quadrados 164

163

viii

NOMENCLATURA

- Elementos da matriz dinâmica A $a_{i,i}$ Área de troca térmica do reator $i(m^2)$ A_i Matriz dinâmica A Elementos do modelo de convolução obtidos a degrau b, Descrição genérica de variável controlada С Calor específico do fluido reagente (cal $g^{-1} \circ C^{-1}$) Cp Calor específico do fluido de resfriamento (cal $g^{-1} \circ C^{-1}$) Cpj Fator de supressão dos movimentos da variável manipulada f Vazão do meio de alimentação de mosto (m³ h⁻¹) F0Vazão de fluido reagente no trocador de calor i (m³ h⁻¹) Fci Vazão de fluido de resfriamento no trocador de calor i (m³ h⁻¹) Fji Vazão de leite de levedura $(m^3 h^{-1})$ $\mathbf{F}_{\mathbf{t}}$ Vazão de leite de levedura após a sangria de células $(m^3 h^{-1})$ F_{11} Vazão de reciclo (m³ h⁻¹) $\mathbf{F}_{\mathbf{R}}$ Vazão de sangria de levedura $(m^3 h^{-1})$ F_{s} Vazão de vinho delevedurado (m³ h⁻¹) $F_{\rm V}$ Vazão de alimentação do reator i (m³ h⁻¹) F_{W} Matriz identidade Ī Constante de afinidade ao substrato $(g 1^{-1})$ K_{s} Constante do modelo de dependência de P_{max} com a temperatura (g 1⁻¹) \mathbf{K}_{0} Média logarítmica das temperaturas entre o trocador de calor i LMDT_i
 - m descrição genérica de variável manipulada
 - ix

- Δm_i descrição genérica de variação na variável manipulada entre o instante i e i-1
- NC Horizonte de controle
- NP Horizonte de predição
- NVI número de variáveis de entrada
- NVIP número de variáveis de entrada medidas e não manipuláveis (perturbações medidas)
- NVM número de variáveis manipuladas
- NVO número de variáveis de saída (variáveis controladas)
 - P_i Concentração de etanol no reator i (g l⁻¹)
- P_{max} Concentração de etanol onde o crescimento celular cessa (g l⁻¹)
- P_{R} Concentração de etanol no reciclo (g l⁻¹)
- P_w Concentração de etanol na entrada do primeiro reator (g l⁻¹)
- RR Razão de reciclo
- S(i) Concentração de substrato no reator i $(g l^{-1})$
- S0 Concentração de substrato no mosto $(g l^{-1})$
- S_R Concentração de substrato no reciclo (g 1⁻¹)
- S_w Concentração de substrato na entrada do primeiro reator (g 1⁻¹)
- t Variável tempo
- t_s tempo de amostragem
- Δt Intervalo do tempo de amostragem [h]
- T Horizonte do modelo
- T_i Temperatura do reator i (° C)
- T_w Temperatura de alimentação do mosto (° C)

- Tc_i Temperatura do fluido reagente na saída do trocador de calor *i* (° C)
- Tj_i Temperatura do fluido de resfriamento na saída do trocador de calor i (°C)
- T_{je} Temperatura do fluido de resfriamento na entrada dos trocadores de calor (°C)
- U Coeficiente global de troca térmica (Kcal h⁻¹ °C⁻¹ m⁻²)
- V_i Volume do reator i (m³)
- Vc_i Volume do fluido reagente contido no trocador de calor i (m³)
- Vj_i Volume do fluido de resfriamento contido no trocador de calor i (m³)
- X Concentração celular (g l⁻¹)
- X_i Concentração celular no reator i (g 1⁻¹)
- X_1 Concentração celular no leite de leveduras (g l⁻¹)
- X_{max} Concentração celular onde o crescimento celular cessa (g l⁻¹)
- X_v Concentração celular no vinho delevedurado (g l⁻¹)
- Y_{P/S} Rendimento teórico em etanol
- Y_{X/S} Rendimento teórico em biomassa
- μ Velocidade específica de crescimento celular (h⁻¹)
- $\mu_{máx}$ Velocidade específica de crescimento celular máxima (h⁻¹)
- ΔH Calor de reação (Kcal kg⁻¹)
- ρ_i Densidade do fluido reagente no reator i (Kg m⁻³)
- ρ_j Densidade do fluido de resfriamento (Kg m⁻³)

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

Atualmente são grandes os incentivos para aplicação de controle avançado aos processos químicos especialmente para permitir operacionalização em níveis de alto desempenho, levando a minimização de efluentes e aumentando a produtividade (vazão, eficiência e/ou conversão) do processo.

Para o algoritmo de controle, o desenvolvimento de modelos matemáticos representativos do processo devem ter suas equações resolvidas em tempo real. Assim sendo, deve ser ressaltado a importância do desenvolvimento dos computadores e estações de trabalho a preços acessíveis, permitindo a sofisticação dos modelos matemáticos, técnicas de solução e algoritmos de controle.

De posse de uma modelagem matemática do processo cada vez mais representativa, e das possibilidades de resolução destes em tempo real, torna-se inevitável a incorporação de procedimentos otimizadores *on-line* em paralelo com as malhas de controle, proporcionando desta forma uma constante modificação das condições operacionais.

Neste sentido, muitos trabalhos da literatura apresentam aplicações industriais em que as técnicas de controle clássico PID (tão difundidas em aplicações de controle) não se aplicam adequadamente às constantes modificações das condições operacionais, necessitando então da aplicação de estratégias de controle avançadas, especificamente as preditivas baseadas em modelo. Isto é mais significante quando alto desempenho operacional é requerido para sistemas com comportamento complexo, como reatores e colunas de separação.

As estratégias de controle avançado preditivo baseadas em modelo do processo, são as mais indicadas ao acoplamento às cascas otimizantes, pois são as que melhor incorporam, de forma *on-line*, os pontos e faixas de operação como objetivos Capítulo I - Introdução e Objetivos

principais de atuação, a fim de controlar o processo adequadamente.

As técnicas preditivas baseadas em modelo, mais especificamente o DMC (Controle por Matriz Dinâmica, conhecido na literatura internacional como (Dynamic Matrix Control), utiliza um modelo de convolução dinâmico e discreto do processo, e através da otimização de uma função objetivo calcula os melhores movimentos de uma ou mais variáveis manipuláveis sobre um determinado horizonte móvel de atuação. As atuações incorporam ainda os efeitos dos movimentos passados das variáveis manipuladas sobre as variações das variáveis de saída em questão, variáveis controladas.

Entretanto os processos químicos possuem um comportamento altamente não linear, e em muitas condições apresentam o fato de múltiplos estados estacionários, modificando significativamente o seu comportamento dinâmico. Desta forma a incorporação de uma formulação adaptativa para que o modelo de convolução do controlador DMC seja reavaliado constantemente pode apresentar benefícios para as ações de controle, e se bem projetados necessitam praticamente do mesmo esforço computacional.

Além da adaptação do modelo dinâmico do processo utilizado pelo DMC, verifica-se a necessidade de um procedimento de ajuste sistemático para os parâmetros do controlador DMC em função das condições do processo em malha fechada, com o objetivo de obter uma operação mais independente e robusta, visando atingir altos níveis de rendimento/produtividade dos processos controlados, e sempre que possível com o menor esforço computacional possível.

Para teste deste 'software' computacional de controle, altamente promissor para implementação em processos químicos, serão utilizadas dois importantes e complexos processos encontradas na indústria química brasileira. Eles apresentam características dinâmicas diferentes e se constituem em casos estudos convenientes.

Uma destas aplicações será em um processo fermentativo para produção de etanol, operado em regime contínuo. Este processo foi escolhido devido a sua importância

no contexto econômico brasileiro, por apresentar uma aplicação a um processo fermentativo de escala industrial e pela experiência de aplicação do DMC na forma SISO durante trabalhos anteriores *Dechechi (1996 a,b,c)*, *Maciel & Dechechi (1996)*. Além do mais por ser um processo extremamente complexo, de dinâmica lenta, requer uma adequada definição da estratégia de controle, para uma operação eficiente do processo.

O outro caso estudo é o controle de um reator de hidrogenação de Fenol para Ciclohexanol, da RHODIA / Usina Química de Paulínia, com características distribuídas, desativação de catalisador, e pequenas alterações nos valores das variáveis de alimentação do sistema.

Frente ao exposto acima, este trabalho tem como objetivo principal o desenvolvimento e implementação de um "software" computacional para análise e controle de processos químicos industriais, baseando-se na filosofia do controle preditivo, mais especificamente no controle DMC (Dynamic Matrix Control), aplicado sob uma forma adaptativa e multivariável, tanto com relação ao modelo interno do controlador DMC e também da contínua adaptação da matriz ganho do controlador.

Pretende-se desta forma, aproveitar as vantagens dos dois principais algoritmos de controle avançado, onde alia-se a eficiência, robustez e simplicidade de implementação do controlador DMC à potencialidade da estratégia adaptativa.

I.1 - ORGANIZAÇÃO DA TESE

No item I foi comentada a necessidade da utilização do controle avançado preditivo baseado em modelo, mais especificamente o DMC, e das vantagens de acoplamento de estratégias de adaptação do modelo interno deste controlador em tempo real. Foram citados os casos estudos utilizados para se testar o algoritmo de controle desenvolvido: Processo de fermentação alcóolica contínua em múltiplos estágios e de porte industrial (processo de dinâmica lenta) e o Reator de

hidrogenação de Fenol para Ciclohexanol, RHODIA/Paulínia, reator trifásico, de dinâmica rápida e comportamento complexo.

No capítulo II é apresentada uma revisão bibliográfica sobre controle avançado preditivo baseado em modelo, controladores MPC. Grande atenção ao controle DMC e suas aplicações, bem como das mais recentes variações implementadas neste controlador, mais especificamente no controle DMC adaptativo. No final do capítulo são apresentadas as principais conclusões sobre a revisão da literatura.

No capítulo III são apresentados todos os detalhes do desenvolvimento do controlador DMC-SISO, a forma de obtenção do modelo interno de convolução, detalhamento do algoritmo para o desenvolvimento e implementação do controlador. Ainda neste capítulo são apresentados detalhes do desenvolvimento do controlador DMC sob forma auto ajustável por ganho programado, denominado de DMCGS-SISO. Os resultados da aplicação do controlador DMC-SISO e DMCGS-SISO foram feitas no processo fermentativo para produção de etanol. Para o controlador DMC-SISO são apresentadas comparações com o controlador PID. Finalizando são apresentadas as principais conclusões do capítulo.

No capítulo IV são apresentados todos os detalhes do controlador DMC-MIMO (multivariável), a saber, desenvolvimento, projeto e implementação no processo fermentativo sob severas condições operacionais, implementadas através de perturbações dinâmicas impostas em variáveis de entrada do processo. Termina-se o capítulo apresentando as principais conclusões deste.

No capítulo V são apresentados os detalhes do controlador DMC multivariável adaptativo, denominado de D-AMPC. Para este controlador grande atenção é focalizada no modelo paramétrico utilizado para identificação, o identificador baseado no método dos mínimos quadrados recursivos, adaptação do modelo interno de convolução associado à constante reavaliação da matriz ganho do controlador DMC-MIMO. Os resultados do controlador D-AMPC desenvolvido são apresentados, desde a verificação do identificador ao teste do controlador em malha

fechada no reator operando sob condições normais de operação. Finalizando são apresentadas as principais conclusões do capítulo.

No capítulo VI são apresentados o conjunto de conclusões sobre o desenvolvimento dos controladores realizado neste trabalho, dos casos estudos e dos principais resultados obtidos.

No capítulo VII são apresentados as principais sugestões para trabalhos futuros nesta área de controle preditivo adaptativo, e no capítulo VIII as principais referências bibliográficas utilizadas no presente trabalho.

Os trabalhos publicados com os algoritmos e procedimentos desenvolvidos nesta tese estão listados no capítulo IX. Alguns casos estudos utilizados para testar os controladores desenvolvidos foram publicados nestes artigos e não foram apresentados nesta tese por uma questão de objetividade.

O detalhamento dos casos estudos, Processo fermentativo e Reator de hidrogenação são apresentados nos apêndices AI e AII, respectivamente. No apêndice AIII são apresentados detalhes do procedimento de estimativas por mínimos quadrados recursivos, procedimento utilizado no controle preditivo adaptativo, D-AMPC, descrito no capítulo V.

CAPÍTULO II

REVISÃO DA LITERATURA

Este Capítulo tem como objetivo principal apresentar uma revisão dos trabalhos mais relevantes publicados na literatura, desenvolvimento e aplicação de técnicas de controle preditivo com modelo (MPC), com destaque ao controle DMC, uma vez que este procedimento serve como base para o desenvolvimento dos algoritmos deste trabalho.

II.1 - TEORIA DE CONTROLE PREDITIVO (MPC)

Na última década verificou-se o desenvolvimento e aplicações de vários conceitos de controle baseados no uso de um modelo dinâmico do processo, como parte integrante do sistema de controle.

Com o aperfeiçoamento acelerado que os computadores digitais apresentaram nos últimos anos, notou-se um aumento da utilização de técnicas avançadas de controle de processos empregando modelos no domínio do tempo, superando as análises baseadas em transformadas integrais. Um fator adicional que tem acelerado a implementação destas técnicas no sistema operacional, é a necessidade de operação com alto nível de desempenho visando tornar ou manter o processo competitivo, e ao mesmo tempo atender às políticas de proteção ao meio ambiente e saúde ocupacional.

Das técnicas de controle que se baseiam na utilização de modelos no domínio do tempo, a família MPC (Controle Preditivo Baseado no Modelo) é atualmente reconhecida como uma metodologia poderosa que atende importantes problemas de controle nas indústrias químicas. Este fato esta baseado nos inúmeros relatos de aplicações de tais técnicas em muitos artigos, tanto na indústria como em estudos acadêmicos. Os algoritmos MPC têm sido bem aceitos para aplicações industriais nos últimos anos, devido as suas habilidades na manipulação e incorporação de restrições operacionais envolvendo variáveis de entrada e de saída, e quanto a transparência apresentada com relação ao ajuste das constantes de projeto. *Garcia et al.(1989)* indicaram as técnicas MPC como as únicas metodologias capazes de manipular restrições operacionais de modo sistemático durante o projeto e implementação do controlador.

O termo genérico 'Controle Preditivo com modelo' (MPC - Model Predictive Control) ou apenas controle preditivo tem sido usado para descrever uma classe de técnicas de controle onde a utilização direta de um modelo dinâmico do processo está presente. Esta classe de técnicas inclui, o DMC (*Dynamic Matrix Control*) *Cutler & Ramaker (1979)*, MAC (*Model Algorithmic Control*) *Richalet et al. (1978)*, IMC (*Internal Model Control*) *Garcia et al. (1985 e 1986)*, GPC (*Generalized Predictive Control*) *Clarke et al (1987a,b)*, entre outros.

Dos controladores descritos acima, o mais conhecido segundo suas extensivas aplicações industriais, é o DMC. Isto se deve principalmente à sua simplicidade de implementação aliado aos bons resultados apresentados.

Também é importante ressaltar que um forte suporte comercial e de conjugação com outros softwares já bastante difundidos (por exemplo simulador *ASPEN*) tem contribuído para a expansão deste tipo de controlador. A recente aquisição (1997) da *DMC Corporation* pela *ASPEN-Tech*. é um exemplo típico desta filosofia de trabalho e comércio.

Os controladores avançados preditivos possuem em comum a minimização de uma função objetivo pré-definida, para calcular os valores das variáveis manipuladas de forma a manter o processo sob o patamar definido de operação, o mais próximo do ótimo. Os controladores preditivos diferem-se basicamente no que se refere ao modelo dinâmico interno do processo, na forma com que resolvem as suas funções objetivo e ao tratamento das restrições impostas ao processo.

O DMC utiliza um modelo linear, chamado modelo de convolução, o qual é obtido diretamente do sistema a ser controlado, através de perturbações do tipo degrau nas variáveis de entrada, manipuladas e/ou perturbações medidas, e um tratamento do comportamento das variáveis de saída, controladas e/ou observadas.

A idéia básica do DMC, é o emprego de um modelo de convolução discreto e dinâmico do processo, na forma de coeficientes de resposta a degrau, de forma a predizer o comportamento do processo frente às variações passadas impostas ou ocorridas nas variáveis de entrada do processo.

A filosofia do controlador preditivo é por demais interessante, pois possui a capacidade de controlar um sistema multivariável, contemplando todas as interações entres as variáveis, através de um modelo interno simples e eficiente.

II.1.1 - Conclusões

Pode-se concluir, neste item, que a teoria de controle avançado MPC, caracteriza-se como uma das mais progressivas e eficiente classe de controladores avançado para aplicações em processos industriais de Engenharia Química.

Dentre as técnicas de controle disponíveis pela família de controle MPC, o DMC destaca-se pela sua grande difusão de aplicações em vários processos tanto industriais quanto acadêmicos.

II.2 - APLICAÇÕES DE CONTROLADORES MPC

Como já colocado, dos controladores da família MPC, os que merecem maior atenção são MAC e DMC.

O MAC (Model Algorithmic Control) foi desenvolvido e aplicado em diversos processos químicos, conforme mostram *Richalet et al. (1978)*, *Mehra et al. (1982)* e *Rouhani & Mehra (1982)*, que apresentam a análise teórica do caso monovariável, possibilitando o estudo das propriedades de estabilidade e robustez do algoritmo.

DMC (Dynamic Matrix Control), originalmente desenvolvido por *Cutler & Ramaker (1979)*, é um dos algoritmos de controle mais utilizados baseados em modelo, e merece maior destaque, pois tem sido largamente utilizado em aplicações industriais, sendo a relação custo/benefício de implementação e operação já comprovadas.

O algoritmo DMC pode ser aplicado tanto a problemas 'SISO' monovariável, quanto 'MIMO', sendo que segundo *Luyben (1989)*, as aplicações industriais a sistemas MIMO são mais pronunciadas, porém obviamente requerem algoritmos de implementação mais sofisticados.

O DMC foi originalmente desenvolvido e aplicado na Shell Oil Co., sendo ilustrado por *Cutler & Ramaker (1979)* com aplicação a um sistema forno - pré-aquecedor e por *Prett & Gillete (1979)* com otimização em linha em uma unidade de craqueamento catalítico.

No Quadro II.1 são listadas algumas das mais importantes aplicações do controlador DMC a sistemas químicos.

Aplicações	Autores / artigos
Reatores Químicos	Sistu & Bequete (1991); Sistu et al. (1991); Gattu & Zafiriou (1992); Kwong (1992); Morningred et al (1992); Peterson et al (1992); Genceli & Nicoloau (1993); Sistu et al (1993); Gattu & Zafiriou (1994); Oshima et al (1995); Masoud Nikravesh et al (1995); Berber & Coskun (1996); Meziou et al (1996); De Wolf et al. (1996); Feng et al. (1996) e Özkan &
FCC	Çamurdan (1998). Cutler & Ramaker (1979); Cutler & Hawkins (1987); Moro & Odloak (1995); Yang et al (1996); Tvrzská & Odloak (1998)
pré-flash:	Cutler (1982); Cutler & Finlayson (1988);
Colunas de destilação:	McDonald & McAvoy (1987); Georgiou et al. (1988); Pinto (1990); Ricker (1990); Gouvea & Odloak (1994); Maiti & Saraf (1995); Gupta & Rnhinerart (1995); Maiti et al (1995); Dechechi et al (1998)
Evaporadores de múltiplo efeito	Ricker et al (1986)
Reformer de H ₂	Meziou et al (1995)
Processos fermentativos	Dechechi (1996); Dechechi & Maciel (1998a,b); Dechechi & Maciel Filho (1998);Honorato (1998)
Controle de pH	Maiti et al (1994)

Quadro II.1 - Aplicações do controlador DMC a sistemas químicos

Como pode ser observado no Quadro II.1, a literatura apresenta uma grande e variada gama de aplicações do controlador DMC a processos complexos encontrados na Engenharia Química.

Das aplicações mais atuais apresentadas no Quadro II.1, e explorando o lado industrial e/ou de aplicações em planta piloto, poucas foram feitas através de softwares independentes, como é o caso do trabalho de *Moro & Odloak (1995)* na PETROBRAS e *Maiti et al (1995)* em uma planta piloto.

Das aplicações industriais apresentadas, merecem destaque as implementações descritas por *Gupta & Rnhinerart (1995)* em uma planta piloto utilizando o controlador DMCC (software comercial atualmente da *ASPEN Tech.*) e *De Wolf et al (1996)* em um reator de polimerização utilizando o SMOC-II (software comercial da SHELL Co.).

Atualmente o grupo *Rhone-Poulenc* esta fazendo uso dos controladores SMOC-II como parte do desenvolvimento de uma estratégia modular para ajuste de modelos e parâmetros em um reator de CUMENO (*Tresmondi, 1998*), tese de doutoramento em andamento.

Desta forma fica claro a contribuição acadêmica e tecnológica do desenvolvimento e aplicação, sob condições industriais, de um software de controle DMC multivariável, com algumas características importantes e distintas dos softwares comerciais disponíveis no mercado.

II.2.1 - Conclusões

Quanto às aplicações do controlador DMC a processos químicos pode-se concluir que comparado com outras técnicas enquadradas como controladores avançados, estes apresentam um significativo número de implementações de sucesso em vários processos. O fato da existência de softwares comerciais

disponíveis, caracteriza-se também como uma forte indicação do interesse que se tem por esta filosofia de controle.

Pode-se concluir ainda que o desenvolvimento e aplicação de um controlador DMC multivariável aplicado a processos sob condições industriais, pode ser caracterizado como uma grande contribuição científica e tecnológica.

De fato os softwares comerciais, além de serem extremamente caros (por volta de US\$ 1.000.000,00 em algumas implementações de um único processo, por exemplo, um reator), são softwares fechados que não deixam claro quais são os procedimentos utilizados internamente no ajuste do modelo interno, assim como nas interações dos parâmetros do controlador. Adicionalmente, são ainda difíceis de serem empregados (se não impossível) com outras técnicas de *CAPE (Computer Aided Process Engineering)* como otimização em tempo real, de forma integrada.

II.3 - CONTROLE PREDITIVO / ADAPTATIVO

Com o grande avanço e as muitas aplicações de sucesso dos controladores preditivos, mais especificamente o DMC, existe um grande potencial de composição na filosofia de controle adaptativo ao controle preditivo por modelo.

Até alguns anos atrás, notava-se na literatura de controle avançado de processos químicos, uma clara distinção entre as duas grandes classes de controladores avançado: Adaptativo e Preditivo.

De fato uma análise da grande maioria dos processos químicos permite a sua categorização como sendo não lineares e em muitas situações com parâmetros variantes com o tempo, além da multivariabilidade, o que prejudicam em muito o sucesso dos controladores preditivos convencionais e inviabilizam a utilização plena dos controladores adaptativos.

Por outro lado, como já comentado, os controladores DMC são inerentemente lineares e com certeza deixarão de ter um desempenho satisfatório em situações que não linearidades ocorram de maneira acentuada. Estas situações podem acontecer em condições normais de operação, mas principalmente quando ocorram mudanças de marcha operacionais, perturbações nas condições de alimentação, alterações internas ao processo (por exemplo, desativação do catalisador) ou quando ocorram alterações no "set-point" determinados por um sistema hierárquico superior (malha de otimização) ou mesmo alterado por outros procedimentos.

O conceito original dos controladores adaptativos, principalmente os baseados na filosofia "Self-Tuning" (*Aströn e Wittermark, 1984*) é tal que os controladores teriam modelos relativamente simples que pudessem ser constantemente identificados para a tomada de decisão do controlador, baseado no modelo simplificado do processo.

Esta filosofia ou procedimento de controle adaptativo, serve perfeitamente para melhorar o desempenho, robustez e aplicabilidade dos controladores DMC, servindo como motivação para o desenvolvimento do presente trabalho.

Atualmente verifica-se na literatura, trabalhos contemplando a necessidade de adaptação contínua do modelo interno dos controladores preditivos, entretanto são ainda escassos ou não tratam o problema de forma adequada.

Especificamente com relação ao controlador preditivo DMC, verifica-se que os primeiros trabalhos tratando do controlador DMC adaptativo foram apresentados por *Freedman & Bhatia (1984)* e *Asbjorsen (1894)*, os quais tratam basicamente da adaptação do modelo interno através da consideração deste escrito na forma de Espaço de Estados *State-Space*.

Gouvea et al(1994) apresentam a modificação do modelo interno com relação às condições operacionais, através de ganhos programados.

Um procedimento de adaptação dos controladores DMC é apresentado nos trabalhos de *Ganguly & Saraf (1994)*, *Maiti et al. (1994)*, *Maiti & Saraf (1995)*, *Maiti et al. (1995)*. Nestes trabalhos, o enfoque da adaptação do modelo interno se dá através da consideração de um modelo de primeira ordem com tempo de atraso, e seus coeficientes são calculados em tempo real através de um procedimento de mínimos quadrados.

Apesar de consideração ser dada, com certo detalhe, para a identificação e adaptação do modelo interno do controlador, não é apresentada uma avaliação do desempenho dos controladores, não permitindo portanto uma verificação da adequação e viabilidade de implementação dos algoritmos resultantes.

Huang e Zhu (1995) apresentam uma metodologia analítica para adaptação do modelo interno do controlador DMC, para o caso supervisório. Aplica-se a adaptação a um processo SISO, porém não é realizada a reavaliação da matriz ganho do controlador DMC.

Morningred et al (1992) apresentam uma forma adaptativa do modelo interno através da consideração deste por um modelo polinomial da forma ARMA para um sistema SISO, e a adaptação também fica restrita apenas ao modelo interno sem reavaliação da matriz ganho do controlador DMC.

Özkan & Çamerdan (1998) apresentam uma forma de controle DMC SISO adaptativo através do uso de um modelo polinomial com identificação através de uma técnica baseada nos mínimos quadrados recursivos a um sistema reacional de simulação sem avaliação periódica da matriz ganho do controlador DMC.

II.3.1 Conclusões

Baseado nas revisões da literatura efetuada, que é muito abrangente com respeito ao controle avançado preditivo, e mais especificamente ao DMC, nota-se o avanço e a grande difusão deste controlador preditivo / adaptativo, entretanto com poucas aplicações para casos multivariáveis e de grande dimensão, maior que o tradicional 2x2, bem como de aplicações a processos industriais. Além do mais os trabalhos apresentados não tratam o problema de forma adequada e muitos não apresentam uma avaliação do desempenho do controlador.

Neste sentido o desenvolvimento e aplicação de um controlador DMC multivariável de grande dimensão, com capacidade adaptativa do modelo interno, com avaliação da matriz ganho do controlador e aplicado em casos estudos de porte industrial, e também em um processo real, caracteriza-se como uma contribuição importante para avaliar o potencial desta filosofia de controle.

II.4 CONCLUSÕES GERAIS

Neste capítulo, apresenta-se de forma resumida a revisão bibliográfica da literatura existente sobre o controle avançado preditivo, em especial ao DMC. Nota-se uma grande quantidade de aplicações a processos de interesse da indústria química, tanto industriais como acadêmicos, sendo estes distribuídos nas mais diversas áreas, tais como reatores, colunas de separação e outras, o que comprova a eficácia deste algoritmo.

Entretanto ainda são poucos os trabalhos apresentados na literatura sobre aplicação do controlador DMC multivariável adaptativo. De fato os trabalhos apresentados não fazem a adaptação de forma a levar as informações do modelo identificado para os parâmetros do controlador com sua respectiva análise de desempenho.

CAPÍTULO III

CONTROLE DMC - SISO

III.1 - INTRODUÇÃO

Neste capítulo é abordado o detalhamento do controlador avançado preditivo DMC, controle por matriz dinâmica, conhecido na literatura por "Dynamic Matrix Control", aplicado no caso monovariável SISO ao processo fermentativo para produção de etanol de porte industrial.

Inicialmente é apresentado todo o desenvolvimento do controlador DMC - SISO, detalhamento matemático, parâmetros fundamentais e roteiro de desenvolvimento. Mostra-se ainda os resultados de aplicação deste ao processo fermentativo e as principais conclusões do capítulo.

III.2 - CONTROLADOR DMC - SISO

O conceito básico do controlador DMC, é o de fazer uso de um modelo de convolução discreto e dinâmico do processo, na forma de coeficientes de resposta a perturbações do tipo degrau. Este modelo atua em paralelo com a planta, de forma a predizer valores futuros das variáveis manipuláveis, baseando-se nos valores passados das variáveis de entrada, manipuladas e/ou perturbações medidas, bem como dos valores atuais das variáveis controladas.

O cálculo da variação na variável manipulada é feita a partir da otimização de uma função objetivo quadrática, envolvendo o erro entre uma trajetória de referência e as saídas preditas por um modelo interno e dinâmico do DMC, chamado de modelo de convolução.

Dentro do algoritmo DMC é possível ainda incorporar e manusear restrições

operacionais às variações nas variáveis manipuladas, controladas e também de variáveis secundárias.

O algoritmo de controle DMC, baseia-se na aplicação de um procedimento de estimativas por mínimos quadrados, o qual determina valores ótimos para parâmetros de uma determinada equação, e que se ajuste a um determinado conjunto de dados.

Fazendo analogia com o procedimento dos mínimos quadrados, no DMC desejase obter **NP** (Horizonte de Predição) respostas futuras da variável de saída, ajustadas a uma trajetória ótima, sendo esta obtida encontrando-se os melhores valores das **NC** (Horizonte de Controle) mudanças futuras na variável manipulável. Este procedimento visa manter o processo nas condições operacionais desejadas, expressas pelos "*set-points*".

Esta analogia é válida quando **NP** for muito maior que **NC**, de forma que os princípios básicos da metodologia de estimativa por mínimos quadrados seja satisfeita.

A diferença entre o horizonte de predição (NP) e o horizonte de controle (NC) é denominada graus de liberdade do ajuste, ou seja, NC valores deverão ser ajustados a um conjunto cada vez maior de pontos NP, favorecendo a aplicação do método dos quadrados mínimos associado à metodologia DMC.

Em contrapartida, uma diminuição acentuada do horizonte de controle (NC) frente ao horizonte de predição (NP) pode incorrer em ações de controle inadequadas. Desta forma os dois parâmetros, NP e NC, são de fundamental importância para o bom desempenho do controlador, e devem ser ajustados para cada caso específico.

Com relação à forma de atuação do controle DMC para sistemas químicos SISO (uma entrada - uma saída), este caracteriza-se como uma estratégia de controle por retroalimentação (feedback) como mostrado na Figura III.1, onde se verifica a

aplicação direta de um modelo dinâmico do processo (modelo de convolução) aplicado em paralelo com o processo. Este modelo de convolução é obtido pela resposta da variável controlada em malha aberta devido a uma perturbação degrau no tempo t = 0 na variável manipulada.



Figura III.1 - Diagrama de blocos simplificado de um processo sob controle DMC

III.3 - MODELO DE CONVOLUÇÃO - SISO

Para ilustrar como um modelo de convolução é desenvolvido, considere uma resposta dinâmica típica de um sistema em malha aberta, frente a uma perturbação degrau em uma variável manipulada, Figura III.2, que representa o caso da montagem do modelo de convolução.

Os valores da variável de resposta "c" frente ao degrau unitário Δm_1 , são dados por: b_1 , b_2 , ..., b_T , usando um período de amostragem t_s . Define-se $b_i = 0$ para $i \le 0$, e o produto $\mathbf{T} \times t_s$ como sendo o tempo do processo, ou seja, o tempo de resposta do sistema em malha aberta para atingir entre 95-99% do estado estacionário, onde \mathbf{T} é chamado de *Horizonte do Modelo*.


Figura III.2 - Representação da obtenção do modelo dinâmico de convolução através de uma perturbação degrau unitária na variável manipulada

Considerando o modelo de resposta a perturbação degrau resultante de uma mudança Δm_1 na variável de entrada, toma-se \hat{c}_n como o valor predito da variável controlada e m_n o valor da variável manipulada, ambos ao n^{ésimo} instante de amostragem t_s, Figura III.2.

Define-se também $\mathbf{c}_{\mathbf{n}}$ como sendo o valor atual da variável controlada, então $\hat{c}_n = \mathbf{c}_{\mathbf{n}}$, se não houver erros de modelagem e/ou distúrbios do processo. Ambos $\mathbf{c} \in \mathbf{m}$ são expressos como variáveis desvio. Denotando-se $\Delta \mathbf{m}_i = \mathbf{m}_i - \mathbf{m}_{i-1}$, o modelo de convolução resultante para o caso SISO é demonstrado pela equação III.1

$$\hat{c}_{n+1} = c_0 + \sum_{i=1}^{-T} b_i \Delta m_{n+1-i}$$
(III.1)

A equação III.1 pode ser interpretada como a soma de uma série de variações do tipo degrau $\Delta \mathbf{m}_i$, e supondo que o sistema esteja inicialmente a um valor \mathbf{c}_0 e que apenas uma mudança degrau na entrada $\Delta \mathbf{m}_0$ seja feita com nenhuma mudança anterior. Então \hat{c} pode ser calculado pelas equações III.2, até **T** instantes futuros.

$$\hat{c}_1 = c_0 + b_1 \Delta m_0$$

$$\hat{c}_2 = c_0 + b_2 \Delta m_0$$

$$\cdots$$

$$\hat{c}_T = c_0 + b_T \Delta m_0$$
(III.2)

Pode-se notar que os valores preditos pelas equações III.2 são funções apenas dos coeficientes de resposta do modelo de perturbação degrau, multiplicado pela magnitude da variação imposta à variável manipulada, como notado na Figura III.1. Como c_0 é o ponto normal de operação e por ser este variável desvio, então $c_0=0$, o que simplifica a equação III.2.

Supondo duas variações seqüenciais na variável manipulada, $\Delta \mathbf{m}_0 \in \Delta \mathbf{m}_1$, nos tempos de amostragem i=0 e i=1, respectivamente, e usando o princípio de sobreposição dos efeitos, obtém-se as equações III.3.

$$\hat{c}_{1} = b_{1}\Delta m_{0}$$

$$\hat{c}_{2} = b_{2}\Delta m_{0} + b_{1}\Delta m_{1}$$

$$\hat{c}_{3} = b_{3}\Delta m_{0} + b_{2}\Delta m_{1}$$

$$\dots$$

$$\hat{c}_{T} = b_{T}\Delta m_{0} + b_{T-1}\Delta m_{1}$$
(III.3)

A generalização das equações III.3 para **T** variações na variável manipulada é dada pelo modelo de convolução da equação III.4.

$$\hat{c}_{n+1} = \sum_{i=1}^{T} b_i \Delta m_{n+1-i}$$
 (III.4)

onde o índice n representa o instante "n" de previsão no futuro.

Desta forma a equação III.4 descreve genericamente um modelo de convolução de uma variável de entrada (variável manipulada) por uma variável de saída (variável controlada).

III.3.1 - MODELO INTERNO DO CONTROLADOR DMC-SISO

O algoritmo DMC foi desenvolvido para ser aplicado em processos químicos que em princípio possam ser descritos ou aproximados por um conjunto de equações diferenciais lineares. As propriedades mais importantes de sistemas lineares são:

Preservação de escala: se y é a saída do processo para uma entrada u, então a .
 y é a saída do mesmo para a entrada a . u.

• Sobreposição de valores: se y_1 é a saída do processo para uma entrada u_1 e y_2 é a saída para uma entrada u_2 , então, $y_1 + y_2$ é saída para uma entrada $u_1 + u_2$.

Estas propriedades são úteis para o desenvolvimento da metodologia DMC, onde considera-se a sobreposição dos efeitos das variáveis manipuladas sobre as variáveis controladas. Além disso, se é conhecida a resposta para um degrau de certa intensidade, tem-se a resposta para degrau de outra magnitude.

Usando o princípio matemático da sobreposição dos efeitos e supondo que ocorram duas variações degrau na variável de entrada, Δm_1 ocorrendo a t = 0 e Δm_2 ocorrendo a t = t_s, pode-se calcular "**c**" a cada ponto discreto no tempo, demonstrado nas equações III.5.

 $t = t_{s} \qquad \hat{c}_{1} = b_{1}\Delta m_{1}$ $t = 2t_{s} \qquad \hat{c}_{2} = b_{2}\Delta m_{1} + b_{1}\Delta m_{2}$ $t = 3t_{s} \qquad \hat{c}_{3} = b_{3}\Delta m_{1} + b_{2}\Delta m_{2}$ III.5

Se as mudanças ocorrem sobre quatro intervalos de tempo de amostragem, a saída predita para os próximos seis intervalos de amostragem deverão ser dadas na seguinte forma (equação III.6):

$$\hat{c}_{1} = b_{1} \Delta m_{1}$$

$$\hat{c}_{2} = b_{2} \Delta m_{1} + b_{1} \Delta m_{2}$$

$$\hat{c}_{3} = b_{3} \Delta m_{1} + b_{2} \Delta m_{2} + b_{1} \Delta m_{3}$$

$$\hat{c}_{4} = b_{4} \Delta m_{1} + b_{3} \Delta m_{2} + b_{2} \Delta m_{3} + b_{1} \Delta m_{4}$$
III.6
$$\hat{c}_{5} = b_{5} \Delta m_{1} + b_{4} \Delta m_{2} + b_{3} \Delta m_{3} + b_{2} \Delta m_{4}$$

$$\hat{c}_{6} = b_{6} \Delta m_{1} + b_{5} \Delta m_{2} + b_{4} \Delta m_{3} + b_{3} \Delta m_{4}$$

Uma vez entendido o funcionamento da modelagem de convolução de uma variável de saída (variável controlada) frente a variações na variável de entrada (variável manipulada), pode-se então montar o modelo de convolução na forma ideal para o algoritmo de controle DMC-SISO.

Generalizando as equações III.6 para **T** (horizonte do modelo) valores da variável controlada frente a **NC** (horizonte de controle) modificações na variável manipulada, pode-se escrever o modelo de convolução na forma matricial, equação III.7, muito conveniente para o melhor entendimento do projeto do controlador DMC-SISO.

$$\begin{bmatrix} \hat{c}_{1} \\ \hat{c}_{2} \\ \hat{c}_{3} \\ \hat{c}_{3} \\ \hat{c}_{T} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_{1} & 0 & . & . & 0 \\ b_{2} & b_{1} & 0 & . & 0 \\ b_{3} & b_{2} & b_{1} & 0 & . \\ \vdots \\ b_{7} & b_{7-1} & b_{7-2} & b_{T+1-NC} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta m_{1} \\ \Delta m_{2} \\ \Delta m_{3} \\ \vdots \\ \Delta m_{3} \\ \vdots \\ \Delta m_{NC} \end{bmatrix}$$
(III.7)

ou seja:

$$\hat{\underline{C}} = \underline{\underline{B}} \, \underline{\Delta \mathbf{m}} \tag{III.8}$$

onde \underline{B} é a matriz definida em III.7, a qual tem a dimensão [$\mathbf{T} \times \mathbf{NC}$].

<u>22</u>

Para facilitar as operações matriciais do algoritmo DMC-SISO, define-se uma matriz <u>A</u> de dimensão [$T \times NC$], chamada matriz dinâmica, equação III.9.

	<i>a</i> ₁₁	<i>a</i> ₁₂	٠	•	•	$a_{1,NC}$	
	$-a_{21}$	-a ₂₂	•	•	•	a _{2,NC}	
<u>A</u> =	•	•	•	•	•	•	(III.9)
	•	•	•	•	•	•	
	•	•	•	•	•	•	
	$a_{T,1}$.	$a_{T,2}$	•	•	•	$a_{T,NC}$	

onde os elementos da matriz \underline{A} estão relacionados aos elementos da matriz \underline{B} através da equação III.10, com b_i = 0, para i ≤ 0 .

$$a_{ik} = b_{i+1-k}$$
 (III.10)

Generalizando, o i^{ésimo} valor da variável de saída pode ser previsto pelo modelo de convolução escrito de duas formas equivalentes: uma através dos coeficientes do modelo de convolução e outra pelos elementos da matriz dinâmica <u>A</u>, equação III.11.

$$\hat{c}_{i} = \sum_{k=1}^{NC} b_{i+1-k} \Delta m_{k} = \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} \Delta m_{k}$$
(III.11)

A equação III.11 descreve como Δm_k afeta o i^{ésimo} valor da variável de saída \hat{c}_i usando os coeficientes de resposta do modelo de convolução à perturbação degrau \mathbf{b}_{i+1-k} . Nota-se que a soma dos índices em $\Delta \mathbf{m}$ e **b** na equação III.11 é sempre i +1, e este somatório dá o efeito de todos os **NC** termos usando o princípio da sobreposição dos efeitos.

No modelo de convolução, do ponto de vista do controlador DMC, deve-se distinguir variações da variável manipulada efetuadas no passado entre as calculadas para implementações futura. Se até um determinado instante de amostragem t_s houve **T** variações na variável manipulada durante os **T** intervalos passados, e se nenhuma

outra mudança fosse efetuada no futuro, a variável de saída deveria mudar exclusivamente devido às variações passadas implementadas na variável manipulada.

Definindo as variações passadas realizadas na variável manipulada de $(\Delta m)^{old}$, a resposta futura para estas mudanças passadas são definidas como resposta em malha aberta *open loop - ol*. Usando o modelo de convolução da equação III.11, na forma dos coeficientes de resposta à perturbação do tipo degrau, para predizer a resposta em malha aberta, $\hat{c}_{ol,i}$, a equação resultante para representar os valores da variável controlada predita para os i^{ésimos} intervalos futuros é dado pela equação III.12.

$$\hat{c}_{ol,i} = \sum_{k=0}^{-T+1} b_{i+1-k} (\Delta m_k)^{old}$$
(III.12)

Entretanto para o controle, a qualidade da previsão da equação III.12 pode ficar comprometida, pois esta modelagem é muito simplificada e pode falhar na representação dinâmica de um processo complexo. Desta forma incorpora-se uma correção dinâmica que promove uma maior qualidade na representabilidade da variável controlada em malha aberta.

Tal correção é feita através da inclusão, a cada intervalo de amostragem, do desvio entre o valor medido da variável controlada e o valor previsto pela equação III.12, para o referente instante de amostragem, equação III.13.

$$\hat{c}_{ol,0} = \sum_{k=0}^{-T+1} b_{1-k} (\Delta m_k)^{old}$$
(III.13)

A diferença entre o valor medido da variável controlada c_o^{medida} e o valor previsto pelo modelo $\hat{c}_{ol,0}$ é adicionada à equação III.12 ao i^{ésimo} período de amostragem, para então melhorar a predição da resposta da variável controlada em malha aberta, equação III.14.

$$\hat{c}_{ol,i} = \sum_{k=0}^{-T+1} b_{i+1-k} (\Delta m_k)^{old} + c_0^{medido} - \hat{c}_{ol,0}$$
(III.14)

Substituindo a equação III.13 na equação III.14 e rearranjando os termos, obtémse a equação III.15.

$$\hat{c}_{ol,i} = c_0^{medido} + \sum_{k=0}^{T+1} [b_{i+1-k} - b_{1-k}] (\Delta m_k)^{old}$$
(III.15)

A equação III.15 representa o modelo de convolução (modelo interno) utilizado no controlador DMC para realizar a predição em malha aberta da variável controlada conforme variações passadas na variável manipulada $(\Delta m_k)^{old}$.

Da mesma forma, a modelagem de convolução pode ser empregada para predizer o comportamento da variável controlada em malha fechada, sob ação do controlador DMC. A resposta em malha fechada considera os efeitos das variações passadas da variável manipulada sobre a resposta em malha aberta da variável controlada, adicionado os efeitos futuros calculados pelo DMC para variações à serem implementadas na variável manipulada, denominadas de $(\Delta m_k)^{new}$.

A resposta da variável controlada em malha fechada (closed-loop - cl) é denominada $\hat{c}_{cl,i}$ para o valor do i^{ésimo} intervalo futuro de amostragem, descrita pela equação III.16, a qual prediz o comportamento da variável controlada se NC variações na variável manipulada, calculadas pelo controlador DMC, fossem efetuadas.

$$\hat{c}_{cl,i} = \hat{c}_{ol,i} + \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} (\Delta m_k)^{new}$$
(III.16)

Nota-se da equação III.16, que são incorporados os efeitos passados do sistema, através da inclusão $\hat{c}_{ol,i}$ descrito pela equação III.15, e que depende das variações passadas ocorridas na variável manipulada (Δm_k)^{old}.

III.4 - ALGORITMO DMC - SISO

A idéia principal dos algoritmos de controle avançado da família MPC (Controle Preditivo por Modelo) inclusive do DMC, é calcular os melhores valores sobre um horizonte futuro de mudanças na variável manipulada $(\Delta m_k)^{new}$ como resultado da otimização (minimização) de uma função objetivo **J**, definida na equação III.17.

$$J = \sum_{i=1}^{NP} \left[c^{set} - \hat{c}_{cl,i} \right]^2 + f^2 \sum_{i=1}^{NC} \left[(\Delta m_k)^{new} \right]^2$$
(III.17)

A equação III.17 pode ser melhor visualizada pela incorporação da equação III.16, obtendo a equação III.18.

$$J = \sum_{i=1}^{NP} \left[\left[c^{set} - \hat{c}_{ol,i} - \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} (\Delta m_k)^{new} \right]^2 + f^2 \sum_{i=1}^{NC} \left[(\Delta m_k)^{new} \right]^2 \right]$$
(III.18)

A função objetivo considerada pela equação III.17 e consequentemente III.18, é constituída de dois termos:

- 1.0 quadrado dos desvio ($c^{set} \hat{c}_{cl,i}$) somados sobre **NP** intervalos de tempo futuro (horizonte de predição);
- 2.O quadrado das variações da variável manipulada somadas sobre NC intervalos de tempo futuro, horizonte de controle, multiplicados por um fator f^2 .

A adição da variável manipulada dentro da função objetivo multiplicada pelo fator f ao quadrado, é feita para prevenir modificações bruscas na variável manipulada. Desta forma, este fator f acoplado à parte da variação da variável manipulada dentro da função objetivo, é definido como fator de supressão para o cálculo dos movimentos da variável manipulada.

O menor valor de $f \in 0.0$, ou seja, quando não há restrições aos movimentos da variável manipulada, enquanto que o aumento do valor de f torna o sistema

amortecido, caracterizando desta forma este parâmetro como sendo um dos principais parâmetros de projeto do controlador DMC-SISO.

Aplicando o método dos mínimos quadrados, o qual é descrito em detalhes em *Luyben (1989)*, à equação III.18, obtém-se a equação III.19 para aplicação do algoritmo DMC-SISO.

$$\left(\underline{\Delta m}\right)^{new} = \left[\underline{A}^T \underline{A} + f^2 \underline{I}\right]^{-1} \underline{A}^T \left(c^{set} - \underline{\hat{c}}_{ol}\right)$$
(III.19)

A equação III.19, representa o ganho do controlador DMC-SISO. Entretanto para se utilizar este ganho, o qual possui característica de atuação "feedback", deve-se seguir um procedimento de projeto do controlador para a aplicação em questão.

III.4.1 - PROJETO E IMPLEMENTAÇÃO DO CONTROLADOR DMC - SISO

O projeto do controlador DMC-SISO para aplicação em um processo químico, deve inicialmente seguir os itens listados abaixo, antes da efetiva implementação deste controlador em malha fechada.

III.4.1.1 - Projeto do controlador

Û

0

- 1) Obtenção do modelo de convolução da variável controlada frente a uma perturbação degrau unitária na variável manipulada;
- Identificar o tempo de resposta da variável controlada, o qual pode ser caracterizado como o tempo necessário para obtenção de 96 a 99% do novo estado estacionário;
- Análise do tempo de amostragem da variável de saída, que será o tempo de intervenção do controlador, quando este não for limitado devido ao tempo gasto pelo próprio instrumento de medida;

- De posse do tempo de resposta e do intervalo de amostragem, calcular o parâmetro T "Horizonte do modelo", o qual é o quociente entre o tempo de resposta e o intervalo de amostragem;
- 5) Definir os parâmetros NP, NC e *f*, parâmetros de projeto do controlador DMC SISO, conforme um procedimento específico de estimativa.
- 6) Montagem do modelo de convolução a partir do teste degrau, obtenção da matriz dinâmica <u>A</u> e calcular a matriz ganho do controlador DMC-SISO, equação III-19.

Estes passos, constituem a etapa de desenvolvimento e montagem do controlador DMC-SISO, podendo-se a partir de então iniciar a implementação do algoritmo de acordo com a estratégia de controle considerada mais adequada.

III.4.1.2 - Implementação do controlador DMC-SISO

Após as etapas de projeto do controlador DMC-SISO, deve-se então seguir um procedimento para implementação deste controlador em malha fechada e em tempo real com o processo a ser controlado.

Os itens descritos abaixo, referem-se as etapas que devem ser seguidas para implementação do controlador DMC-SISO a cada intervalo de amostragem.

- 1) Calcular os NP valores futuros de $\hat{c}_{ol,i}$ da equação III.15. Eles dependem apenas das T variações passadas da variável manipulada e do valor medido da variável controlada;
- 2) Calcular as NC variações futuras da variável manipulada $(\Delta m_k)^{new}$, através da equação III.19, equações do controle DMC;

3) Implementar a primeira mudança calculada, pelo item 2, $(\Delta m_1)^{new}$ ao processo;

4) Ao próximo intervalo de amostragem, medir a variável controlada e repetir o procedimento desde a etapa 1.

III.4.1.3 - Estimativa dos Parâmetros do controlador DMC

Como pode ser visto pelas equações descritas para o controlador DMC-SISO, este possui 4 parâmetros fundamentais de projeto, os quais ditam a qualidade e eficiência das ações de controle em malha fechada, são eles: T, NP, NC e f, horizonte do modelo, horizonte de predição, horizonte de controle e fator de supressão, respectivamente.

Tais parâmetros devem ser cuidadosamente escolhidos, tanto para um determinado processo, quanto para uma determinada condição operacional, requerendo desta forma um cuidado especial quanto suas estimativas.

Para utilização de qualquer procedimento de estimativas, deve-se inicialmente definir qual será o critério para análise deste procedimento, sendo que tais critérios podem ser classificados basicamente entre quantitativo e qualitativo.

Dos critérios quantitativos, destaca-se basicamente a análise do valor da Integral (somatório) Relativa dos Erros Quadráticos, calculado entre os valores da variável controlada e seu respectivo valor de *Set-point*.

Cabe ressaltar que tal análise quantitativa deva ser realizada e comparada apenas entre condições operacionais semelhantes, e que para quaisquer mudança, os valores perdem o sentido de comparação.

Quanto ao critério qualitativo, mais representativo que o quantitativo em termos de eficiência do controlador e também mais oneroso do ponto de vista operacional, destaca-se a análise gráfica dos perfis dinâmicos tanto da variável controlada, quanto da variável manipulada.

Geralmente os procedimentos quantitativos são realizados como uma etapa preliminar, etapa inicial de estimativa, e o procedimento qualitativo como etapa final e de refino da determinação dos melhores conjuntos de parâmetros para uma

<u>29</u>

determinada condição operacional, o que não caracteriza-se como via de regra.

A seguir são apresentados os dois principais procedimentos de estimativa inicial dos parâmetros do controlador DMC-SISO sem restrições.

Procedimento Minimal Prototype Design

O procedimento descrito como *Minimal Prototype Design*, descrito *em Seborg et al (1988)* e proposto por *Maurath et al. (1988)*, caracteriza-se como um procedimento sistemático para estimativa dos parâmetros do controlador DMC-SISO sem restrições.

Neste procedimento, aplicam-se variações no horizonte de predição (NP), fixando o valor do horizonte de controle no valor unitário (NC = 1) e o fator de supressão zerado (f = 0), ou seja, sem repressão aos movimentos da variável manipulada.

Nesta primeira etapa, baseando-se em dados quantitativos da Integral Relativa dos Erros Quadráticos, IREQ, tem-se a estimativa inicial de **NP**.

No mesmo sentido, mas no intuito da estimativa inicial de f, atribui-se igualdade entre os valores de NP e NC (NP = NC), variando-se f.

Com relação ao horizonte de controle NC, este fica proposto inicialmente como sendo 60% do valor de NP, inicialmente estimado.

Desta forma tem-se uma estimativa inicial sistemática dos parâmetros do controlador DMC-SISO sem restrições, e que deve passar por uma etapa posterior de ajuste fino, através de análises qualitativas apropriadas, como por exemplo análise dos perfis das variáveis controla e manipulada.

Procedimento Clássico de Estimativa Inicial dos Parâmetros do controlador DMC

Da literatura verifica-se um procedimento clássico de estimativa inicial dos parâmetros do controlador DMC, sendo que este pode ser aplicado para o controlador DMC-SISO sem restrições e também para versões mais sofisticadas do DMC, como por exemplo DMC-MIMO.

Após definido o horizonte do modelo **T**, o qual é feito segundo as condições dinâmicas do sistema e do tempo de amostragem, apresentado no item III.4.1.1 (Projeto do controlador), calculam-se os parâmetros restantes, a seguir:

NP, Como sendo 60 a 80 % do valor de T:

NC, como sendo 50 a 60 % do valor de NP;

f ajustado conforme o comportamento do sistema, e que não possui um valor inicial.

Características dos parâmetros DMC

Dos parâmetros apresentados acima, **NP** possui uma função mais conservativa com relação ao comportamento do processo em malha fechada, ou seja, quanto maior estes valores, maior é a consideração das informações passadas efetuadas na variável manipulada, e maior é o comprometimento do modelo em malha aberta.

Com relação ao consumo de esforços numéricos do computador, pode-se dizer que o parâmetro NC exerce maior peso, uma vez que durante a montagem da matriz ganho do controlador DMC, a matriz que deve ser invertida possui dimensão NC \times NC. Entretanto tal dificuldade não é justificada para o controlador DMC-SISO pois esta inversão é feita apenas uma vez e *off-line*.

Com relação ao parâmetro *f*, fator de supressão, este apresenta-se como um dos principais parâmetros de ajuste do controlador, pois ele regula a intensidade de variação a ser imposta na variável manipulada. Este parâmetro não afeta o consumo de tempo de processamento como os parâmetros, **NP** e **NC**, entretanto cabe ressaltar a necessidade de ajustá-lo conforme a condição operacional, principalmente em casos de grande variabilidade.

III.5 - DESENVOLVIMENTO DO CONTROLADOR DMCGS-SISO

Neste item analisa-se a influência da consideração de um fator de supressão variante em função do comportamento do processo em malha fechada, função exclusivamente do desvio da variável controlada e o seu respectivo valor de referência *set-point*.

Esta forma de aplicação do controlador DMC-SISO pode ser considerada como um controlador auto-ajustável de ganho programado, o qual é descrito na literatura, para outras configurações, por controle *gain-schedulling* e que para aplicação neste processo foi designado de controlador DMCGS-SISO.

A análise do controlador DMCGS-SISO foi implementada considerando valores crescentes para o fator de supressão em função do desvio relativo na variável controlada e seu valor de referência, descrita pela equação III.20.

$$\operatorname{Rel}(t_{S}) = \frac{\left(y_{ts} - y_{ts}^{\operatorname{Set-Point}}\right)}{y_{ts}}$$
III.20

onde Rel(t) é o desvio relativo entre a variável controlada e seu respectivo *Set-point* no instante de amostragem t_s .

Para efeitos de mudança dinâmica no valor do fator de supressão, considerou-se sempre a soma deste erro relativo durante um intervalo passado de três tempos de amostragem, como mostrado na equação III.21 e designado de SOMA:

SOMA =
$$\operatorname{Rel}(t)$$
 + $\operatorname{Rel}(t - \Delta t_{\operatorname{amostragem}})$ + $\operatorname{Rel}(t - 2\Delta t_{\operatorname{amostragem}})$ III.21

O Quadro III.1 demostra a forma de variação do ganho do controlador, função do fator *f*, em função do desvio médio da variável SOMA.

Desta forma o controlador DMCGS-SISO monta as matrizes ganho do controlador para cada valor de supressão f_1, f_2, f_3, f_4 e f_5 , e durante a operação em malha fechada testa-se a variável SOMA e as ações de controle são calculadas utilizando o ganho referente a atual condição operacional.

Quadro III.1 - Variação do ganho (função do fator f) como função do desvio da variável controlada, variável SOMA

	SOMA	> 10 %	ganho (5)	f_{1}
5.0 % <	SOMA	≤ 10 %	ganho (4)	f_2
2.5 % <	SOMA	≤ 5.0 %	ganho (3)	f_3
1.0 % <	SOMA	≤ 2.5 %	ganho (2)	f_4
	SOMA	≤ 1.0 %	ganho (1)	f_5

Esta abordagem utilizada no controlador DMCGS-SISO pode ser muito útil quando se trabalha com processos de dinâmica complexa, onde não se conhece adequadamente o comportamento dinâmico do sistema.

Geralmente atribui-se valores decrescentes de f, $f(1) \ge f(2) \ge f(3) \ge f(4) \ge f(5)$, pois

quanto maior o valor do desvio entre a variável controlada e seu respectivo Setpoint, menor deverá ser o valor do fator de supressão f e consequentemente tome ações mais rápidas.

III.6 - APLICAÇÃO DO CONTROLADOR DMC-SISO

Para teste do controlador DMC-SISO, foi considerado um processo fermentativo para produção de etanol em escala industrial, descrito em detalhes no apêndice AI, juntamente com as condições operacionais estudadas.

Um estudo prévio da análise do potencial dos controladores DMC, inclusive o DMC-SISO foi considerado por *Dechechi (1996)*. Neste trabalho são mostrados todos os passos realizados para o desenvolvimento e implementação do controlador DMC-SISO ao processo fermentativo.

Entretanto cabe apresentar alguns dos principais resultados obtidos pela aplicação do controlador DMC-SISO a este processo, assim como realizar uma análise de seu desempenho frente ao controlador PID. Este estudo é importante para servir de base para a implementação do DMC-MIMO, considerado no capítulo IV.

Nas figuras III.3 e III.4 são apresentados os resultados da aplicação do controlador DMC-SISO na malha de controle S(4) por manipulação da vazão de entrada de mosto F0, para perturbação degrau de \pm 10% no valor de S0, respectivamente.

Nos resultados que seguem são apresentados as condições do processo em malha fechada utilizando parâmetros otimizados para cada situação. Para o ajuste ótimo dos parâmetros do controlador DMC-SISO utilizou-se do procedimento descrito como *Minimal Prototytpe Design*, seguido de uma etapa de ajuste fino por tentativa e erro.



Figuras III.3 - Comportamento da variável controlada S(4) (Figura III.3a) e da variável manipulada F0 (Figura III.3.b) para controle regulatório de degrau de 10% em S0.



Figuras III.4 - Comportamento da variável controlada S(4) (Figura III.4.a) e da variável manipulada F0 (Figura III.4.b) para Controle regulatório de degrau de -10% em S0.

Do controle regulatório verifica-se um comportamento adequado tanto para variável controlada, quanto para a variável manipulada, mantendo o sistema próximo das condições ótimas de operação, definidas pelos objetivos de controle.

Além do típico teste regulatório aplicado em estudos de controle para avaliação da eficiência do controlador, realizou-se também a análise do desempenho do controlador no modo supervisório, ou seja, variação do valor de *Set-point*.

O controle supervisório é uma condição muito freqüente em aplicações de controle de processos industriais. As Figuras III.5 apresentam o comportamento das variáveis controlada e manipulada, frente a uma variação fixa no valor de *Set-point*

de S(4).





Figuras III.5 - Comportamento da variável controlada S(4) (Figura III.5.a) e da variável manipulada F0 (Figura III.5.b) para Controle supervisório de S(4)

Das Figuras III.5 verifica-se que o controlador DMC-SISO é capaz de acompanhar eficientemente as variações de *Set-point* impostas ao sistema, demonstrando desta forma uma perfeita flexibilidade deste controlador para uma ampla faixa operacional.

III.6.1 - COMPARAÇÃO DE DESEMPENHO DMC-SISO x PID

O controle PID aplicado neste processo foi ajustado e testado por *Andrieta (1994*), onde aplicou-se um extensivo estudo de estimativas dos parâmetros do controlador PID para o controle regulatório da malha S(4) por manipulação de F0 para perturbações do tipo degrau em S0.

O principal procedimento de ajuste destes parâmetros no trabalho citado acima, foi o proposto por Ziegler-Nichols, obtendo-se um conjunto de parâmetros adequados para o controle desta malha, mesmo na presença de altos valores de tempo de atraso para as medidas de ART, estudados no intervalo de 0 a 18 minutos. Os resultados do controlador PID utilizando os parâmetros obtidos por *Andrieta (1994*) são comparados neste trabalho com os obtidos pelo DMC-SISO sob as mesmas condições operacionais estudadas, Figura III.6.



Figuras III.6 - Comparação de desempenhos dos controladores DMC-SISO x PID, para o controle regulatório da malha S(4), degrau de +10% em S0. Figura III.6.a (variável controlada) e Figura III.6.b (variável manipulada).

Da análise das Figuras III.6, verifica-se que o controlador clássico PID com os parâmetros obtidos por *Andrieta (1994)* apresentou melhor desempenho que o obtido utilizando o controle DMC-SISO com parâmetros ótimos.

Embora, em princípio o controlador PID possa apresentar resultados equivalentes aos obtidos pelo DMC-SISO, deve-se salientar que quando da aplicação do controlador PID, o sistema torna-se mais sensível a quaisquer perturbações nas condições operacionais, o que pode colocar em risco a qualidade de suas atuações. Também deve ser considerado o esforço de ajuste dos parâmetros do controlador PID para obtenção da performance atingida nesta situação.

Com relação ao controlador DMC-SISO não se pode afirmar que este não falhe para bruscas modificações nas condições operacionais, no entanto é interessante ressaltar que devido aos parâmetros do controlador DMC-SISO serem mais significativos em termos de ação na malha de controle, como é o caso do fator de supressão, é possível obter um comportamento mais previsível com a intervenção deste parâmetro durante o processo, o que para o PID é extremamente difícil, se não inviável.

Visando proporcionar uma maior flexibilidade ao controlador DMC-SISO aplicou-se um fator de supressão variável, descrito no item III.4, denominado de DMCGS-SISO.

III.7 - APLICAÇÃO DO CONTROLADOR DMCGS-SISO

Da mesma forma que para o controlador DMC-SISO, o controlador DMCGS-SISO, foi desenvolvido para implementação no processo fermentativo descrito no apêndice AI. Os principais resultados da aplicação do controlador DMCGS-SISO desenvolvido são apresentados nas Figuras III.7 a III.8.

A Figura III.7 apresenta uma comparação da variável controlada S(4), para os controladores DMC-SISO e DMCGS-SISO, para o caso de controle regulatório de degrau de 10% em S0.



Figura III.7 - Comportamento da variável controlada S(4), caso regulatório, com degrau de 10% em S0, controle DMC-SISO e DMCGS-SISO.

Na Figura III.7 verifica-se que ambos os controladores, DMC-SISO e DMCGS-SISO, foram semelhantemente eficazes para o caso regulatório estudado de 10 % em S0. Deste resultado verifica-se então que a utilização de fatores de supressão variáveis em função das condições operacionais estudadas não apresentaram substancial melhora.

Cabe ressaltar que o fato da verificação do controlador DMCGS-SISO apresentar resultado semelhante ao DMC-SISO indica, entre outros fatores, que os parâmetros ótimos do controlador DMC-SISO são muito eficazes. Tal resultado é demonstrado na Figura III.7 pela comparação do efeito da utilização de um conjunto de parâmetros não ótimos.

De forma a reafirmar a eficiência dos controladores desenvolvidos, a Figura III.8 apresenta a comparação dos perfis da variável controlada S(4) para os controladores DMC-SISO e DMCGS-SISO juntamente com o comportamento em malha aberta.



Figuras III.8 - Comportamento da variável controlada S(4), caso regulatório, com degrau de 10% em S0, controle DMC-SISO, DMCGS-SISO e malha aberta.

Da Figura III.8 verifica-se que tanto o controlador DMC-SISO quanto DMCGS-SISO apresentam um comportamento ótimo comparado ao comportamento do sistema em malha aberta.

III.8 - CONCLUSÕES

Baseado no processo fermentativo industrial considerado, descrito em detalhes no Apêndice AI, nas condições operacionais estudadas e dos objetivos inicialmente propostos para esta aplicação, as principais conclusões do capítulo são listadas abaixo.

Quanto ao controlador DMC-SISO, são apresentados claramente todas as etapas necessárias para o desenvolvimento e implementação deste controlador a um processo químico de porte industrial.

Os resultados obtidos com o controlador DMC-SISO ao processo fermentativo foram representativos e quando comparados os desempenhos do DMC-SISO com o PID, sob condições idênticas de operação, o DMC-SISO apresentou resultados equivalentes.

Entretanto para o caso SISO regulatório, não se pode descartar as dificuldades do controlador PID, como a de ajustar três parâmetros de alta interação e de difícil ajuste, enquanto que o DMC possui parâmetros de maior representabilidade, o que facilita o processo de estimação destes parâmetros, conferindo um maior potencial de utilização.

Pode-se concluir que esta etapa de desenvolvimento e teste do controlador DMC-SISO, sem imposição de restrições operacionais, foi de grande utilidade para identificar a sensibilidade quanto ao efeito de cada parâmetro de projeto do controlador DMC.

Com relação ao controlador DMCGS-SISO, os resultados apresentados pela variação do fator de supressão não superaram os efetivos do DMC-SISO com parâmetros ótimos para tal situação. Entretanto não se pode descartar tal ferramenta para condições operacionais críticas, onde a necessidade de um controlador DMC com ganho programado possa ser útil.

Os resultados do controlador DMC-SISO comparados ao DMCGS-SISO reafirmam todas as qualidades do controlador DMC-SISO desenvolvido.

Como conclusão final, para um bom entendimento do controle avançado preditivo DMC deve-se inicialmente partir do projeto de um controlador DMC-SISO, e então conhecer todas as suas particularidades de implementação, dificuldades de ajuste de seus parâmetros e analisar seu potencial de utilização em face dessas particularidades e dificuldades.

CAPÍTULO IV

CONTROLE DMC - MIMO

Neste capítulo é abordado em detalhes o desenvolvimento e implementação do controlador avançado preditivo DMC multivariável, descrito por DMC-MIMO. O controlador DMC-MIMO desenvolvido neste trabalho foi aplicado ao processo fermentativo de porte industrial para produção de etanol, já considerado no capítulo anterior.

Inicialmente apresenta-se todo o desenvolvimento do controlador DMC - MIMO, detalhamento matemático, parâmetros fundamentais e roteiro de desenvolvimento, e em seguida os resultados de aplicação deste controlador ao processo fermentativo, e por fim as principais conclusões do capítulo.

IV.1 - CONTROLADOR DMC - MIMO

No capítulo III foram detalhadas todas as particularidades do DMC-SISO (monovariável), onde uma variável de saída "controlada" requer apenas uma entrada manipulada.

Tal situação, porém, não é típica de muitos processos químicos, onde duas ou mais variáveis de saída são controladas por duas ou mais variáveis de entrada. Além disso, todas as variáveis de entrada podem exercer influência sobre todas as variáveis de saída, resultando em processos com múltiplas interações, o que requer estratégia de controle avançado multivariável para obtenção dos melhores resultados possíveis.

O controle avançado preditivo DMC é considerado o algoritmo de controle multivariável mais utilizado em aplicações industriais de controle, sendo que a passagem do DMC-SISO para o DMC-MIMO é direta e envolve basicamente modificações na matriz dinâmica \underline{A} , reforçando a importância de uma etapa inicial de desenvolvimento e implementação do controlador DMC-SISO, descrito no

capítulo III.

Uma das principais vertentes do DMC-MIMO, é de se usar uma modelagem dinâmica de convolução simples e discreta que relacionam as variáveis de saída com as variáveis de entrada, através de coeficientes de convolução que são obtidos diretamente do processo por variações degrau unitárias nas variáveis de entrada, manipuladas e ou perturbações medidas. Com este modelo interno, modelo de convolução MIMO, o DMC-MIMO torna-se capaz de considerar a influência direta das interações entre as variáveis envolvidas na malha multivariável, ou seja, é considerado o efeito da variação de uma determinada variável de entrada sobre todas as variáveis de saída.

O fato da consideração quanto ao modelo de convolução de todas as interações presentes no sistema multivariável, é considerado uma das principais vantagens do controlador DMC-MIMO sobre os controladores SISO e principalmente os controladores clássicos PID, que são inerentemente monovariáveis. Desta forma os controladores clássicos para serem aplicados a processos multivariáveis devem necessariamente passar por procedimentos complexos de desacoplamento de malhas, e que não garante eficiência para processos químicos, em geral.

IV.2 - MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO - MIMO

Para sistemas multivariáveis, sistemas MIMO (múltiplas entradas e múltiplas saídas), o desenvolvimento da modelagem de convolução multivariável para o algoritmo DMC-MIMO é similar ao desenvolvido para o controlador DMC-SISO, com mudança na dimensão dos modelos e na possibilidade de inclusão de variáveis de entrada não manipuláveis, o que são chamados de sistemas multivariáveis desbalanceados.

O sistema de equações mostrado na equação IV.1, é um exemplo da extrapolação da equação III.4, para um típico sistema multivariável 2x2, ou seja, duas variáveis

 $\hat{}$

controladas por duas variáveis manipuladas.

$$\hat{c}_{1,1} = b_{1,1,1}\Delta m_{1,1} + b_{1,1,i-NC}\Delta m_{1,NC} + b_{1,2,1}\Delta m_{2,1} + b_{1,2,i}\Delta m_{2,1} + b_{1,2,i-NC}\Delta m_{2,NC} \\ \hat{c}_{1,T} = b_{1,1,T}\Delta m_{1,1} + \dots + b_{1,1,NP-NC}\Delta m_{1,NC} + b_{1,2,T}\Delta m_{2,1} + \dots + b_{1,2,NP-NC+1}\Delta m_{2,NC} \\ \hat{c}_{2,1} = b_{2,1,1}\Delta m_{1,1} + \dots + b_{2,2,1}\Delta m_{2,1} + \dots + b_{1,2,NP-NC+1}\Delta m_{2,NC} \\ \hat{c}_{3,1} = b_{3,1,1}\Delta m_{1,1} + \dots + b_{3,1,NP-NC}\Delta m_{1,NC} + b_{3,2,1}\Delta m_{2,1} + \dots + b_{3,2,NP-NC+1}\Delta m_{2,NC} \\ \hat{c}_{3,1} = b_{3,1,1}\Delta m_{1,1} + \dots + b_{3,1,NP-NC}\Delta m_{1,NC} + b_{3,2,1}\Delta m_{2,1} + \dots + b_{3,2,NP-NC+1}\Delta m_{2,NC} \\ \hat{c}_{3,2} = b_{3,1,1}\Delta m_{1,1} + \dots + b_{3,1,NP-NC}\Delta m_{1,NC} + b_{3,2,1}\Delta m_{2,1} + \dots + b_{3,2,NP-NC+1}\Delta m_{2,NC} \\ \hat{c}_{3,2} = b_{3,2,1}\Delta m_{1,1} + \dots + b_{3,2,NP-NC+1}\Delta m_{3,NC} + b_{3,2,1}\Delta m_{3,1} + \dots + b_{3,2,NP-NC+1}\Delta m_{3,NC} \\ \hat{c}_{3,2} = b_{3,2,1}\Delta m_{3,1} + \dots + b_{3,2,NP-NC+1}\Delta m_{3,NC} + b_{3,2,NP-NC+1}\Delta m_{3,NC}$$

$$\hat{c}_{2,i} = b_{2,1,i} \Delta m_{1,1} + \dots + b_{2,1,i-NC} \Delta m_{1,NC} + b_{2,2,i} \Delta m_{2,1} + \dots + b_{2,2,i-NC} \Delta m_{2,NC}$$

$$\hat{c}_{2,T} = b_{2,1,T} \Delta m_{1,1} + \dots + b_{2,T-NC+1} \Delta m_{1,NC} + b_{2,2,T} \Delta m_{2,1} + \dots + b_{2,2,T-NC+1} \Delta m_{2,NC}$$

(IV.1)

Generalizando o conjunto de equações apresentadas pela equação IV.1, para um sistema multivariável de NVI variáveis de entrada, por NVO variáveis de saída, temse a equação IV.2.

$$\hat{c}_{Io,i} = \sum_{Ii=1}^{NVI} \sum_{k=1}^{T} b_{Io,Ii,i+1-k} \Delta m_{Ii,k}$$
(IV.2)

onde: Io representa o índice da variável de saída, e Ii representa o índice da variável de entrada considerada no sistema multivariável.

De forma análoga para sistemas SISO, equação III.11, com relação ao modelo de convolução escrito na forma dos elementos da matriz dinâmica A, tem-se a equação IV.3.

$$\hat{c}_{Io,i} = \sum_{Ii=1}^{NVI} \sum_{k=1}^{T} a_{Io,Ii,i,k} \Delta m_{Ii,k}$$
(IV.3)

Cabe ressaltar que para todo desenvolvimento da modelagem de convolução para um sistema multivariável, NVI representa o número de variáveis de entrada do sistema considerado, e neste número estão contidos tanto as variáveis manipuladas quanto as perturbações medidas, ou seja, NVI = NVM + NVIP.

onde NVM - representa o número de variáveis manipuladas e NVIP - o número de variáveis de entrada medidas e não manipuláveis (perturbações medidas).

A incorporação das variáveis de entrada, perturbações medidas, dentro do modelo interno do controlador DMC-MIMO, acrescenta a capacidade antecipativa "feedforward", além da característica "feedback" inerente, como é descrito por *Cutler (1982)*, que considera estes sistemas multivariáveis de "desbalanceados".

Aplicando a mesma metodologia descrita para o modelo de convolução SISO, incorpora-se o desvio dinâmico entre as variáveis controladas previstas pelo modelo de convolução e os valores medidos a cada intervalo de amostragem.

A equação IV.4 representa as previsões dos valores das variáveis controladas num instante de amostragem, a partir da equação IV.2, análoga à equação III.13, caso SISO.

$$\hat{c}_{Io,0} = \sum_{Ii=1}^{NVI} \sum_{k=1}^{-T} b_{Io,Ii,1-k} \Delta m_{Ii,k}$$
(IV.4)

As previsões das variáveis de saída, equação IV.4, são devidas exclusivamente às variações ocorridas nas variáveis de entrada sobre os **T** intervalos passados, horizonte do modelo.

Da mesma forma que para o caso SISO, incorpora-se na equação IV.2, o desvio entre os valores medidos das variáveis controladas e os previstos no instante de amostragem pela equação IV.4, e rearranjando obtém-se a equação IV.5, similar a equação III.15.

$$\hat{c}_{Io,i}^{o.l.} = c_{Io}^{medido} + \sum_{Ii=1}^{NVI} \sum_{k=1}^{-T} \left[b_{Io,Ii,i+1-k} - b_{Io,Ii,1-k} \right] (\Delta m_{Ii,k})^{old}$$
 IV.5

A equação IV.5 representa o modelo de convolução para um sistema multivariável de dimensão [$NVO \times NVI$], para respostas em malha aberta a um instante futuro *i*

qualquer, considerando apenas as T variações passadas nas variáveis de entrada.

Da mesma forma que para o caso SISO, obtém-se o modelo de convolução para o sistema em malha fechada, sendo este descrito pela equação IV.6.

$$\hat{c}_{Io,i}^{c.l.} = c_{Io,i}^{o.l.} + \sum_{Ii=1}^{NVI} \sum_{k=1}^{-T} \left[a_{Io,Ii,i,k} \right] (\Delta m_{Ii,k})^{new}$$
 IV.6

Desta forma, obtém-se os modelos de convolução para um sistema MIMO, em malha aberta e malha fechada, equações IV.5 e IV.6, respectivamente, e estas equações são as utilizadas no projeto do controlador DMC-MIMO.

IV.3 - ALGORITMO DMC - MIMO

A função objetivo para o controlador DMC-MIMO é a mesma definida para o DMC-SISO e descritas pelas equações III.17 e III.18, entretanto utilizando-se as equações IV.5 e IV.6, como equações do modelo de convolução para malha aberta e malha fechada, respectivamente.

A aplicação do método dos mínimos quadrados do controlador DMC-MIMO segue a mesma metodologia descrita em *Luyben (1989)* e a equação resultante para o cálculo da matriz ganho do controlador DMC-MIMO é descrita pela equação IV.7.

$$\left(\underline{\Delta m}\right)^{new} = \left[\underline{A}^T \underline{A} + f^2 \underline{I}\right]^{-1} \underline{A}^T \left(c_{Io}^{set} - \hat{c}_{Io}^{o.l.}\right)$$
(IV.7)

Detalhes das equações do algoritmo DMC-MIMO

Observando a equação IV.7 e a equação III.19, verifica-se que as duas são idênticas, entretanto elas possuem diferenças marcantes quanto a implementação, e que a literatura não mostra tão claramente estes detalhes.

Com relação à matriz dinâmica \underline{A} utilizada na equação IV.7, esta possui dimensão de [NVO × NP, NVM × NC], onde NVO é o número de variáveis controladas e

NVM é o número de variáveis manipuladas, que é menor ou igual ao número de variáveis de entrada da malha multivariável considerada.

Esclarecendo melhor, a matriz dinâmica \underline{A} possui número de linhas igual ao produto do número de variáveis controladas pela dimensão do horizonte de predição, enquanto que o número de colunas é o produto do número de variáveis manipuladas pela dimensão do horizonte de controle.

Cabe ressaltar que para a montagem da matriz ganho do controlador DMC-MIMO, o efeito das variáveis de entrada medidas e não manipuladas (perturbações medidas) não são consideradas, embora sejam incorporadas dentro do modelo de convolução para previsões em malha aberta. Isto é demonstrado pelo fato da dimensão da matriz <u>A</u>, possuir dimensão [NVO × NP , NVM × NC] e não [NVO × NP , NVI × NC].

Outro detalhe importante, é com relação a equação IV.5, onde o vetor da variável controlada prevista pelo modelo de convolução em malha aberta, possui a dimensão de um vetor, de número de linhas igual ao produto do número de variáveis controladas pela dimensão do horizonte de predição, ou melhor, dimensão [1, NVO \times NP]. Ou seja, monta-se este vetor inicialmente com as NP previsões da primeira variável controlada, as próximas NP linhas com as previsões da segunda variável controlada e assim sucessivamente.

Os parâmetros do controlador DMC-MIMO, **T**, **NP**, **NC** e *f* seguem o mesmo significado já detalhado para o controlador DMC-SISO do capítulo III. Entretanto deve-se ter o cuidado de escolher bem o parâmetro **T**, pois este deverá contemplar a variável de resposta mais lenta, e isto poderá causar alguns problemas de identificação do melhor conjunto de parâmetros a ser utilizado.

IV.3.1 - PROJETO E IMPLEMENTAÇÃO DO CONTROLADOR DMC - MIMO

Para projeto e implementação do controlador DMC-MIMO, deve-se seguir os passos descritos nos respectivos itens: projeto do controlador DMC-MIMO e implementação do controlador DMC-MIMO, os quais são muito parecidos com os apresentados para o controlador DMC-SISO, descrito no item III.3.1, adicionando-se o fato do aumento do número de variáveis envolvidas na malha de controle multivariável.

Projeto do controlador DMC-MIMO

- Obter os coeficientes do modelo de convolução de cada variável controlada frente a uma perturbação degrau unitária em cada variável de entrada influente. Isto significa perturbar na forma de degrau unitário cada variável de entrada e analisar o comportamento dinâmico de todas as variáveis de saída influenciadas.
- 2) Identificar o tempo de resposta de cada variável controlada, e estabelecer um valor comum a ser utilizado para a malha multivariável de forma a obter o valor do parâmetro T 'horizonte do modelo'. O tempo de resposta deverá compreender o tempo necessário para que a variável de saída mais lenta atinja 95 a 99% do novo valor de estado estacionário, o que não é uma condição necessária de ser satisfeita, entretanto deve ser analisada.
- 3) Análise do tempo de amostragem das variáveis controladas, que será o tempo de intervenção do controlador, quando este não for imposto pelo tempo gasto pelos instrumentos de medidas, e que para o caso MIMO deverá ser um valor comum para todas as variáveis de saída.
- 4) De posse do tempo de resposta do sistema e do intervalo de amostragem,

calcular o parâmetro T "Horizonte do modelo", o qual é o quociente entre o tempo de resposta e o intervalo de amostragem.

5) Montar o m_odelo de convolução das variáveis da malha multivariável, a partir dos testes degraus, a matriz dinâmica <u>A</u> e calcular a matriz ganho do controlador DMC-MIMO, equação IV-7.

Implementação do controlador DMC-MIMO

Após feita todas as etapas de projeto do controlador DMC-MIMO, deve-se então seguir um procectimento para a sua implementação em malha fechada e em tempo real com o processo a ser controlado.

O itens descritos abaixo referem-se as etapas que devem ser seguidas para implementação do controlador DMC-MIMO, a cada intervalo de amostragem.

1) Calcular os NP valores de $\hat{c}_{Io,i}^{o.l.}$ da equação IV.5. Eles dependem apenas das variações pass adas das variáveis de entrada e dos valores medidos das variáveis controladas.

2) Calcular as NC variações futuras de todas as variáveis manipuladas $(\Delta m_k)^{new}$, através da equação IV.7;

3) Implement **a**r no processo a primeira mudança calculada, pelo item 2, para cada variável manipulada, $(\Delta m_1)^{new}$.

4) No próxim o intervalo de amostragem, medir a variáveis controladas e repetir o procedimento desde a etapa 1.

Considerações importantes sobre o controlador DMC-MIMO

Com relação às considerações importantes citadas ao controlador DMC-SISO, item III.3.1, estas são válidas também para o controlador DMC-MIMO, adicionando-

se a imposição de restrições às variáveis manipuladas.

A consideração de incorporação de restrições às variáveis manipuladas são necessárias devido às características dinâmicas dos elementos finais de atuação, que geralmente são válvulas de controle, e cujos limites físicos não podem ser ultrapassados.

No DMC-MIMO desenvolvido as restrições não são incorporadas diretamente na minimização da função objetivo, elas são aplicadas às implementações dos movimentos das variáveis manipuladas calculadas pelo controlador DMC-MIMO. Realizam-se todos os cálculos de movimentação das variáveis manipuladas da mesma forma que para o controlador DMC-SISO e então tais variações são testadas com relação aos limites máximos de variação, bem como dos máximos valores possíveis de variação. Caso haja violação destes limites, a variável manipulada será o valor correspondente ao limite superior ou inferior imposto.

No controlador DMC-SISO descrito no capítulo II, as restrições operacionais não foram consideradas diretamente, ficando a cargo da manipulação dos parâmetros fundamentais do controlador assegurar o desempenho do sistema em malha fechada.

IV.4 - APLICAÇÃO DO CONTROLADOR DMC-MIMO

O sistema de controle proposto e aplicado ao processo fermentativo, consiste basicamente de um controlador DMC multivariável, DMC-MIMO, capaz de s' aplicado a sistemas de várias variáveis de entrada, manipuláveis ou não, com vá' variáveis de saída, variáveis controladas, o que são considerados sist' desbalanceados.

A incorporação de variáveis de entrada não manipuláveis à formu¹ controlador multivariável, que são perturbações medidas, possibilita a c "feedforward" do controlador DMC-MIMO. Além das características multivariáveis do controlador DMC-MIMO, o controlador desenvolvido e aplicado neste trabalho foi feito de forma a considerar a dinâmica lenta característica destes sistemas fermentativos de grande porte, a fim de se obter alto desempenho operacional mesmo na consideração de um elevado tempo de atraso nas medidas das variáveis controladas. O atraso considerado nos instrumentos de medida, representa o tempo necessário para que um cromatógrafo operado em linha com o processo realize análises de açúcares em uma unidade industrial deste porte.

O software de controle multivariável desenvolvido permite também a consideração diferenciada do valor do fator de supressão para cada variável manipulada. Isto permite uma maior flexibilidade ao software de se trabalhar com variáveis manipuladas de efeitos muito diferenciados, como são o caso da vazão de alimentação (F0) e da Razão de refluxo (RR).

IV.4.1 Variáveis Controladas

No sistema fermentativo estudado, o principal objetivo de controle é a manutenção de alto nível de rendimento e de produtividade sem perda de matéria prima, ART, na saída do sistema. Desta forma controla-se o sistema estudado basicamente com dois conjuntos distintos de malhas de controle:

- Um conjunto de malhas SISO de controladores clássicos proporcionais cuja finalidade é manter constante a temperatura dos fermentadores através da manipulação das vazões de refrigerante para cada fermentador.
- A malha principal, multivariável, que controla as concentrações de ART de saída do 1º e do 4º fermentador, S(1) e S(4), respectivamente, medidas com atraso 12 minutos.

O controle das variáveis, S(1) e S(4), mesmo sendo semelhantes, possuem objetivos diferenciados.

<u>51</u>

O controle de S(1) busca antecipar as ações de controle no sistema para evitar um aumento da concentração de ART na saída do 4º fermentador, enquanto que o controle de S(4) tem como objetivo principal evitar a perda de matéria prima principal, ART, na saída do sistema, visto que neste processo fermentativo a perda de substrato pode ditar a viabilidade econômica do processo.

IV.4.2 Variáveis de Entrada

As variáveis de entrada consideradas no presente estudo do controlador DMC-MIMO ao processo fermentativo estudado, podem ser divididas em variáveis manipuladas e não manipuladas (perturbações medidas).

<u>Variáveis manipuladas</u>: As variáveis manipuladas neste processo estudado foram a vazão de entrada de mosto, **F0**, e a razão de refluxo de células, **RR**. À estas variáveis manipuladas foram aplicadas restrições que buscaram atender às condições reais de operação e de implementação. Estas restrições foram aplicadas de duas formas: sobre a intensidade de variação de cada variável separadamente, e sobre seus valores limites físicos inferiores e superiores.

As restrições impostas foram também necessárias, devido à grande influência que a manipulação da razão de refluxo impõe ao sistema em malha fechada.

<u>Variáveis não manipuláveis (perturbações medidas</u>): A consideração destas variáveis procura respeitar as condições de operação que ocorrem na prática industrial, especificamente as perturbações que efetivamente ocorrem em uma Destilaria de Álcool, tais como variações na concentração de ART na alimentação de mosto, **S0**, oscilações da temperatura ambiente (**Tje**), a qual afeta diretamente a temperatura da água de refrigeração e também a temperatura de alimentação do mosto (**T0**). À estas variáveis de entrada foram impostas perturbações dinâmicas para testar o controlador DMC-MIMO com estas variáveis sendo consideradas em sua formulação, ou seja, teste do controlador DMC-MIMO desbalanceado.

<u>52</u>

Os perfis de variação das variáveis S0, Tw e Tje podem ser observadas na Figura IV.1, os quais foram de igual formato e intensidade para todas as três variáveis perturbadas, sobre os valores de referência de cada uma especificamente.



Figura IV.1 – Intensidade das variações relativas impostas às variáveis S0, Tje e T0.

As variações nas variáveis de entrada S0, Tw e Tje, podem ocorrer em períodos diferenciados, tanto durante um dia, no caso da temperatura, bem como de forma sazonal, como pode ser o caso tanto da temperatura, como da concentração de ART no mosto, que varia conforme a qualidade da cana. Daí então a necessidade de testar a eficiência do controlador DMC-MIMO para estas possíveis variações nas condições operacionais.

IV.5 - RESULTADOS

O controlador DMC-MIMO foi implementado ao processo fermentativo descrito em detalhes no apêndice AI, onde são apresentados todas as condições operacionais consideradas.

O controle regulatório do controlador DMC-MIMO ao sistema fermentativo foi implementado de duas formas diferenciadas:

- Considerando um sistema balanceado 2x2, ou seja, duas variáveis controladas por duas variáveis manipuladas, sendo que o sistema foi perturbado de forma degrau unitária na concentração de alimentação de mosto (SO), da mesma forma que testado para o caso monovariável.
- 2. Considerando um sistema desbalanceado, diferente do típico 2x2 encontrado na literatura, ou seja, além das duas variáveis controladas e das duas variáveis manipuladas, considerou-se adicionalmente três variáveis de entrada medidas ao sistema. Neste sentido o sistema desbalanceado foi caracterizado por um software DMC-MIMO de dimensão 5x2, ou seja, cinco variáveis de entrada (2 manipuladas e 3 perturbações medidas), controlando S(1) e S(4).

IV.5.1 – Controle DMC-MIMO 2x2

A etapa de teste do controlador multivariável DMC-MIMO foi inicializada pelo teste do controlador DMC-MIMO 2x2, ou seja, considerando apenas as duas variáveis controladas, $S(1) \in S(4)$, através da manipulação de F0 e RR.

Para tanto fez-se então uma etapa do projeto do controlador para esta situação específica através de perturbação degrau unitária na concentração de mosto na alimentação, S0.

A seguir são apresentados a etapa de projeto dos parâmetros do controlador para esta situação e também os resultados obtidos pelo controlador DMC-MIMO 2x2 aplicado ao processo fermentativo industrial.

IV.5.1.1 - Parâmetros de Projeto do Controlador DMC-MIMO

Para teste do controlador DMC-MIMO, aplicado nos dois casos distintos, DMC-MIMO 2x2, quanto DMC-MIMO 5x2, os parâmetros de projeto do controlador DMC foram cuidadosamente escolhidos e os parâmetros ótimos foram determinados após extensivas simulações.
A estimativa inicial dos parâmetros do controlador DMC foi baseada no procedimento clássico de estimativa inicial, descrita para o controlador DMC-SISO, passando por um procedimento de refino baseado nas condições operacionais do sistema em malha fechada.

A seguir são descritas as etapas iniciais de ajuste dos parâmetros do controlador DMC-MIMO.

T - Horizonte do modelo:

O intervalo de amostragem neste processo é definido através do tempo de atraso imposto às variáveis controladas, no caso S(1) e S(4), sendo constantemente analisadas por um cromatógrafo em linha. O parâmetro **T** foi baseado apenas na resposta dinâmica do sistema frente a perturbação degrau unitária nas variáveis de entrada. Com isto verificou-se que 30 intervalos de amostragem, satisfez adequadamente tal comportamento dinâmico, caracterizando 6 horas de processo.

NP - Horizonte de Predição

Pelo procedimento adotado este poderia se estabelecer entre 50 a 60% do valor de **T**, e para os estudos do controlador DMC-MIMO, **NP** foi estabelecido em 15 intervalos de amostragem.

NC - *Horizonte de controle*

Para NC, o valor sugerido é de 30 a 60 % do valor de NP, e nos estudo realizados NC foi estabelecido em 5 intervalos de amostragem.

f - Fator de supressão

De posse dos demais parâmetros de controle fez-se então o ajuste do parâmetro f, sendo que tal ajuste foi realizado paralelamente ao estabelecimento das restrições impostas às variações nas variáveis manipuladas. Especificamente para o controle

DMC-MIMO 2x2 para controle regulatório de perturbação degrau 5% em S0, o valor do fator de supressão foi analisado de forma separada para cada variável manipulada.

Neste sentido o fator de supressão utilizado a princípio foi de 1.0 e 0.1 para cada variável manipulada separadamente.

Restrições às variáveis manipuladas:

Com relação ao estabelecimento de restrições ao movimento das variáveis manipuladas, buscou-se simular condições reais onde os elementos finais de atuação, no caso válvulas de controle possuem limites bem específicos, tanto na velocidade de movimentação quanto nos limites superiores e inferiores de operação. Neste sentido no quadro IV.1 são apresentados os limites aplicados as variáveis manipuladas neste trabalho.

Quadro IV.1 - Restrições aos movimentos das variáveis manipuladas, relativas aos valores de referência

	Variação	Variação	Limite	Limite
	máxima	mínima	máximo	mínimo
Vazão de alimentação F0	0.5 %	- 0.5 %	150 %	50 %
Razão de Refluxo RR	0.05%	- 0.05 %	110 %	90 %

Valores de referência: $F0 = 100 \text{ m}^3 / \text{h}$; RR = 0.30

IV.5.1.2 – Resultados DMC-MIMO 2X2

As Figuras VI.2 à VI.7, apresentam o comportamento do sistema fermentativo estudado quando submetido a perturbação degrau unitária de 5% sobre o valor de referência da concentração de ART no mosto da alimentação, tanto em malha aberta quanto sob ação do controlador DMC-MIMO 2x2.

Nestas figuras são apresentados os perfis das variáveis controladas e manipuladas, bem como das variáveis secundárias, produtividade e rendimento, controlados através do DMC-MIMO 2x2 (balanceado), sendo S(1) e S(4) as variáveis controladas e F0 e RR as variáveis manipuladas.



Figura VI.2 - Comportamento de S(1) para controle DMC-MIMO 2x2 (degrau 5% S0), análise de f(1) = f(F0) e f(2) = f(RR) e comparação com o sistema em malha aberta.



Figura VI.3 - Comportamento de S(4) para controle DMC-MIMO 2x2 (degrau 5% S0), análise de f(1) = f(F0) e f(2) = f(RR) e comparação com o sistema em malha aberta



Figura VI.4 - Comportamento de F0 para controle DMC-MIMO 2x2 (degrau 5% S0), análise de f(1) = f(F0) e f(2) = f(RR)



Figura VI.5 - Comportamento de RR para controle DMC- 2x2 (degrau 5% S0), análise de f(1) = f(F0) e f(2) = f(RR)



Figura VI.6 - Comportamento do Rendimento para o controle DMC-MIMO 2x2 (degrau 5% SO), análise de f(1) = f(FO) e f(2) = f(RR)



Figura VI.7 - Comportamento da Produtividade para controle DMC-MIMO 2x2 (degrau 5% S0), análise de f(1) = f(F0) e f(2) = f(RR)

Os resultados apresentados nas Figuras V1.2 à V1.7, demostram além da boa eficiência do controlador DMC-MIMO, que não houve diferença significativa com a utilização de fatores de supressão diferenciados para cada variável manipulada, e que o valor de f(F0)=1.0 mantém o sistema bem controlado e não oscilatório, enquanto que f(RR) entre 1.0 e 0.01 não apresentam diferenças significativas.

O fato do fator de supressão da razão de reciclo, f(RR), não apresentar tanta influência quanto da vazão de alimentação de mosto, f(FO), pode também ser devido às próprias restrições impostas às variações da razão de refluxo (RR) consideradas neste trabalho.

Os resultados apresentados pelo comportamento dos valores médios de rendimento e de produtividade, puderam indicar que mesmo em malha aberta o sistema apresenta uma alta produtividade, entretanto com menores rendimentos do que em malha fechada.

Desta forma o que se verificou foi que o controlador DMC-MIMO conseguiu satisfazer os principais objetivos de controle impostos ao sistema, que são basicamente a manutenção de baixos níveis de S(4), concentração de substrato na saída do sistema, garantindo tanto uma alta concentração de etanol como a redução de perdas de substrato. Estes resultados são expressos pela obtenção de maiores rendimentos em malha fechada do que em malha aberta.

Pode-se verificar então que para uma perturbação degrau na concentração de ART no mosto, o controle DMC-MIMO desenvolvido apresentou bons resultados, frente ao comportamento em malha aberta, mesmo com atraso nas medidas de ART.

De posse dos resultados apresentados pelo controlador DMC-MIMO 2x2 e da experiência adquirida, desenvolveu-se o controlador DMC-MIMO 5x2 para operar sob condições extremas de operação, considerando variações dinâmicas e significativas em variáveis de grande sensibilidade. Neste estudo considera-se ainda

o efeito da inclusão ou não destas variáveis de entrada (perturbações medidas) no controlador DMC-MIMO 5x2.

IV.5.2 - DMC-MIMO 5x2

Nos resultados apresentados a seguir são mostrados o comportamento das variáveis controladas S(1) e S(4), tanto em malha aberta (sem ação do controlador), quanto em malha fechada, pelo controlador DMC-MIMO.

Os resultados apresentados para o controlador DMC-MIMO, foram comparados de duas formas distintas, DMC-MIMO 5x2 e DMC-MIMO 2x2, ou seja, quando o algoritmo incorpora as medidas dos valores das variáveis de entrada, perturbações medidas, dentro da formulação multivariável e quando não as considera, respectivamente. Desta forma é possível analisar o efeito da capacidade antecipativa (feedforward) do DMC-MIMO.

Além dos resultados das variáveis controladas, são mostrados os comportamentos dinâmicos do rendimento e da produtividade do sistema, variáveis secundárias que sofrem ação direta tanto do comportamento das variáveis controladas, como das variáveis manipuladas. Estas variáveis demonstram o comportamento global do sistema permitindo uma melhor visualização da eficiência do controlador não apenas com relação às variáveis controladas, mas sim dos reais objetivos impostos ao processo em malha fechada.

IV.5.2.1 - Parâmetros de Projeto do Controlador DMC-MIMO 5x2

O procedimento de estimativa inicial para teste do controlador DMC-MIMO 5x2 (desbalanceado), seguiu os mesmo procedimentos adotados para o controlador DMC-MIMO, sendo inicialmente escolhidos e após extensivas simulações foram determinados os melhores conjuntos de parâmetros do controlador, quadro IV.2.

Т	NP	NC	f
6	6	3	0.01
			L

Quadro IV.2 - Parâmetros utilizados no controle DMC-MIMO (desbalanceado)

Restrições às variáveis manipuladas:

Com relação ao estabelecimento de restrições ao movimento das variáveis manipuladas, buscou-se simular condições reais onde os elementos finais de controle, no caso válvulas de controle possuem limites bem específicos, tanto na velocidade de movimentação quanto nos limites superiores e inferiores de operação. Neste sentido na tabela IV.1 são apresentados os limites aplicados às variáveis manipuladas neste trabalho.

Tabela IV.1 - Restrições aos movimentos das variáveis manipuladas, relativos aos valores de referência

	Variação máxima	Variação mínima	Limite máximo	Limite mínimo
Vazão de alimentação F0	2.5 %	- 2.5 %	130 %	70 %
Razão de Refluxo RR	2.5%	- 2.5 %	130 %	70 %

Valores de referência: $F0 = 100 \text{ m}^3 / \text{h}$; RR = 0.30

IV.5.2.2 - Perturbações Dinâmicas em S0

As Figuras IV.8 e IV.9 representam o comportamento das variáveis controladas S(1) e S(4), respectivamente, para condições do sistema operando em malha fechada (DMC-MIMO) e malha aberta, com o sistema fermentativo sofrendo perturbações dinâmicas apenas na concentração de ART na alimentação de mosto, S0.

<u>63</u>



Figura IV.8 - Comportamento de S(1) para controlador DMC-MIMO 5x2, DMC-MIMO 2x2 e malha aberta. Perturbações dinâmicas em S0.



Figura IV.9 - Comportamento de S(4) para controlador DMC-MIMO 5x2, DMC-MIMO 2x2 e malha aberta. Perturbações dinâmicas em S0.

Dos resultados apresentados pelas Figuras IV.8 e IV.9, pode-se verificar que a variação dinâmica da concentração de ART no mosto, **S0**, possui uma forte influência nas variáveis controladas e que o controlador DMC-MIMO é capaz de mantê-las próximas aos "*set-point*".

Com relação à incorporação da variável de entrada, S0, dentro da formulação do DMC-MIMO, verificou-se uma melhora substancial no comportamento das variáveis controladas, e que principalmente no início do processo foi bem antecipativa, justificando desta forma a proposta de utilização do controle DMC-MIMO desbalanceado.

IV.5.2.3 - Perturbações Dinâmicas Independentes em Tw e Tje

As Figuras IV.10 e IV.11 apresentam o comportamento das variáveis controladas do sistema S(1) e S(4), respectivamente, sob operações em malha fechada (DMC-MIMO) e malha aberta, considerando o sistema como sendo perturbado dinamicamente por Tw e Tje, separadamente.

Da mesma forma que para perturbações dinâmicas na concentração de ART no mosto, S0, o controlador DMC-MIMO, mostrou-se muito eficiente frente à perturbações em Tw e Tje. Também pode ser dito que a incorporação das perturbações dinâmicas das variáveis temperaturas, Tje e Tw, dentro da formulação do controlador DMC-MIMO produziu melhores resultados, com sensível diminuição do desvio em relação aos "*set-point*".



Figura IV.10 - Comportamento de S(1) para controlador DMC-MIMO 5x2 e malha aberta. Perturbações dinâmicas em Tw e Tje separadamente.



Figura IV.11 - Comportamento de S(4) para controlador DMC-MIMO 5x2 e malha aberta. Perturbações dinâmicas em Tw e Tje separadamente.

<u>66</u>

Das Figuras IV.10 e IV.11, pode-se verificar que a influência da variação dinâmica da temperatura ambiente, Tje, afeta substancialmente o comportamento das variáveis controladas, mesmo em malha fechada, e de intensidade muito superior à variação da temperatura de entrada do mosto Tw.

Embora as Figuras IV.10 e IV.11, mostrem apenas o comportamento das variáveis controladas, verificou-se o mesmo comportamento para a produtividade e rendimento nestas condições operacionais.

Os resultados apresentados nas Figuras IV.10 e IV.11 refletem bem a necessidade da incorporação do conhecimento de variáveis de entrada medidas à formulação do controlador DMC-MIMO, desde que sejam efetivamente medidas.

Neste sentido fez-se então uma variação conjunta das principais variáveis de entrada que afetam o comportamento do processo fermentativo industrial considerado, a saber, S0 e Tje.

IV.5.2.4 - Perturbações Dinâmicas Simultaneamente em S0 e Tje

As Figuras IV.12 e IV.13 demonstram o desempenho do processo em malha fechada (controle DMC-MIMO) e malha aberta, considerando o sistema como sendo perturbado dinamicamente pela concentração de ART no mosto, S0, e pela temperatura ambiente Tje, simultaneamente, conforme a Figura IV.1.



Figura IV.12 - Comportamento de S(4) para controlador DMC-MIMO 5x2, DMC-MIMO 2x2 e malha aberta. Perturbações dinâmicas em S0 e Tje simultaneamente.



Figura IV.13 - Comportamento de S(1) para controlador DMC-MIMO 5x2, DMC-MIMO 2x2 e malha aberta. Perturbações dinâmicas em S0 e Tje simultaneamente.

Dos resultados apresentados pelas Figuras IV.12 e IV.13, verifica-se que o controlador DMC-MIMO 5x2 apresentou bons resultados, mantendo as duas variáveis controladas próximas aos seus respectivos *set-points*.

Na Figura IV.12 observou-se que o controlador DMC-MIMO 2x2 manteve a variável controlada S(4) próxima ao seu *set-point* melhor que em malha aberta, mas pior que o DMC-MIMO 5x2. Entretanto a Figura IV.13 demonstra que o controlador DMC-MIMO 2x2 apresenta elevados *off-set* quando comparados com o DMC-MIMO 5x2, e em alguns casos maiores que em malha aberta.

Com relação à incorporação das variações dinâmicas das variáveis de entrada não manipuláveis no algoritmo DMC-MIMO, S0 e Tje, nota-se então uma melhora efetiva no comportamento do sistema em malha fechada, proporcionando uma diminuição efetiva dos altos picos nos valores das variáveis controladas, resultados representativos da capacidade antecipativa desta metodologia multivariável.

As Figuras IV.14 e IV.15 apresentam o comportamento dinâmico do rendimento e da produtividade, respectivamente, como resultado do sistema em malha fechada sofrendo perturbações dinâmicas em S0 e Tje.



Figura IV.14 - Comportamento dinâmico do Rendimento do processo para controlador DMC-MIMO 5x2, DMC-MIMO 2x2 e malha aberta, para perturbações dinâmicas em S0 e Tje simultaneamente.



Figura IV.15 - Comportamento dinâmico da produtividade (g/lt h) do processo para controlador DMC-MIMO 5x2, DMC-MIMO 2x2 e malha aberta, para perturbações dinâmicas em S0 e Tje simultaneamente.

<u>70</u>

Com relação aos resultados de rendimento e de produtividade, verificou-se que o rendimento é afetado negativamente em malha aberta, enquanto que a produtividade sofre uma pequena redução. Entretanto, os resultados obtidos são coerentes com o objetivo inicial de controle, que é a redução da perda de ART na saída do sistema, ou seja, manter baixa a concentração S(4).

IV.6 - CONCLUSÕES

Baseado no sistema fermentativo considerado, nas condições operacionais estudadas e nos objetivos iniciais propostos de aplicação do controlador DMC-MIMO, as principais conclusões são:

- As condições operacionais estudadas buscaram simular condições extremas de trabalho de um sistema fermentativo para produção industrial de etanol, as quais levam a uma sensível diminuição do desempenho do processo em malha aberta.
- Mesmo sob condições operacionais severas e com alto tempo de atraso nas medidas das variáveis controladas, o controle DMC-MIMO manteve o sistema próximo às condições de referência estabelecidas, assegurando alto desempenho operacional do sistema;
- A incorporação de variáveis de entrada não manipuladas, perturbações medidas, no controlador DMC-MIMO, produziu substanciais melhoras nas ações de controle, proporcionadas pelas características antecipativas criadas pelo controlador DMC-MIMO 5x2;
- As incorporações feitas na metodologia do controlador DMC-MIMO, possibilitam a implantação efetiva deste algoritmo de controle em uma instalação fermentativa industrial como a considerada no presente estudo, assim como em outros processos de características similares.

CAPÍTULO V

CONTROLE DMC - MIMO - ADAPTATIVO "D-AMPC"

V.1 - INTRODUÇÃO

Neste capítulo é abordado em detalhes o desenvolvimento e implementação do controlador avançado preditivo DMC multivariável aplicado sob condições adaptativas, denominado de D-AMPC. O controlador D-AMPC ' Dechechi - Adaptive Multivariable Predictive Control ' representa um nome para o controlador DMC-MIMO adaptativo desenvolvido.

Inicialmente apresentam-se os detalhes do desenvolvimento da estratégia de adaptação proposta para o controlador D-AMPC, tanto do modelo paramétrico utilizado para adaptação do modelo de convolução multivariável, quanto da constante avaliação da matriz ganho do controlador DMC-MIMO.

São apresentados os resultados de aplicação do controlador D-AMPC a um processo industrial, reator de Hidrogenação de Fenol a Ciclohexanol da RHODIA Brasil Ltda., localizado na Usina Química de Paulínia, Paulínia SP.

A descrição do reator, estrutura montada para aquisição e controle, bem como as condições operacionais estudadas são descritas com alguns detalhes no apêndice AII.

Nos resultados são mostrados a forma utilizada para obtenção inicial do modelo de convolução, que utilizando da mesma metodologia de adaptação do modelo de convolução não necessita de testes degrau na planta.

Desta forma, além do fato do controlador possuir capacidade adaptativa com relação ao modelo interno e à matriz ganho do controlador, permite também a obtenção do modelo de convolução do controlador D-AMPC, dispensando a necessidade de realização de testes degrau na planta. A etapa de testes degrau para

uma unidade industrial apresenta-se muito onerosa e complicada, e em alguns casos até inviável.

O capítulo é finalizado com a apresentação das principais conclusões da aplicação do controlador D-AMPC ao reator descrito.

V.2 - FILOSOFIA DE CONTROLE ADAPTATIVO

O controle adaptativo em geral baseia-se na necessidade de atualização em tempo real, de um modelo dinâmico representativo do processo considerado, de forma que este modelo seja parte integrante da estrutura do controlador.

A adaptação é feita sobre o modelo considerado de forma que este seja representativo do sistema mesmo com variações intrínsecas do processo devido às condições operacionais do sistema ou alterações como atividade do catalisador, incrustações e etc.. Com isto torna-se possível a identificação de variáveis de saída do sistema, importantes para a utilização de um algoritmo adequado de controle para processos. Um diagrama simplificado de uma estrutura típica de controle adaptativo pode ser visualizado na Figura V.1.

O controle adaptativo incluí além da identificação do modelo do processo interno ao controlador D-AMPC, o ajuste constante do ganho deste controlador de forma a proporcionar atuações mais confiáveis nas variáveis manipuladas.

Maiores detalhes sobre a metodologia de controle adaptativo, inclusive com uma boa revisão da literatura, podem ser obtidos em *Assis (1996)*.



Figura V.1 - Descrição esquemática de controle Adaptativo, com identificação do modelo do processo e ajuste dos parâmetros do controlador.

V.3 - CONTROLE PREDITIVO ADAPTATIVO

Como descrito na revisão bibliográfica existem poucos trabalhos na literatura sobre controle avançado preditivo/adaptativo, bem como de trabalhos tratando especificamente do controlador DMC adaptativo.

Neste sentido, no presente capítulo são apresentados detalhes do desenvolvimento de um controlador DMC multivariável adaptativo, denominado de D-AMPC, especialmente desenvolvido para implementação em um reator industrial, reator de Hidrogenação de Fenol / RHODIA. Obviamente o algoritmo desenvolvido, assim como o software, podem ser facilmente transportados para qualquer outro tipo de sistema.

A forma de adaptação proposta para o controlador D-AMPC, foi de identificação em tempo real de um modelo paramétrico multivariável, e a partir deste modelo identificado efetuar a adaptação do modelo de convolução do controlador D-AMPC.

De posse de um modelo de convolução bem representativo dinamicamente, que caracteriza-se como uma etapa primordial no projeto do controlador DMC, torna-se mais confiável a aplicação do controlador D-AMPC para uma larga faixa operacional e também para aplicação em um sistema industrial complexo, com todas as dificuldades inerentes. De fato este é um procedimento que procura reduzir algumas das mais significativas limitações dos controladores baseados na filosofia DMC, associado ao fato de ser um controlador linear.

Além da melhora efetiva na representatividade do modelo interno do controlador D-AMPC, realizada pela constante adaptação do modelo de convolução, tornando mais efetiva a previsão das variáveis controladas em malha aberta, implementou-se a atualização da matriz ganho do controlador, a cada adaptação do modelo interno.

Mesmo encontrando alguns trabalhos na literatura que tratam do controle DMC adaptativo, verifica-se que estes trabalhos tratam da adaptação do modelo interno, na maioria dos casos monovariável, e não apresentam claramente se a atualização do ganho do controlador DMC é feita de forma automática.

Neste sentido o controlador DMC multivariável adaptativo, D-AMPC, desenvolvido neste trabalho, utiliza do mesmo controlador DMC-MIMO desenvolvido e implementado no capítulo IV, com identificação de um modelo paramétrico em linha com o processo e adaptação constante tanto do modelo interno, quanto do ganho do controlador, o que não foi encontrado na literatura.

A seguir são apresentados detalhes do modelo paramétrico, da técnica de identificação utilizada para obtenção dos parâmetros deste modelo e os resultados obtidos da implementação do controlador D-AMPC desenvolvido.

V.4 - MODELO PARAMÉTRICO 'ENTRADA / SAÍDA'

O modelo de identificação multivariável, de variáveis de entradas e de saídas,

utilizado no controlador D-AMPC, foi o modelo paramétrico de equações à diferenças, denominado de modelo ARMAX, ou seja, modelo de medidas auto-regressivas, equação V.1.

A descrição desta modelagem é apresentada em detalhes por Seborg et al. (1986) os quais citam para consultas mais especificas Goodwin & Sin (1984) e Ljung & Söderström (1983).

$$\underline{A}(q^{-1})\underline{\underline{y}}(t) = \underline{\underline{B}}(q^{-1})\underline{\underline{u}}(t-k) + \underline{\underline{C}}(q^{-1})\underline{\underline{\xi}}(t) + d(t)$$
 V.1

onde, t representa o instante de tempo, um valor inteiro não negativo, e k representa o tempo de atraso relativo à variável de entrada, sendo expresso em múltiplos de t.

 $\underline{y}(t)$ e $\underline{u}(t)$ representam os vetores das variáveis de saída e de entrada, respectivamente, consideradas no processo de identificação pelo modelo paramétrico considerado.

Cabe ressaltar que para que o processo de estimação seja eficiente, é necessário uma adimensionalização adequada das variáveis envolvidas de forma a não ocorrer tendências quanto ao processo de estimativa.

No procedimento adotado no presente trabalho, a adimensionalização foi feita conforme as equações V.2 e V.3, para as variáveis de saída e de entrada, respectivamente.

$$\hat{\underline{y}}(t) = \frac{\underline{y}(t) - \underline{y}^{referência}}{\underline{y}^{referência}}$$
V.2

$$\hat{\underline{u}}(t) = \frac{\underline{u}(t) - \underline{u}^{referência}}{\underline{u}^{referência}}$$
V.3

Nas equações V.2 e V.3 $\underline{y}^{referência}$ e $\underline{u}^{referência}$, referem-se ao valor escolhido como referência para o processo de adimensionalização, sendo que geralmente este valor corresponde ao valor de estado estacionário, ou valor próximo deste, não caracterizando como condição estritamente necessária.

Na equação V.1 o operador diferenças (q^{-1}) é representado pela equação V.4.

$$q^{-1}y(t) = y(t-1)$$
 V.4

onde os vetores <u>A</u> e <u>C</u> e a matriz <u>B</u>, são definidas nas equações V.5, V.7 e V.6, respectivamente.

$$A_{Io}(q^{-1}) = 1 + \sum_{i=1}^{na(Io)} a_{Io,i}q^{-i}$$
 V.5

$$B_{Io,Ii}(q^{-1}) = \sum_{i=1}^{nb(Io,Ii)} b_{Io,Ii,i}q^{-i}$$
 V.6

$$C_{Io}(q^{-1}) = \sum_{i=1}^{nc(Io)} c_{Io,i}q^{-i}$$
 V.7

Nas equações V5, V.6 e V.7, os subscritos *Io* e *Ii* referem-se ao índice da variável de saída e de entrada, respectivamente, enquanto que na(Io), nb(Io,Ii) e nc(Io) referem-se a ordem do modelo polinomial referente a cada variável *Io* e *Ii*, respectivamente.

Com isto, este modelo multivariável utilizado, ARMAX, possui como parâmetros de projeto os valores das ordens das variáveis envolvidas, e tais ordens devem ser ajustadas para cada variável segundo as características dinâmicas de cada uma.

V.4.1 - Identificação do modelo Paramétrico

O modelo de entrada e saída utilizado para identificação do controlador D-AMPC, foi realizado segundo um procedimento de estimativas baseado no método dos mínimos quadrados recursivo com fator de esquecimento variável, *Seborg et al (1986)*.

Tanto o modelo ARMAX quanto o software de identificação utilizado no presente trabalho foram utilizados por *Toledo (1998)*, o qual desenvolveu este algoritmo de identificação para aplicação no controle adaptativo GPC, e descrito no referido por ST-GPC. No apêndice AIII é apresentado de forma sucinta o método dos mínimos quadrados recursivos utilizado neste trabalho.

V.5 - ADAPTAÇÃO DO MODELO DE CONVOLUÇÃO MIMO

A identificação e montagem do modelo de convolução multivariável do controlador DMC adaptativo (D-AMPC) são feitas através do modelo paramétrico identificado constantemente com relação às condições do processo.

De posse do modelo paramétrico multivariável ARMAX, identificado para representar dinamicamente o comportamento do processo em tempo real, realiza-se a montagem do modelo de convolução do controlador D-AMPC. A montagem do modelo é realizada através de perturbações do tipo degrau em cada variável de entrada considerada na malha de controle, utilizando o modelo paramétrico identificado.

A adaptação dos elementos da matriz de convolução do controlador D-AMPC é feita a cada passo de amostragem, bem como a reavaliação da matriz ganho deste controlador.

V.6 - RESULTADOS

O algoritmo de controle DMC-MIMO desenvolvido (D-AMPC), foi testado diretamente em um sistema reacional industrial, reator de hidrogenação de Fenol a Ciclohexanol da RHODIA Brasil LTDA., mais especificamente na Usina Química de Paulínia, Paulínia SP.

Este reator além de ser um sistema distribuído, apresenta um comportamento complexo, tanto no estado estacionário, quanto no dinâmico, devido as não linearidades, reações paralelas, e as trocas de calor altamente retro-alimentadas devido às características de projeto do reator. Além destes pontos é importante ressaltar que este reator possui uma forte desativação do catalisador que afeta tanto o rendimento, quanto a seletividade do processo, exigindo intervenções constantes dos operadores para manter o reator nos níveis de operação desejados.

Os dados referentes às condições físicas e operacionais do reator de hidrogenação e dos objetivos de controle, são descritos em detalhes no apêndice AII, onde são apresentados toda a estrutura montada para a implementação do controlador D-AMPC neste sistema, tais como coleta de dados, malhas de controle e variáveis envolvidas.

V.6.1 - Levantamento do Modelo Interno do Processo

Inicialmente fez-se exaustivos testes do identificador do modelo paramétrico com dados de processo. Estes dados foram obtidos do reator de Hidrogenação durante períodos operacionais aleatórios, através do software "In-Touch" e sem nenhum tratamento especial. Ou seja, os dados alimentados ao identificador seriam os mesmos obtidos durante a aplicação do controlador D-AMPC em linha com o processo.

Os dados foram alimentados ao identificador do controlador D-AMPC amostrados de 5 minutos, o qual foi operado em malha aberta. Os dados alimentados sofreram

apenas uma filtragem por média deslizante, para remover ruídos das medidas, uma vez que se tratavam, em sua maioria, de dados de temperatura.

Os dados utilizados para ilustração da eficiência do identificador do controlador D-AMPC são referentes a dados de processo coletados durante as 3 horas anteriores ao início do ensaio do controlador. Desta forma os dados de estimativa referem-se aos inicializados para o teste do controlador D-AMPC em linha, e descritos no item V.6.4.

As variáveis de entrada do processo utilizadas para ilustração da identificação do modelo paramétrico, são apresentadas em variáveis desvio nas Figuras V.2 a V.5, para um período total de 3 horas de processo amostradas de 5 minutos.

Na Figura V.2 são apresentados os perfis adimensionais das três variáveis de entrada medidas e não manipuláveis, ou seja, vazão de alimentação de Fenol, vazão de alimentação de Hidrogênio e a pressão de alimentação do reator. Estas variáveis, segundo os operadores do reator, são de alta sensibilidade quanto ao comportamento do processo. De fato, um estudo de sensibilidade utilizando-se um modelo matemático determinístico deste reator (Relatório interno Rhodia, 1996) confirmou este comportamento.

As Figuras V.3 a V.5 representam os perfis adimensionais das variáveis de entrada manipuláveis, ou seja, vazões de refrigerante do tubo 1 ao tubo 6, respectivamente.

Cabe ressaltar que os valores das variáveis de entrada apresentadas nas Figuras V.2 à V.5, bem como os valores das variáveis de saída (variáveis controladas), temperaturas de fundo dos tubos 2, 3, 4, 5 e 6, foram utilizadas na identificação recursiva dos parâmetros do modelo paramétrico inicializado na malha fechada.

Com isto garantiu-se que a inicialização da adaptação fosse representativa, pois para um processo real como este não há a possibilidade de realizar perturbações no sistema para tal função.



Figura V.2 – Comportamento adimensional das 3 variáveis perturbações medidas, durante as 3 horas anteriores ao ensaio do controlador D-AMPC



Figura V.3 - Comportamento adimensional das variáveis de entrada 1 e 2, durante as 3 horas anteriores ao ensaio do controlador







Figura V.5 - Comportamento adimensional das variáveis de entrada 5 e 6, durante as 3 horas anteriores ao ensaio do controlador

Das Figuras V.2 a V.5, pode-se verificar que todas as variáveis de entrada alimentadas ao identificador do controlador D-AMPC apresentaram apreciável oscilação, bem como diferentes ordens de grandeza, o que caracteriza o sistema como sendo heterogêneo e de difícil identificação e controle. De fato os controladores convencionais, como PID, não proporcionam bons resultados.

Nas Figuras V.6 a V.10 são apresentados os perfis adimensionais das 5 variáveis de saída do sistema estudado, temperaturas de fundo do tubos 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente, sendo as variáveis controladas do sistema. Nestas Figuras são apresentados três conjuntos de dados diferentes, a saber, os dados de processo, as previsões pelo modelo paramétrico identificado e as previsões pelo modelo de convolução adaptado através do controlador D-AMPC operado em malha aberta. Como já mencionado anteriormente o modelo de convolução foi constantemente adaptado a partir do modelo paramétrico identificado.



Figura V.6 - Comparação adimensional do ajuste da variável de saída 1, durante 3 horas anteriores ao ensaio do controlador D-AMPC: dados de processo, modelo paramétrico identificado e modelo de convolução

<u>83</u>



Figura V.7 - Comparação adimensional do ajuste da variável de saída 2, durante 3 horas anteriores ao ensaio do controlador D-AMPC: dados de processo, modelo paramétrico identificado e modelo de convolução



Figura V.8 - Comparação adimensional do ajuste da variável de saída 3, durante as 3 horas anteriores ao ensaio do controlador D-AMPC: dados de processo, modelo paramétrico

identificado e modelo de convolução



Figura V.9 - Comparação adimensional do ajuste da variável de saída 4, durante as 3 horas anteriores ao ensaio do controlador D-AMPC: dados de processo, modelo paramétrico identificado e modelo de convolução



Figura V.10 - Comparação adimensional do ajuste da variável de saída 5, durante as 3 horas anteriores ao ensaio do controlador D-AMPC: dados de processo, modelo paramétrico identificado e modelo de convolução

<u>85</u>

Pode-se observar pelas Figuras V.6 a V.10 que o procedimento de identificação do modelo paramétrico com dados de processo do reator é bem eficiente, bem como as previsões do modelo de convolução obtido a partir deste modelo identificado, ou seja, a adaptação multivariável foi realizada de forma adequada e eficiente.

Os resultados obtidos pelo ajuste dos modelo paramétricos e de convolução, aos dados de processo, asseguram a qualidade do controlador D-AMPC na geração automática do modelo de convolução, o que possibilitou evitar os testes degraus, o que para um processo real e complexo como este, caracteriza-se como uma etapa muito onerosa e de alto custo, e mesmo em alguns casos impossível, devido a não possibilidade de realização de tais perturbações.

V.6.2 - Parâmetros do Modelo Paramétrico de Identificação

A obtenção dos parâmetros do modelo paramétrico de identificação, constituiu-se numa etapa prévia, juntamente com os extensivos testes do identificador. O procedimento utilizado para obtenção do melhor conjunto de parâmetros foi o da tentativa e erro, sendo que não encontrou-se na literatura um procedimento estruturado para estimativa de tais parâmetros.

Os parâmetros utilizados no modelo paramétrico descrito no item V.4 pelas equações V.3 a V.5, são os seguintes:

nvo (número de variáveis de saída) = 5; *nvi* (número de variáveis de entrada) = 9 Ordem das variáveis de saída, equação V.3: *na* [1, 2, 3, 4, 5] = [10, 10, 10, 10, 10]Ordem das variáveis de entrada, equação V.4: *nb* [1, 2, ..., 8, 9] = [6, 6, ..., 6, 6, 6, 6]sendo que a ordem "*nb*" foi a mesma para todas as 9 variáveis de entrada e a ordem das variáveis de saída, equação V.5: *nc* [1, 2, 3, 4, 5] = [2, 2, 2, 2, 2]

O conjunto de parâmetros descritos acima, constitui um conjunto adequado para o presente trabalho nas condições operacionais estudadas. Isto é comprovado pela eficiência de ajuste demonstrada no item V.6.1.

Deve ser notado, que no conjunto de equações formado pelo sistema multivariável a ser identificado, equações V.1 à V.7, o conjunto de parâmetros a serem estimados recursivamente pode ser maior que o número de dados se analisado globalmente, aparentando ser um sistema indeterminado. No entanto uma análise com todas as equações formadas, com seus respectivos parâmetros, mostra que o número de parâmetros, o número de equações e os dados experimentais constituem um problema determinado com solução possível pelo método dos mínimos quadrados recursivos (apêndice AIII)

Além dos parâmetros de projeto do modelo paramétrico, deve ser ressaltada a consideração de um valor representativo para o valor de referência das variáveis de entrada e saída consideradas no procedimento de estimação.

No presente trabalho, o software considera como valor de referência o valor inicial da variável em questão, no início do processo de estimativa e controle, permanecendo fixo mesmo sobre mudanças nas condições operacionais.

V.6.3 - Modelagem de Convolução

Em função da boa eficiência de ajuste do modelo paramétrico com relação aos dados de processo e também da boa concordância das previsões pelo modelo de convolução gerado automaticamente, este item objetiva apresentar os perfis do modelo de convolução gerados para dois instantes distintos de processo.

Na Figura V.11 são apresentados os perfis de todos os elementos do modelo de convolução gerados no início do teste do controlador, ou seja, são apresentados os comportamentos dinâmicos de todos os pares de variáveis de entrada e controladas. Horizontalmente as cinco variáveis de saída (variáveis controladas) e verticalmente as 9 variáveis de entrada as quais sofreram perturbação degrau unitária. Destas 9 variáveis de entrada, as 6 primeiras correspondem às vazões de refrigerante e as três últimas as variáveis de entrada medidas, vazão de alimentação de Hidrogênio, vazão de alimentação de Fenol e pressão de alimentação do reator, respectivamente.



Figura V.11 - Carta dos elementos do modelo de convolução multivariável obtida para o início do ensaio: horizontalmente as 5 variáveis de saída (variáveis controladas) e verticalmente as 9 variáveis de entrada (6 variáveis manipuladas e 3 variáveis perturbações medidas)

Pode-se observar da Figura V.11, carta do modelo de convolução multivariável gerada pelo identificador do controlador D-AMPC, que o comportamento dinâmico do processo é por demais complexo e que o identificador consegue eficientemente representar tais condições dinâmicas complexas do sistema.

Com isto verifica-se que as não linearidades do sistema são contempladas dentro do modelo interno do controlador D-AMPC de forma representativa, o que garante ainda mais a representatividade do controlador ao longo do tempo, mesmo que haja variações operacionais e/ou intrínsecas do processo, tais como incrustações e desativação do catalisador.

Com o intuito de proporcionar melhor visualização da montagem do modelo de convolução, são apresentados os perfis dos elementos do modelo de convolução de forma agrupada para cada variável de entrada considerada, Figuras V.12 a V.20. Nestas figuras são apresentadas as mesmas condições consideradas para a montagem da Figura V.11.



Figura V.12 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na vazão de refrigerante do tubo 1, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC



Figura V.13 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na vazão de refrigerante do tubo 2, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC



Figura V.14 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na vazão de refrigerante do tubo 3, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC


Figura V.15 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na vazão de refrigerante do tubo 4, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC



Figura V.16 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na vazão de refrigerante do tubo 5, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC



Figura V.17 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na vazão de refrigerante do tubo 6, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC



Figura V.18 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na vazão de alimentação de Fenol, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC



Figura V.19 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na vazão de alimentação de Hidrogênio, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC



Figura V.20 – Perfis dos elementos do modelo de convolução frente a uma perturbação degrau unitária na pressão de alimentação do reator, obtidas pelo identificador do controlador D-AMPC

Das Figuras V.12 a V.20 pode-se então verificar mais claramente a influência de todas as variáveis de entrada sobre todas as variáveis de saída (variáveis controladas) e verificar ainda o efeito da retroalimentação do sistema com relação a parte térmica das vazões de refrigerante para cada tubo.

O fato de os elementos do modelo de convolução apresentarem valores diferentes de zero no início do acoplamento do controlador D-AMPC ao sistema, deve-se ao valor de referência utilizado ser referente à 3 horas anteriores. Entretanto cabe ressaltar que tal consideração não afeta o controlador, pois o valor de referência é eliminado como pode ser observado pela equação IV.5.

De forma a ilustrar mais claramente a variação que ocorre no comportamento dinâmico do sistema, realizou-se ainda uma comparação entre os perfis dos elementos do modelo de convolução gerados para situações diferentes.

Tal comparação foi feita para montagem do modelo de convolução em dois instantes diferenciados, um instante (instante a) é o anterior ao início do teste do controlador, o mesmo utilizado para montagem das Figuras V.11 a V.20, e o outro instante (instante b) corresponde a uma hora antes do início do teste realizado.

Os resultados desta análise são apresentados resumidamente nas Figuras V.21 e V.22, sendo que os resultados destas duas figuras podem ser extrapolados para o restante das variáveis envolvidas.

Na Figura V.21 são apresentados a comparação dos perfis dos elementos do modelo de convolução da temperatura de fundo do tubo 3, para perturbação degrau unitária na vazão de refrigerante do tubo 3, obtidas pelo modelo paramétrico constantemente identificado.

Na Figura V.22 são também apresentados a comparação dos perfis dos elementos do modelo de convolução da temperatura de fundo do tubo 3, para perturbação degrau unitária na pressão de alimentação do reator (variável perturbação medida), obtidas pelo modelo paramétrico constantemente identificado.



Figura V.21 - Comparação dos perfis dos elementos do modelo de convolução da temperatura de fundo do tubo 3 para perturbação degrau unitária na vazão de refrigerante do tubo 3, obtidas via modelo paramétrico constantemente identificado. Instante a (imediatamente anterior ao ensaio) e instante b (duas horas anteriores ao ensaio).



Figura V.22 - Comparação dos perfis dos elementos do modelo de convolução da temperatura de fundo do tubo 3 para perturbação degrau unitária na pressão de alimentação do reator (variável de entrada medida), obtidas via modelo paramétrico constantemente identificado. Instante a (imediatamente anterior ao ensaio) e instante b (duas horas anteriores ao ensaio).

Das figuras V.21 e V.22, pode-se verificar claramente a variação dinâmica do sistema frente a variações que ocorrem durante o processo, e que apenas uma metodologia adaptativa poderia contemplar. Tal comportamento apresentado pelas Figuras V.21 e V.22 acentuam ainda a mais o comportamento não linear apresentado pelo sistema, não apenas por apresentar resposta inversa, mais por também apresentar inversão de sentido de tendência.

Para um sistema complexo como este reator de hidrogenação de Fenol, as variações citadas acima podem ser devidas a vários fatores, tais como:

- variações operacionais típicas de uma unidade industrial a qual sofre influência de todas as etapas a montante e a jusante;
- variações na concentração e atividade do catalisador;
- incrustações no reator, principalmente por se tratar de um reator trifásico;
- variações e oscilações na composição da alimentação, entre outras.

Desta forma, pode-se então verificar que para um sistema complexo como este, a formação adaptativa constante do modelo de convolução, incluindo variáveis de entrada medidas promove um aumento significativo na representabilidade do sistema dinamicamente, aumentando assim o grau de confiabilidade do controlador D-AMPC desenvolvido.

Após verificada todas as particularidades da formulação adaptativa, assegurando todos os procedimentos de segurança para implementação em tempo real, fez-se então o teste do controlador D-AMPC em linha com o processo, o qual é descrito a partir do item V.6.4.

V.6.4 - Descrição do Teste do Controlador D-AMPC

De posse do conhecimento da eficiência do controlador D-AMPC quanto a identificação, adaptação e montagem do modelo de convolução, partiu-se para o projeto do controlador, ou seja, a escolha dos parâmetros do controlador e definição cuidadosa das restrições operacionais impostas ao controlador D-AMPC. Esta etapa foi resultado de amplas discussões com os operadores do reator.

Os parâmetros fundamentais do controlador D-AMPC foram escolhidos segundo uma análise prévia do comportamento dinâmico do sistema, obtidos através do modelo de convolução montado a partir da identificação de dados de processo.

O teste do controlador D-AMPC foi efetuado no reator a cada 5 minutos, onde realizava-se a aquisição de dados do processo, adaptação do modelo de convolução, reavaliação da matriz ganho do controlador D-AMPC e cálculo dos movimentos das 6 variáveis manipuladas.

O teste teve duração de 2:15 horas, mantidos todos os procedimentos normais de operação do sistema, de forma a não mascarar os objetivos iniciais do teste, que foi o de efetuar um teste neste reator de hidrogenação sob as condições reais e normais de operação.

As etapas de implementação do controlador foram amplamente discutidas com os operadores, de forma que eles tiveram ampla autonomia para interromper o teste, caso o controlador enviasse modificações incorretas para o reator, e que poderiam colocar em risco a segurança do processo.

A duração do teste ficou restrita a 2:15 horas de processo, pois verificou-se que os objetivos haviam sido alcançados e também da necessidade de se efetuar manobras operacionais na planta que poderiam colocar em risco a qualidade das informações até o presente momento obtidas, como foi o caso da troca da carga de catalisador, devido a desativação, que é uma operação de rotina para este sistema.

V.6.4.1 - Parâmetros do controlador D-AMPC

Após extensivos testes do controlador D-AMPC em malha aberta para teste do processo de identificação, fez-se uma estimativa dos parâmetros do controlador baseado no procedimento de estimativas clássico descrito no capítulo III.

A estimativa baseou-se em muito na determinação dos parâmetros do modelo paramétrico identificados e descritos no item V.6.2.

Desta forma os parâmetros definidos para o teste do controlador D-AMPC foram os seguintes: T = 10, NP = 10, NC = 6, f = 1.0

Se for observado a risca o procedimento de estimativa inicial proposto, os valores dos parâmetros não seriam os utilizados, entretanto através de testes "off-line", verificou-se que tais parâmetros teriam grande possibilidade de sucesso estando em malha fechada. Entretanto cabe ressaltar que os parâmetros escolhidos não se afastaram muito do que seria proposto como estimativa inicial destes parâmetros, justificando desta forma a escolha de tal conjunto de parâmetros.

V.6.4.2 - Teste do Controlador D-AMPC em linha

Após uma etapa prévia de extensivos testes do processo de identificação e montagem do controlador D-AMPC, colocou-se o controlador em linha com o reator de hidrogenação de fenol a Ciclohexanol, durante um período de 2:15 horas, com atuação de 5 minutos sobre as variáveis manipuladas, configurando um total de 27 intervenções do controlador D-AMPC.

Durante o teste do controlador, não foi preciso que os operadores interviessem para realizar correções às atuações do controlador D-AMPC, pois este não violou nem realizou modificações comprometedoras às variáveis manipuladas.

As Figuras V.23 a V.27 apresentam os perfis adimensionais das variáveis controladas com seus respectivos valores de referência *Set-point* para as condições

do teste realizado. Nestas figuras são apresentados os perfis das variáveis de processo antes e durante o ensaio do controlador D-AMPC, ou seja, as condições operacionais de aproximadamente 8 horas antes do teste, de forma a deixar claro o comportamento do sistema antes e durante o teste do controlador D-AMPC.

As setas nas Figuras V.23 a V.27 indicam a substituição das malhas de controle em cascata atualmente operantes no reator, para o controlador D-AMPC, em linha com o processo.



Figura V.23 - Perfil adimensional de temperaturas de fundo do tubo 2 (variável controlada), em comparação com *set-point*, antes e durante o ensaio do controlador D-AMPC







Figuras V.25 - Perfil adimensional da temperatura de fundo do tubo 4 (variável controlada), em comparação com respectivo *set-point*, antes e durante o ensaio do controlador D-AMPC



Figuras V.26 - Perfil adimensional da temperatura de fundo do tubo 5 (variável controlada), comparação com *set-point*, antes e durante o ensaio do controlador D-AMPC



Figura V.27 - Perfil adimensional da temperatura de fundo do tubo 6 (variável controlada), comparação com o *set-point*, antes e durante o ensaio do controlador D-AMPC

Das Figuras V.23 a V.27 verifica-se da operação do reator sem o controlador D-AMPC, que o desvio entre as variáveis controladas e seus respectivos *set-point* são muito elevados, podendo comprometer em muito a eficiência do reator. Entretanto tal comportamento é descrito como "praticamente" normal, uma vez que não se considera uma operação de forma otimizada e de alto desempenho.

Quando da operação do reator em malha fechada com o controlador D-AMPC, a maioria absoluta das variáveis controladas tenderam em direção ao valor de *set-point* especificado, minimizando globalmente o desvio entre variável controlada e seus *set-points*.

Entretanto verifica-se da Figura V.24 um comportamento irregular com relação ao valor de *set-point* imposto ao controlador D-AMPC, apresentando uma tendência de deslocamento acentuada a partir de um determinado instante.

As explicações para tal comportamento anômalo apresentado por esta variável em relação o seu valor de *set-point*, pode ser devido a vários fatores concorrentes, como imposição de um valor de *set-point* incoerente fisicamente com condição de estado estacionário operante. Outra possibilidade seria de variações não mensuráveis em variáveis de alta sensibilidade do processo, tais como concentração e atividade do catalisador, entre outras.

Estes resultados asseguram que o controlador D-AMPC apresentou sucesso tanto como teste em malha fechada, quando na substituição da atual malha convencional PID em cascata.

A eficácia do controlador D-AMPC, não apenas comprova a eficiência do controlador adaptativo desenvolvido, mas também da eliminação dos testes degraus estritamente necessários em projeto de controladores baseados em modelo.

V.6.4.3 - Comportamento das Variáveis Manipuladas Durante o Ensaio

Como a malha de controle multivariável do controlador D-AMPC atuou em substituição às malhas de controle em cascata, sendo a atuação realizada sobre os valores de *set-point* das malhas convencionais de vazão de refrigerante de cada tubo, atuando sobre a abertura de válvulas de controle, faz-se necessário a análise do comportamento real das vazões de refrigerante para cada tubo de reação.

As Figuras V.28 e V.29 representam o comportamento de 2 das 6 variáveis manipuladas pelo controlador D-AMPC durante os 135 minutos de ensaio, comportamento que pode ser extrapolado para as outras variáveis manipuladas envolvidas.

Nestas figuras são mostrados os valores adimensionais das variáveis manipuladas que foram calculados pelo controlador D-AMPC e que representam os valores de *set-point* para as malhas de controle PID, bem como do valor realmente imposto às variáveis manipuladas.



Figura V.28 – Comportamento adimensional da vazão de refrigerante do tubos 2. Variável manipulada pelo controlador D-AMPC (*Set-Point* da vazão) e vazão de refrigerante imposta ao reator (manipulada pelo controlador PID).



Figura V.29 – Comportamento adimensional da vazão de refrigerante do tubos 4. Variável manipulada pelo controlador D-AMPC (*Set-Point* da vazão) e vazão de refrigerante imposta ao reator (manipulada pelo controlador PID).

Verifica-se pelas Figuras V.28 e V.29 que o tempo de atuação do controlador D-AMPC de 5 minutos foi adequado pois a malhas de controle PID possuem uma dinâmica relativamente lenta, o que para intervalos de atuações mais rápidos poderiam inviabilizar a estratégia de controle adotada.

V.6 – CONCLUSÕES

Baseado no controlador DMC multivariável adaptativo desenvolvido, D-AMPC, no reator industrial de Ciclohexanol considerado, nas condições operacionais estudadas e nos objetivos inicialmente propostos, as principais conclusões são:

 O controlador multivariável D-AMPC desenvolvido representa um trabalho inédito na literatura, pois contempla um sistema de controle desbalanceado de alta dimensão [9x5], com adaptação constante tanto do modelo interno, quanto da matriz ganho do controlador. Deve-se ressaltar que o controlador proposto foi implementado em um sistema reacional industrial em operação por malhas PID em cascata, com constantes intervenções humanas através dos operadores;

- O conjunto modelo paramétrico / identificador / adaptação do modelo de convolução, foi eficiente quando testado para dados reais de processo do reator estudado;
- O projeto do controlador multivariável D-AMPC permite projetar o controlador multivariável sem a necessidade de efetuar testes degrau para obtenção do modelo de convolução, o que caracteriza como uma etapa onerosa e de alto custo, com grandes dificuldades operacionais do processo.
- A adaptação do modelo de convolução do controlador D-AMPC permite que se opere um sistema reacional para uma larga faixa operacional e com mudanças constantes das condições operacionais, sem a necessidade de reprojetar o controlador DMC.
- O teste do controlador D-AMPC mostrou-se muito eficaz no controle das variáveis manipuladas do reator, demonstrado claramente pela tendência de aproximação destes com os *set-point*.
- Quanto ao acoplamento das variáveis controladas pelo D-AMPC às malhas de controle de vazão de refrigerante por PID, estas foram muito eficientes, entretanto cabe ressaltar a restruturação da malha de controle multivariável, não apenas contemplando a estrutura existente no reator.

CAPÍTULO VI

CONCLUSÕES

Da experiência obtida com o desenvolvimento do controlador avançado preditivo DMC aplicado a processos de porte industrial e de dinâmicas muito diferentes, simulação e aplicação industrial, e baseando-se nas condições operacionais estudadas para cada caso, dos objetivos inicialmente propostos e das conclusões observadas em cada aplicação, as conclusões gerais deste trabalho, podem ser colocadas como seguem:

- Foi desenvolvido e implementado com sucesso um controlador avançado preditivo DMC desde o caso mais simples, SISO ao multivariável e também multivariável adaptativo;
- O controlador DMC-MIMO aplicado ao processo fermentativo foi implementado em um sistema de dimensão multivariável 2x2 e desbalanceado 5x2, onde o controlador foi eficiente mesmo sob duras condições operacionais impostas ao sistema. Estas condições buscaram simular possíveis variações nas condições operacionais do processo as quais podem afetar significativamente o desempenho do controlador.
- O desenvolvimento do controlador DMC multivariável adaptativo, D-AMPC, pode ser considerado inédito na literatura, pois trata da adaptação constante tanto do modelo de convolução quanto da matriz ganho do controlador.
- A aplicação do controlador D-AMPC se mostrou adequado pois, foi capaz de ser implementado em um processo real sob condições normais de operação, e efetuou a tarefa de controle de forma que os operadores não precisassem efetuar manobras de emergência para a conter qualquer ação inadequada do controlador. Ou seja, pode-se testar o controlador sem a interferência humana, para uma determinada condição operacional.

 O modelo paramétrico utilizado, bem como o processo de identificação, permitiram não apenas a viabilidade do controlador DMC adaptativo, D-AMPC, mas também a não necessidade de realização de testes degrau na planta para obtenção do modelo de convolução.

Finalizando, pode-se concluir que o trabalho desenvolvido contribui para futuros desenvolvimentos e aplicações do controlador DMC, tanto academicamente quanto tecnologicamente.

CAPÍTULO VII

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

De posse da experiência adquirida pela presente tese de doutorado desenvolvida, propõem-se como sugestões para trabalhos futuros os tópicos a seguir:

- Desenvolvimento de uma forma de adaptação baseada em modelos na forma 'State-Space', o que permite uma melhor agilidade quanto à forma de adaptação, a qual pode ser feita baseada nas teorias desenvolvidas para o Filtro de Kalman.
- Da mesma forma que para adaptação do modelo interno e da matriz ganho pela adaptação de uma modelo escrito na forma espaço de estados, pode-se incluir alguns parâmetros fundamentais de projeto do controlador DMC, desde que utilizando o filtro de Kalman estendido.
- Uso de técnicas de planejamento fatorial para ajustar os parâmetros do DMC
- Uso do planejamento fatorial para gerar um modelo que possa substituir o modelo de convolução
- Alterar o cálculo dos termos da equação III.16 através de outros modelos, tais como, Redes neurais artificiais, Modelagem Fuzzy, entre outros.

CAPÍTULO IX

TRABALHOS PUBLICADOS DURANTE O DOUTORAMENTO

Dechechi, E.C., Maciel filho, R. Controle DMC multivariável de um processo fermentativo etanólico de porte industrial, <u>12º COBEQ – Congresso</u> Brasileiro de Engenharia Química, Porto Alegre-RS, (1998)

- Dechechi, E.C., Maciel Filho Advanced Predictive Control to an industrial fermentation Process to produce ethanol (clean fuel). <u>DYCOPS-5: 5th IFAC –</u> <u>Symposium on Dynamics and Control of Process System</u>, Corfu-Grécia, (1998)
- Dechechi, E.C., Luz Jr., L.F.L., Assis, A.J., Wolf Maciel, M.R., Maciel Filho, R.
 Interactive supervision of batch distillation with advanced control capabilities,
 <u>Computers and Chemical Engineering</u>, vol. 22, Supl. pp. S867-S870, (1998)
- Dechechi, E.C., Maciel Filho, R. Multivariable Dynamic Matrix Control to an Industrial Scale Fermentation Process, 8th ECB - European Congress on <u>Biotechnology</u>, Budapest-Hungria, 1997.
- Dechechi, E.C & R. Maciel Filho Aplicação de Controle DMC "Dynamic Matrix Control" em Processo de Fermentação Alcoólica Contínuo, <u>11º COBEQ -</u> <u>Congresso Brasileiro de Engenharia Química</u> (Rio de Janeiro RJ) (1996)
- Dechechi, E.C. & R. Maciel Filho Dynamic Matrix Control of an Industrial Process, <u>XII Congresso Nacional de Ingenieria Quimica - Chile</u>, Valparaiso-Chile (1996)
- Dechechi, E.C., Martins, M.I., Maciel Filho, R., Maugeri, F. Dynamic Moldelling and Advanced Predictive Control of a Continuous Process of Enzimes Purification, Brazilian Journal of Chemical Engineering, Vol. 14, № 04, pp. 425-430, December 1997.

Dechechi, E.C., Ribas, A.M., Mattedi, A., Maciel Filho, R., Maugeri, F. Continuous Process of Enzime Purification: Performance under advanced Predictive control (DMC), <u>AcoFoP IV – Automatic Control of Food and Biological</u> <u>Process 'International Symposium'</u>, Goteborg-Suécia, (1998b)

 da Silva, F.L.H.; Dechechi, E.C.; Rodrigues, M.I.; Maciel Filho, R., Maugeri, F.
 Modelling, Simulation, Optimization and Control of an Extrative Alcoholic
 Fermentation Process, <u>8th ECB - European Congress on Biotechnology</u>, Budapest-Hungria, 1997.

 da Silva, F.L.H., Dechechi, E.C., Rodrigues, M.I., Maciel Filho, R., Maugeri, F., Maugeri, F. Modelling and control of continuous extractive alcoholic fermentation process: an industrial scale study, AcoFoP IV – Automatic Control of Food and Biological Process 'International Symposium, Goteborg-Suécia, (1998)

CAPÍTULO VIII REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Alfafara, C.G.; K. Miura ; H. Shimizu ; K. Shioya ; K. Suga; K.Suzuzki Fuzzy control of ethanol concentration and its aplication to maximum glutathione production in yeast fed-batch culture **Biotechnol. and Bioeng.**, 41:493-501, (1993)
- Asbjorsen, O. Feed Forward Predictive and Adaptative Control by the Dynamic Matrix, Proc. American Control Conference, 21(308), 1864, (1984)
- Andrieta,S.R. *Modelagem, Simulação e Controle de Fermentação Alcoólica Contínua em Escala Indústrial*, Tese de Doutorado, FEA/UNICAMP, (1994)
- Assis, A. J. Controladores Adaptativos Auto Ajustáveis, Tese de Mestrado, DPQ-FEQ-UNICAMP, Campinas SP, maio-1996
- Assis, A.J.; Dechechi E.C. & R. Maciel Filho Controle Adaptativo e Preditivo(DMC) de um Processo de Fermentação Alcoólica: Comparação de Desempenhos, SINAFERM - Simpósio Nacional de Fermentações (jul/1996 São Carlos SP)
- Äströn, K.J. & Wittenmark, B. On Self-Tuning Regulators, Automatica, Vol. 9, 185-199 (1984)
- Bailey, J.A. & Ollis, D.F. *Biochemical Engineering Fundamentals*, 2nd edition, New York, McGraw-Hill, (1986)
- Berber, R. Coskun, S. Dynamic simulation and quadratic dynamic matrix control of an indusrial low desnity polyethilene reactor, <u>Computers chem. Engng</u>, vol 20, Suppl., pp. S799-S804, (1996).

Clarke, D.W. et al, GPC - Part I. The Basic Algorithm, Automatica, vol 23, no 3,

pp.137-148, (1987)

Cutler, C.R. and B.L. Ramaker DMC - A Computer Control Algorithm, <u>AIChE</u> <u>Annual Meeting, Houston, (1979)</u>

Cutler, C.R. DMC of Inbalanced Systems., **ISA Trans**. vol. 21, nº (1), p.1, (1982)

Cutler, C.R. and R.B. Hawkins (1987), Proc. Am. Control Conf., pp. 1014-1020.

- Cutler, C.R. & S.G. Finlayson (1988) 'Design Considerations for a hidrocraker Preflash Column Multivariable Constraint Controller', Model Based Process Control, Edited by T.J. McAVOY, Y. ARKUN & E. ZAFIRIOU, Pergamon Press, 1988. Proceedings of the IFAC Workshop, Atlanta, Georgia, USA, 13-14 june.
- De Wolf, S., Cuypers, R.L.E., Zullo, L.C., Vos, B.J., Bax, V.J. Model Predictive Control of a Slurry Polymerization Reactor, <u>Computers chem. Engng</u>, Suppl., pp. S955-S961, (1996).
- Dechechi, E. C. Aplicação do Controle DMC "Dynamic Matrix Control"a um Processo Fermentativo Contínuo (Escala Industrial), Tese de Mestrado DPQ/FEQ/UNICAMP, Campinas SP., outubro (1996)
- Dechechi, E.C & R. Maciel Filho Aplicação de Controle DMC "Dynamic Matrix Control" em Processo de Fermentação Alcoólica Contínuo, <u>11º COBEQ -</u> <u>Congresso Brasileiro de Engenharia Química (Rio de Janeiro RJ) (1996 a)</u>
- Dechechi, E.C. & R. Maciel Filho Dynamic Matrix Control of an Industrial Process, <u>XII Congresso Nacional de Ingenieria Quimica - Chile</u>, 8-10,out/1996, (1996 b)
- Dechechi, E.C., Luz Jr., L.F.L., Assis, A.J., Wolf Maciel, M.R., Maciel Filho, R. Interactive supervision of batch distillation with advanced control capabilities,

Computers and Chemical Engineering, vol. 22, Supl. pp. S867-S870, (1998a)

- Dechechi, E.C., Ribas, A.M., Mattedi, A., Maciel Filho, R., Maugeri, F. Continuous Process of Enzime Purification: Performance under advanced Predictive control (DMC), AcoFoP IV – Automatic Control of Food and Biological Process 'International Symposium, Goteborg-Suécia, (1998b)
- Dechechi, E.C., Maciel Filho Advanced Predictive Control to an industrial fermentation Process to produce ethanol (clean fuel). <u>DYCOPS-5: 5th IFAC –</u> <u>Symposium on Dynamics and Control of Process System</u>, Corfu-Grécia, (1998c)
- Dechechi, E.C., Maicel filho, R. Controle DMC multivariável de um process fermentativo etanólico de porte industrial, <u>12º COBEQ – Congresso</u> <u>Brasileiro de Engenharia Química</u>, Porto Alegre-RS, (1998d)
- da Silva, F.L.H., Dechechi, E.C., Rodrigues, M.I., Maciel Filho, R., Maugeri, F., Maugeri, F. Modelling and control of continuous extractive alcoholic fermentation process: an industrial scale study, AcoFoP IV – Automatic Control of Food and Biological Process 'International Symposium, Goteborg-Suécia, (1998)
- Dunn, I.J. & Mor, J.R. (1975) 'Variable-volume continuous cultivation', **Biotechnol. and Bioeng.**, 17: 1805-1822.
- Eaton, J.W. and Rawlings, J.B. *Model-Predictive Control of Chemical Process*, <u>Chemical Engineering Science</u>, vol.47, nº 4, pp. 705-720, (1992).
- Feng, W., Genceli, H., Nikoloau, M. Constrained modelo predictive control with simulthaneuous identification using wavelets, <u>Computers chem. Engng</u>, vol. 20, Suppl., pp. S1011-S1016, (1996).
- Franks, R.G.E. Modelling and Simulation in Chemical Engineering, John Willey.

(1972)

- Freedman, R.W. and A. Bhatia Adaptaive DMC: Online Evolution of the DMC model coefficientes, <u>ACC Proceed.</u>, Paper WA7-11:45, pgs. 220-225. (1985)
- Ganguly, S. & D.N. Saraf Start-up of a Distillation Column Using Nonlinear Analytical Model Predictive Control, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 32, pp. 1667-1675, (1993).
- García, C.E. and M. Morari (1982) 'Internal Model Control. 1. A Unifying Review and Some New Results', Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 21, pp. 308-323
- García, C.E. and M. Morari (1985a) 'Internal Model Control. 2. Design Procedure for Multivariable Systems', Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 24, pp. 472-484.
- García, C.E. and M. Morari (1985b) 'Internal Model Control. 3. Multivariable Control Law Computation and Tunning Guidelines', Ind. Eng. Chem. Process <u>Des. Dev</u>, 24, pp. 484-494.
- García, C.E. and Morshedi, A.M. *Quadratic Programing of DMC QDMC*, <u>Chem.Eng. Commun</u>, vol. 46, pp. 73-87. (1986)
- García, C.E., Prett, D.M., Morari, M. Model Predictive Control: Theory And Practice - a Survey, <u>Automatica</u>, vol.25, no 3, pp. 335-348. (1989)
- García, C.E. and M. Morari Internal Model Control. 3. Multivariable Control Law Computation and Tunning Guidelines, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., , vol. 24, pp. 484-494. (1985)
- Gattu, G. and E. Zafiriou, *Nonlinear Quadratic DMC With State Estimation*, Ind. Eng.Chem. Res, Vol. 31, pp. 1096-1104 (1992)
- Gattu, G. and E. Zafiriou, State Estimation Nonlinear Quadratic QDMC With Input

Output Models, **Proceedings of the American Control Conference**, pgs. 3248-3252. (1994)

- Genceli, H and M.Nikolaou (1993) 'Robust Stability Analysis of Constrained l₁-Norm Model Predictive Control', <u>AIChE J.</u>, 39(12), 1954-1965.
- Georgiou, A.; C. Georgakis and W.L. Luyben, Nonlinear DMC for High-Purity Distillation Columns, AIChE, J., Vol. 34, nº 8, pp. 1287-1298. (1988)
- Goodwin, G.C. and K.S. Sin, <u>Adaptive Filtering Prediction and Control</u>, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ (1984)
- Gouvêa, M.T., Odloak, D., Bennaton, J.F. Controle por matriz dinâmica multivariável modificada (DMCMM) Robusto de Composição de colunas de Destilação via Uso de um critério da norma Hoo, <u>Anais do 10° COBEQ-SP</u>, vol.1, pp.751-756. (1994)
- Gupta, A. & R. Rhinehart (1995) 'Experimental Comparison of Advanced Control Techniques on a Lab-Scale Distillation Column', Proceedings of the American <u>Control Conference</u>, Seatle, Washington.
- Henson, M.A. & D.E. Seborg (1992) Nonlinear control strategies for continuous fermenters, <u>Chemical Engineering Science</u>, 47(4):821-835.
- Hernandez, E. & Y. Arkun Neural Network Modeling and an Extended DMC algorithm to Control Nonlinear Processes, Proc. Amer. Control Conf., 3, 2454. (1990)
- Hindmarsh, A.C. *A systematized Colection of ODE Solvers*, Scientific Computting, North-Holland, Amsterdam, 55-64, 1983.
- Huang, D. & X. Zhu 'Auto-Tunning Dynamic Matrix Control', Advances in Modelling & Analysis, C. ASME Press, Vol. 46(1), pp. 43-46, (1995)

- Kim, Y.H. et alii. Minimum Deviation Adaptive Control of Binary Distillation Column, Journal of Chemical Engineering of Japan, vol. 27(2), pag. 254, (1994)
- Kwong, W.H. (1992) 'Otimização de Plantas Indústriais Complexas', Tese de doutorado, EP-USP.
- Lee, S.C.; Y.B. Hwang; H.N. Chang; Y.K. Chang Adaptive control of dissolved oxigen concentration in a biorreator, **Biotechnol. and Bioeng.**, 37:597-607, (1991)
- Lee, F.M. and Pahl, R.H. Solvent Screening Study and Conceptual Extrative Distillation Process to Produce Anhydrous Ethanol from Fermentation Broth., Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev., 24, 1985.
- Lima, U.A. 'Sistema de Fermentação alcoólica', In: <u>Semana da fermentação</u> <u>Alcoólica</u>, 1., Piracicaba, 1960., <u>anais.</u> p. 242-253
- Ljung, L. and T. Söderström, *Theory and Practice of Recursive Identification*, MIT Press, Cambridge, MA (1983)
- Lundströn, P. et alii, Limitations of Dynamic Matrix Control, Computers Chem. Engng., Vol 19, no 4, pp-409-421, (1995)
- Luyben, W.L. Process Modelling, Simullation and Control for Chemical Engineers, McGraw-Hill, 1990.
- Maciel Filho, R. & E.C. Dechechi Dynamic Matrix Control for Large Scale Fermentation Process, CAIP'96: 3er Congreso Interamericano de Computacion Aplicada a la Industria de Procesos, Republica Argentina, Villa Maria, Cordoba, 1996
- Maiti, S.N.; Gauguly, S. and Saraf, D.N. Some New Approaches for the Control of an Distillation Column and Their Experimental Evaluation on a Pilot Plant,

Comp.Chem.Engng., vol.19, pp. S399-S404, (1995)

- Maiti, S.N. & Saraf, D.N. Adaptive Dynamic Matrix Control of a Distilation Column With Closed-lood 'on-line' Identification, J. Process Control, vol. 5, nº 5, pp. 315-327. (1995)
- Maiti, S.N. *et al. Adaptive Dynamic Matrix Control of pH* Ind. Eng. Chem.Res., vol:33, nº 3, pp. 641-646, (1994)
- Martins, M.I., Dechechi, E.C., Maciel Filho, R., Maugeri, F. Controle por Matriz Dinâmica de um Processo de purificação de Enzimas, <u>SINAFERM - Simpósio</u> <u>Nacional de Fermentações</u> (jul/1996 São Carlos SP) (1996 a)
- Martins, M.I., Dechechi, E.C., Maciel Filho, R., Maugeri, F. Dynamic Matrix Control of a Continuous Process of Enzines Purification, World Congress of Chemical Engineering, jul/1996, Califórnia EUA. (1996 b)
- Maurath, P.R., Mellichamp, D.A., Seborg, D.E. Predictive controller design for input-output (SISO) systems, Ind. Eng. Chem. Res., V.27, n° 6, p.956-963.
- McAvoy, T.J., Arkun Y., and Zafiriou, E. <u>Workshop Proceedings on Model Based</u> <u>Process Control</u>, Pergamon Press, Oxford, IFAC. (1989)
- McDonald, K.A. and T.J. McAvoy (1987) 'Application of DMC to Moderate-and High - Purity Distillation Towers', Ind. Eng. Chem. Res., 26, pp.1011-1018.
- Mehra, R.K.; Rouhani, R.; Eterno, J.; Richalet, J.; Rault, A. (1982) 'Model Algorithmic Control: Review and recent development', Eng. Foundation Conf. on Chemical Process Control II, Sea Island, Georgia, pp. 199-208.
- Meziou, A.M., Desphande, P.B., Alatiqi, I.M. Dynamic matrix control of an indusrial steam gas reformer, <u>Int. J. Hydrogen Energy</u>, vol 20, n° 3, pp. 187-192, 1995.

- Meziou, A.M., Desphande, P.B., Cozewith, C., Silvermam, N.L., Morrison, W.G. Dynamic matrix control of an Ethilene-Propilene-Diene Polymerization Reactor, Ind. Eng. Chem. Res., 35, pp. 164-168 (1996)
- Moro, L.F.L., Odloak, D. Constrained multivariable control of fluid catalityc craking converters, J. Proc. cont., vol. 5, n° 1, pp. 29-39, (1995).
- Morningred, J.D et alii. An Adaptive Nonlinear Predictive Controller, Chemical Eng. Science, vol 47(4), pp. 755-762. (1992)
- Masoud Nikravesh, A.E.F., Lee, C.T. and Van Zee, J.W. Dynamic matrix control of diaphragm-type chlorine/caustic electrolysers, J. Proc. Cont., vol 5, n° 3, pp. 131-136, (1995).
- Özkan, L., Çamurdan, M.C. Model predicitive control of a nonlinear unstable process, <u>Computers chem. Engng.</u>, vol. 22, Suppl., pp. S883-S886, (1998).
- O'Connor, G.M.; Riera, F.S.; Coony, C.L. Desing and evaluation for control strategies for high cell density fermentation, <u>Biotechnology and</u> <u>Bioengineering</u>, 39:293-304. (1992)
- Oshima, M., Ohno, H., Hashimoto, I, Sasajima, M., Maejima, M., Tsuto, K., Ogawa, T. Model Predicitve control with adaptive disturbance predicition and its application to fatty acid distillation column control, J. Proc. Cont., 5, n° 1, pp. 41-48, (1995)
- Park, S. & Ramirez, F. Optimal regulatory control of bioreactor nutrients concentration incorporating system identification, <u>Chemical Eng. Science</u>, 45(12): 467-481 (1990)
- Peterson, T., E. Hernández, Y. Arkun and F.J. Shork (1992) 'A Nonlinear DMC Algorithm and its Application to a Semibatach Polymerization Reactor', <u>Chemical Eng. Sci.</u>, 47(4), 737-753.

- Pinto, J.M. <u>Controle por Matriz dinâmica em coluna de destilação</u>, Tese de mestrado COPPE-UFRJ, out-1990.
- Prett, D.M. & Gillette (1979), X.X. AIChE 86th Annual Meeting, April 1979, pp. 51-C
- Press, W.L.; Flanery, B.P.; Teukolsky, S.A.; Vetterling, W.T. <u>Numerical Recipes</u> <u>'The Art of Scientific Computing'</u>, Cambridge University Press, Cambridge UK, (1986).
- Rhouani, R. & Mehra, R.K. (1982) 'Model Algorithimic control (MAC): basic Theoretical propeties, Automatica, 18(4), pp. 401-414.
- Richalet, J.; Rault, A.; Testud, J.L.; Papon, J. Model Predictive Heuristic Control: Applications to Industrial Process, <u>Automatica</u>, vol 14, pp.413-428, (1978)
- Ricker, N.L., T. Sim and C.M. Cheng (1986) <u>'Predictive Control of a Multiefect</u> <u>Evaporation System'</u>, Proc. Am. Control Conf., p.355.
- Ricker, N.L. (1990) Model Predictive Control With State Estimation, Ind.Eng.Chem.Res., 29, pp. 374-382.
- Rodrigues, M.I. Modelagem, Simulação e controle de um processo de purificação de enzimas, Tese de doutorado, FEA/UNICAMP. (1993)
- Sakato, K. & H. Tanaka Advanced control of glutathione fermentation process, Biotechnol. and Bioeng., 40:904-912, (1992)
- Sarimveis, H. et alii. Rigorous Design of Robust Predicitve Controllers for Process with More Inputs than Outputs, <u>Comp. Chem. Eng.</u>, vol.19, pags. S1065 -S1070, (1996)
- Seborg, D.E. Edgar, T.F., Shah, S.L. Adaptive Control Strategies for Process Control: A Survey, AIChE Journal, vol. 32, nº 6, pp.881-913, (1986)

- Shimizu, H.; K. Araki ; S. Shioya; K. Suga Optimal production of glutathione by controlling the specific growth rate of yeast in fed-batch culture, <u>Biotechnol.</u> <u>and Bioeng.</u>,38:196-205, (1991).
- Silva, F.L.H. da *Modelagem, Simulação e Controle de Fermentação Alcoólica Contínua Extrativa*, Tese de Doutorado, FEA/UNICAMP, (1998)
- Sistu, P.B., R.S. Gopinath and B.W. Bequette (1993) Computational Issues in Nonlinear Predictive Control, Computers Chem. Eng., 17(4),361-366.
- Sistu,P.B., R.S. Gopinath and B.W. Bequette (1991) Nonlinear Predictive Control of Uncertain Processes: Application to a CSTR', <u>AIChE, J.</u>, 37, n° 11
- Smith, J.M.; Davison, S.W. & Payne, G.F. 'Development of a strategy to control the dissolved concentration of oxigen and carbon dioxied at constant shear in a plant cell bioreactor, <u>Biotechnol. and Bioeng.</u>, 35:1111-1119.
- Souza Jr, M.B. <u>Controle preditivo de longo alcance: uma investigação</u>, Tese de Mestrado COPPE/PEQ/UFRJ, (1992)
- Toledo, E.C.V., Modelagem e Controle de um Reator de Polimerização CSTR acoplado a um condensador horizontal semi-inundado, Tese de Mestrado COPPE/PEQ/UFRJ, (1992)
- Toledo, E.C.V., Modelagem, Simulação e controle de reatores catalíticos de leito fixo, Tese de Doutrorado DPQ/FEQ/UNICAMP, (1998)
- Tresmondi, A. <u>Controle Avançado de um reator de Cumeno</u>, Tese de doutorado em desenvolvimento, DPQ/FEQ/UNICAMP. (1998)
- Tvrská de Gouvea, M., Odloak, D. One Layer real time optmization of LPG Production inthe FCC unit: Procedure, advantages and disvantages, <u>Computers Chem. Eng.</u>, Supl., S191-S198, (1998)

- Van Breusegem, V. & G. Bastin Optimal control of biomass growth in mixed culture', <u>Biotechnol. and Bioeng.</u>, 35: 349-355. (1990)
- Vigié, P.; G. Goma ; P.Y. Renaud; G. Chamilothoris; B. Dahhou ; J.B. Pourciel Adaptive preditive control of a multistage fermentation process, Biotechnol. and Bioeng., 35:217-223, (1990)
- Yang, S.H., Wang, X.Z., McGreavy, C. A multivariable coordinated control system based on predictive strategy for FCC reactor-regenerator System, Chemical Engineering Science, vol. 51, nº 11, pp. 2977-2982, (1996).
- Wang, L. & W.R. Cluet Estimation of Process Step Response Weights Based on Closed-Loop Step Response Data Proc. of A.C.C., San Francisco, California, Junho (1993)

APÊNDICE AI

PLANTA INDUSTRIAL DE PRODUÇÃO DE ETANOL

Neste apêndice descreve-se detalhadamente o processo fermentativo para produção de etanol de porte industrial, com múltiplos estágios e reciclo de microrganismos, a ser utilizado neste trabalho como um caso estudo.

Este item abrange desde uma introdução à aplicação de processos fermentativos industriais, incentivos ao estudo do controle, descrição do sistema, modelagem matemática, parâmetros cinéticos e equações diferenciais de balanço.

É mostrado a forma de obtenção das condições operacionais, de projeto e de dimensionamento dos equipamentos, apresenta-se um estudo abrangente do comportamento dinâmico do sistema em malha aberta por perturbação nas diversas variáveis deste sistema.

AI.1 - INTRODUÇÃO

Os processos fermentativos alcoólicos no Brasil surgiram com a fabricação do aguardente de cana e mais tarde aplicados à fabricação de etanol a partir do melaço proveniente da fabricação de açúcar em usinas de açúcar e álcool.

O desenvolvimento do processo de fermentação alcoólica se deu no início dos anos 60 com o processo 'Melle-Boinot', batelada alimentada com reciclo de células *Lima (1960)*. Este processo mereceu destaque em pesquisas nacionais e no início da década de 80, com os incentivos do programa Pró-Álcool, já era operado nas usinas de Álcool de forma otimizada e no máximo grau de rendimento.

Nesta mesma década de 80 já havia pesquisas paralelas com a intenção do aumento de rendimento do processo fermentativo existente e também da busca de novas rotas alternativas, onde a possibilidade de operação em regime contínuo passou a ser investigada.

O processo de fermentação contínua iniciou-se pela modificação dos processos existentes, batelada alimentada e outros empíricos, porém resultados satisfatórios não foram alcançados e sua implantação foi desestimulada.

Nos anos 90 surgiram trabalhos que estudaram rigorosamente a cinética de fermentação alcoólica em regime contínuo. Em um trabalho completo de modelagem e simulação, *Andrieta (1994)* mostrou ser necessário a utilização de modelos cinéticos mais rigorosos, adequados para se projetar um processo de fermentação alcoólica contínuo de multiestágios e reciclo de microrganismos.

Andrieta (1994) simulou, projetou, otimizou e aplicou técnicas de controle convencionais a este processo fermentativo para produção de etanol em escala industrial, o qual é considerado neste trabalho. Foi mostrado também que uma etapa fundamental para se obter bons rendimentos neste tipo de processo consiste na escolha adequada de estratégias de controle.

AI.2 - INCENTIVOS AO ESTUDO DO CONTROLE DE PROCESSOS FERMENTATIVOS

Muitos trabalhos científicos recentes mostram um direcionamento ao estudo e aplicação de técnicas avançadas de controle aos processos fermentativos, uma vez que técnicas convencionais podem falhar, pois o desempenho de tais processos está condicionado a manutenção destes nas condições ótimas e necessárias para obtenção de rendimentos satisfatórios.

Para este tipo de sistema, complicações adicionais surgem devido a presença de microrganismos vivos que requerem um rígido controle das condições operacionais.

As condições ótimas e necessárias são restritas e pouco variantes, uma vez que a principal força motriz destes processos são seres vivos, microrganismos que são muito sensíveis à quaisquer variações ambientais de seu meio, em que eles se reproduzem adequadamente, tais como: pH, substrato e temperatura, dentre outras.

Um dos principais motivos para que as técnicas de controle avançadas sejam necessárias a processos fermentativos, está condicionado à possibilidade de ocorrência de mudanças operacionais promovendo modificações à cinética de crescimento e de adaptação dos microrganismos no meio reacional, podendo desta forma modificar as condições operacionais ótimas.

Devido à possibilidade de ocorrência de tais fenômenos, muitos são os trabalhos apresentados na literatura que aplicam ou que citam a necessidade de aplicação de técnicas de controle avançado a este tipo especial de processos: *Henson & Seborg (1992)* aplicaram controladores baseados na exata linearização em processo fermentativo, *Park & Ramirez (1990)*, *Van Breusegem & Bastin (1990)* e *Shimizu et al. (1991)* utilizaram a técnica de controle ótimo a processos fermentativos, *Sakato & Tanaka (1992)* utilizaram um controle 'feedforward/feedback' em cultivo de *Saccharomyces cerevisiae* para obtenção de glutanione em um reator batelada alimentada, enquanto *Alfarara et al. (1993)* utilizaram para o mesmo processo um controle tipo "Fuzzy", *Rodrigues (1993)* cita razões para utilização de controle adaptativo em processos fermentativos, enquanto que *Vigié et al. (1990)*, *Smith et al. (1990)* e *Lee et al. (1991)* utilizaram algoritmos de controle adaptativos à processos deste tipo.

Nota-se da literatura uma carência de aplicação de técnicas de controle preditivo a tais processos. *O'Connor et al. (1992)* citam que ações de controle 'feedback' são necessárias a processos fermentativos reais, devido à existência de variações na qualidade do microrganismo, da matéria prima e disturbâncias que podem causar variações no desempenho de tais processos que não podem ser antecipadas.

Frente aos dados obtidos na literatura, este trabalho objetiva aplicar uma técnica de controle avançada preditiva, DMC (Controle por matriz dinâmica), a um processo fermentativo real de escala industrial. Além da falta de aplicação de tais técnicas preditivas a estes processos, as características 'feedback' nas atuações deste controlador satisfaz o recomendado como necessárias por *O'Connor et al. (1992)*.

AI.3 - DESCRIÇÃO DO PROCESSO FERMENTATIVO

O processo fermentativo em estudo é o de produção de etanol em escala industrial, operando em regime contínuo por quatro reatores tanques agitados ligados em série e <u>com reciclo de levedura para a entrada do sistema juntamente com o mosto.</u> O desenho esquemático do processo é descrito pela Figura AI.1, e maiores detalhes podem ser obtidos pelo trabalho de *Andrieta (1994)*.

O processo de fermentação alcoólica contínua pode ser divido em três partes fundamentais:

- fermentadores
- separação das células de levedura do vinho bruto (centrifugação)
- tratamento do creme (levedo)

O processo consiste da entrada de um caldo de cana de açúcar previamente tratado, consistindo de um xarope açucarado rico em sacarose denominado industrialmente de mosto, o qual é convertido em álcool através da levedura *Saccharomyces cervisiae* através do processo fermentativo. Juntamente com este mosto adiciona-se um reciclo de células de levedura que foram centrifugadas do vinho bruto e previamente submetidas a um tratamento ácido e de diluição.

A saída do quarto reator, denominado vinho bruto (produto final do processo), contendo de 9% a 12% de álcool passa por um processo de separação mecânica para separação de células. Este processo consiste de um conjunto de centrífugas de prato que trabalham a uma velocidade angular de aproximadamente 8000 rpm.

As centrífugas recebem o vinho bruto contendo 30 a 45g de células (base seca) por litro de vinho e fornecem dois produtos: uma fase leve e outra pesada. A fase pesada com concentração entre 160 e 200 g de células (base seca) por litro, é chamada de leite ou creme de levedura. A outra fase, a leve, também chamada de vinho delevedurado ou simplesmente de vinho e geralmente contendo de 9 a 12 % de álcool e no máximo de 3 g/lt de células (base seca), é enviado ao processo de destilação para ser separado da água, o qual pode promover álcool hidratado ou anidro, dependendo do processo de destilação disponível.

Juntamente com o vinho delevedurado que segue para o processo de destilação pode entrar uma corrente (não mostrada na Figura AI.1) de álcool bem diluída proveniente da separação do álcool que é arrastado pelos gases, mais especificamente CO_2 , do processo fermentativo. Esta corrente é obtida por uma coluna de absorção de água operando em contracorrente.



Figura AI.1 - Desenho esquemático do processo fermentativo para produção de etanol em escala industrial

AI.3.1 - MODELAGEM MATEMÁTICA

A modelagem matemática determinística para este tipo de processo é complexa principalmente pela necessidade de um modelo cinético adequado bem como de parâmetros confiáveis. Os reatores podem ser considerados como tanques perfeitamente agitados de forma que o modelo resultará em um sistema de equações diferenciais ordinárias.
AI.3.2 - MODELO CINÉTICO

A transformação dos açúcares redutores (sacarose) em etanol é realizada pela *Saccharomyces cerevisiae* envolvendo um grande número de ações enzimáticas. Devido às muitas reações existentes e por se trabalhar com seres vivos, os modelos podem apresentar uma complexidade muito grande, o que os tornam pouco aplicáveis à utilização para o controle, pois o tempo computacional requerido pode inviabilizar sua aplicação em tempo real.

Para a simulação deste sistemas utilizou-se um modelo cinético do tipo não estruturado e não segregado. Este tipo de modelo é um dos mais simples aplicados em bioengenharia, onde se considera a célula de levedura como um soluto, sendo que esta simplificação diminui o número de parâmetros cinéticos e de transferência do meio a serem levantados experimentalmente.

A vantagem de se utilizar esta modelagem mais simples, reside no fato de se poder obter seus parâmetros cinéticos com maior precisão através de ensaios simples. Pode ser dito para justificar a escolha deste tipo de representação, que esta precisão pode compensar em parte as restrições de informações sobre o processo devidas às simplificações impostas ao modelo.

O modelo cinético utilizado neste trabalho é o sugerido por *Lee et al. (1983)* o qual se mostrou adequado através de testes realizados em unidades industriais de fermentação alcoólica. Na sua forma algébrica pode ser escrito como:

$$\mu = \mu_{\max} G_S G_P G_X$$
 AI.1

Sendo este um modelo derivado do modelo de '**Monod**', sua aplicação também fica restrita aos casos onde se assume crescimento balanceado sendo portanto aplicável a processos contínuos de fermentação alcoólica no estado estacionário, ou então com dinâmica relativamente lenta, como é o caso dos processos fermentativos em geral. Sobre o modelo de **Monod**, citado acima, para uma literatura básica indica-se *Bailey & Ollis (1986)*.

Identificando os termos de limitação e inibição do modelo utilizado, tem-se as definições:

$$G_s = \frac{S}{S + K_s}$$
 Termo de limitação pela concentração do substrato; AI.2

$$G_{p} = \left(1 - \frac{P}{P_{\text{max}}}\right)^{n}$$
 Termo de inibição pelo produto; AI.3
$$G_{x} = \left(1 - \frac{X}{X_{\text{max}}}\right)^{m}$$
 Termo de inibição pela concentração microbiana. AI.4

e

 $\mu_{máx}$ - Velocidade específica máxima do crescimento celular;

O acoplamento destes termos torna o valor da velocidade específica menor que o valor máximo, pois estes são termos de inibição, e restringem o valor de μ com relação ao valor de $\mu_{máx}$.

Com relação aos valores máximos de P_{max} e de $\mu_{máx}$, as restrições são as seguintes:

• Abaixo de uma temperatura crítica superior, P_{max} é constante e igual ao correspondente à temperatura crítica superior;

• Acima desta temperatura crítica superior, o valor de P_{max} decresce exponencialmente segundo a equação AI.5.

$$P_{\max} = K_0 e^{aT}$$
AI.5

Segundo Andrieta (1994) a temperatura crítica superior esta próxima de 32°C.

• Com relação à velocidade específica máxima $\mu_{máx}$, esta também é afetada pela temperatura e segue a equação de Arrhenius, ou seja:

$$\mu_{\max} = Ae^{\left(-\frac{E}{RT}\right)}$$
AI.6

Aplicando estas equações para as variações de substrato, células (levedura) e etanol, tem-se, por definição:

Apêndice AI - Planta Industrial de Produção de Etanol

$$\mu = \frac{1}{X} \frac{dX}{dt}$$
AI.7
$$\frac{dX}{dt} = \mu X$$
AI.8

Substituindo a equação AI.8 na equação AI.1, tem-se a equação AI.9, que descreve a variação de células com o tempo:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{\max} X \left(\frac{S}{S+K_s}\right) \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^m \qquad \text{AI.9}$$

Por definição $Y_{X/S}$ relaciona a variação da concentração de células com as de substrato:

$$Y_{X/S} = \frac{\frac{dX}{dt}}{\frac{dS}{dt}}$$
AI.10

A partir da definição mostrada em IV.10, pode-se ter as equações de taxa para a concentração de substrato.

$$\frac{dS}{dt} = \frac{1}{Y_{X/S}} \frac{dX}{dt}$$
AI.11.a

ou

$$r_{S} = -\frac{dS}{dt} = \frac{\mu_{\max}X}{Y_{X/S}} \left(\frac{S}{S+K_{S}}\right) \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^{n} \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^{m} \text{AI.11.b}$$

ou ainda,

$$r_s = \frac{1}{Y_{X/S}} \mu X$$
AI.11.c

Analogamente, $Y_{P/S}$ relaciona a variação do produto etanol com a de substrato:

$$Y_{P/S} = \frac{\frac{dP}{dt}}{\frac{dS}{dt}}$$
AI.12

obtendo também uma expressão para a velocidade de formação de etanol:

$$\frac{dP}{dt} = Y_{P/S} \frac{dS}{dt}$$
AI.13.a

ou

$$r_{p} = \frac{dP}{dt} = \frac{\mu_{\max} X}{Y_{X/S}} \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} \left(\frac{S}{S+K_{S}}\right) \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^{n} \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^{m} \text{AI.13.b}$$

ou ainda,

$$r_p = \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} \mu X$$
AI.13.c

Como citado anteriormente o modelo apresentado neste capítulo é do tipo não estruturado, não sendo adequado para descrever o comportamento dinâmico do processo segundo *Dunn e Mor (1981)*, devido a alterações resultante de qualquer mudança dinâmica no meio. Segundo *O'Neil e Liberatos (1990)* a aplicação de um atraso linear na velocidade específica de crescimento pode adequar este modelo cinético para o estudo dinâmico, o qual é descrito pela equação AI.14.

$$\mu_C = \mu \left(\frac{S_{\text{passo de integracao anterior}}}{S_{\text{atual}}} \right)$$
AI.14

Esta correção é feita a cada passo de integração aplicado para resolução das equações diferenciais.

AI.3.3 - PARÂMETROS CINÉTICOS

Os valores dos parâmetros cinéticos são mostrados nos quadros AI.1, AI.2 e AI.3 para as equações AI.1, AI.5 e AI.6 respectivamente, e foram extraídos do trabalho de *Andrieta (1994)*, onde também podem ser conseguidas informações adicionais sobre suas obtenções. Pode-se salientar que estes parâmetros foram obtidos para este tipo de processo fermentativo e relacionados através de ajustes com dados de plantas industriais operadas em batelada alimentada.

Parâmetro	Valor
μmáx	0.41 g/l
Pmax	103 g/l (p/ T≤ 32 oC)
Xmáx	100 g/l
n	3,0
m	1,0
Ks	1,6
Y _{P/S}	0,445
Y _{x/s}	0,033

Quadro AI.1 - Valores dos parâmetros cinéticos para Temperatura de 32.0 °C para a equação AI.1.

Quadro AI.2 Valores das constantes da equação AI.5.

Constante	Valor
Kc	895,6 g/l
a	0,0676 g/l

Quadro AI.3 Valores das constantes da equação AI.6.

Constante	Valor	
E	$1,54 \ge 10^4 \text{ cal/mol}$	
A	4,50 x 10 ¹⁰	

AI.3.4 - EQUAÇÕES DE BALANÇO

As equações que descrevem o comportamento dinâmico do sistema apresentado na Figura AI.1 seguem os procedimentos de balanço material e de energia para cada estágio independentemente e são descritas pelas equações que seguem.

Os reatores foram considerados como sendo reatores "CSTR", ou seja contínuos e perfeitamente agitados, o que segundo *Rodrigues (1993*) consiste numa boa aproximação através de análises de reatores de porte industrial.

No balanço de massa despreza-se a fase gasosa e o volume preenchido pelas células, o que segundo Andrieta (1994) são desprezíveis para reatores deste tipo e

operados em escala industrial.

Para cada fermentador há um trocador de calor acoplado externamente de modo a manter a temperatura do fermentador nos níveis determinados como ótimos.

As equações diferenciais obtidas são integradas utilizando o método numérico de Runge-Kutta de quarta ordem, o qual é descrito em detalhes em *Franks (1972)* e *Press et al. (1986)*.

Balanço de Massa Global no Reator i

Assumindo a densidade do líquido reagente constante para cada reator:

$$\frac{dV_i}{dt} = \frac{F_{i-1}\rho_{i-1}}{\rho_i} - F_i$$
AI.15

Balanço de Massa do Substrato no Reator i

$$\frac{d(V_i S_i)}{dt} = F_{i-1} S_{i-1} - F_i S_i + r_S V_i$$
AI.16.a

Substituindo a equação AI.11.c na equação AI.16.a, obtém-se:

$$\frac{d(V_i S_i)}{dt} = F_{i-1} S_{i-1} - F_i S_i - \frac{V_i X_i}{Y_{X/S}} \mu_i$$
AI.16.b

Balanço de Massa do Etanol no Reator i

$$\frac{d(V_i P_i)}{dt} = F_{i-1}P_{i-1} - F_i P_i + r_P V_i$$
AI.17.a

Substituindo a equação AI.13.c em AI.17.a, obtém-se:

$$\frac{d(V_i P_i)}{dt} = F_{i-1}P_{i-1} - F_i P_i + \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} V_i X_i \mu_i$$
 AI.17.b

Balanço de Massa das Células no Reator i

$$\frac{d(V_i X_i)}{dt} = F_{i-1} X_{i-1} - F_i X_i + r_X V_i$$
AI.18.a

Substituindo a equação AI.8 em AI.18.a, obtém-se:

$$\frac{d(V_i X_i)}{dt} = F_{i-1} X_{i-1} - F_i X_i + V_i X_i \mu_i$$
 AI.18.b

Balanço de Energia p/ o Fluido Reagente no Reator i

Seguindo o esquema da Figura AI.1, tem-se:

$$\frac{\rho Cpd(V_iT_i)}{dt} = F_{i-1}T_{i-1}\rho Cp - F_iT_i\rho Cp + \rho CpFc_i(Tc_i - T_i) + V_i\Delta Hr_S \text{ AI.19.a}$$

Rearranjando, e substituindo o termo r_s pela equação AI.11.c, tem-se:

$$\frac{d(V_i T_i)}{dt} = F_{i-1}T_{i-1} - F_i T_i + Fc_i (Tc_i - T_i) + \frac{V_i \Delta HX_i}{\rho C p Y_{X/S}} \mu_i$$
AI.19.b

Balanço de Energia p/ Fluido Reagente no Trocador de Calor i

$$\frac{\rho Cpd(Vc_iTc_i)}{dt} = \rho CpFc_i(T_i - Tc_i) - UA_iLMDT_i$$
AI.20.a

Considerando Vc_i constante e rearranjando, tem-se:

$$\frac{d(Tc_i)}{dt} = \frac{Fc_i}{Vc_i} (T_i - Tc_i) - \left(\frac{UA_i}{Vc_i\rho Cp}\right) LMDT_i$$
AI.20.b

onde $LMDT_i$ é a média logarítimica de temperaturas do trocador de calor i, definida na equação AI.21:

$$LMDT_{i} = \frac{(T_{i} - Tj_{i}) - (Tc_{i} - Tje)}{Ln\left(\frac{(T_{i} - Tj_{i})}{(Tc_{i} - Tje)}\right)}$$
AI.21

Balanço de Energia p/ Fluido de Resfriamento no Trocador de Calor i

$$\frac{\rho_j C p_j d(V j_i T j_i)}{dt} = \rho_j C p_j F j(T j e - T j_i) + U A_i L M D T_i$$
A1.22.a

Da mesma forma que AI.20.a considera-se Vj_i constante, e rearranjando, tem-se:

Apêndice AI - Planta Industrial de Produção de Etanol

$$\frac{d(Tj_i)}{dt} = \frac{Fj}{Vj_i} (Tje - Tj_i) + \frac{UA_i}{Vj_i \rho_j Cp_j} LMDT_i$$
AI.22.b

sendo LMDT_i definido pela equação IV.21.

Balanço de Massa Aplicados ao Sistema

$$F_W = \frac{F0}{(1-R)}$$
AI.23

$$F_r = F_W - F0 \tag{AI.24}$$

$$F_{l1} = \frac{F_R X_R}{X_l}$$
AI.25

$$F_a = F_R - F_{l1} AI.26$$

$$F_{v} = F_{w} \frac{X_{l} - X_{f}}{X_{l} - X_{v}}$$
AI.27

$$F_l = F_w - F_v \qquad \text{AI.28}$$

$$F_S = F_l - F_{l1} AI.29$$

$$S_R = \frac{F_{l1}S_f}{F_R}$$
AI.30

$$S_W = \frac{F_R S_R + F S_0}{F_W}$$
AI.31

$$P_R = \frac{F_{l1}P_f}{F_R}$$
AI.32

$$P_W = \frac{F_R P_R}{F_W}$$
AI.33

Desta forma o sistema fermentativo estudado é constituído de 7 equações diferenciais para cada estágio, do fermentador, perfazendo um total de 28 equações diferenciais, as quais são resolvidas utilizando o método de Runge-Kutta de quarta ordem, *Franks (1972)*.

Juntamente com as equações diferenciais, foram resolvidas as equações de balanço de massa aplicados ao arranjo físico do sistema constituídas pelas equações AI.23 a AI.33.

AI.3.5 - CONDIÇÕES OPERACIONAIS E DE PROJETO

As condições operacionais foram obtidas por *Andrieta (1994*) o qual simulou, otimizou e aplicou técnicas de controle convencionais a este processo, sendo este implementado em uma Usina de Açúcar e Álcool. Para definição das condições operacionais e de projeto dos equipamentos, o autor começa definindo algumas variáveis de processo, define o número de estágios ótimos, a relação ótima dos volumes dos reatores, e a temperatura de operação bem como o estado estacionário correspondente.

AI.3.6 - VARIÁVEIS DE PROCESSO

As variáveis definidas no presente trabalho refletem a representação de uma condição real de um processo fermentativo de produção alcoólica operando em regime contínuo e em escala industrial, sendo capazes de levar o mesmo a valores de produtividades aceitáveis sem comprometer a viabilidade econômica e operacional da planta.

As principais variáveis a serem definidas são:

- Concentração de ART no meio de alimentação (mosto);
- Concentração de células no reciclo;
- Concentração de células no creme de levedura;
- Concentração de células no vinho delevedurado;
- Temperatura de operação dos reatores;
- Temperatura da água de resfriamento.

Na quadro AI.4 são mostrados os valores a serem empregados das variáveis citadas acima independente das condições operacionais impostas à unidade

fermentativa.

Variáveis	Valores
Conc. de ART no mosto	180,0 g/lt
Conc. células creme	180,0 g/lt
conc. de células no reciclo	90,0 g/lt
conc. de células no vinho	3,0 g/lt
Temperatura do fluido refrigerante (água)	28,0 °C

Quadro AI.4 - Valores das variáveis operacionais de processo

Além das variáveis diretamente observadas no processo fermentativo, faz-se necessário a consideração de duas outras variáveis indiretas e que representam o desempenho do sistema, que são o rendimento e a produtividade de etanol. As expressões para estas duas variáveis são demonstradas nas equações AI.34 e AI.35.

Produtividade =
$$\frac{F_V P(4)}{V}$$
 AI.34

Rendimento =
$$\frac{F_{v} P(4)}{F_{0} S_{0}} \frac{100}{0.511}$$
 AI.35

Cabe ressaltar que para o cálculo das variáveis rendimento e produtividade expressas pelas equações AI.34 e AI.35, estas quando apresentadas em seus perfis dinâmicos, representam valores médios referentes a uma hora de processo, ou seja, sempre na última hora passada. Este artíficio foi adotado para que estes valores fossem o mais representativo possível dinamicamente.

AI.3.7 - DETERMINAÇÃO DA RAZÃO DE REFLUXO

A razão de refluxo é a relação entre a vazão de refluxo de células com relação ao primeiro reator e a vazão de mosto. Industrialmente em reatores batelada-alimentada com reciclo de células a razão de refluxo é de aproximadamente 30%, onde o volume de fermento tratado corresponde a aproximadamente 1/3 do volume total do fermentador. Este é o valor adotado neste trabalho.

AI.3.8 - DETERMINAÇÃO DA TEMPERATURA DE OPERAÇÃO

A temperatura de operação de um processo fermentativo é de fundamental importância e deve ser determinada criteriosamente e com cuidado, uma vez que sua influência pode ser grande na cinética do processo.

Além do mais ao se trabalhar com seres vivos, deve-se notar que as condições de temperatura afetam diretamente os microrganismos e desta forma influenciam fortemente o rendimento e a produtividade. Um fator de ordem econômica deve também ser considerado, pois dependendo desta temperatura operacional a área de troca térmica necessária torna-se muito grande, podendo inviabilizar o processo, elevando assim o investimento inicial e posteriormente os custos com manutenção.

Para determinação desta temperatura operacional, *Andrieta (1994*), utilizou um processo de otimização baseado no procedimento **Simplex**, onde foi encontrado um valor ótimo de temperatura para um reator contínuo perfeitamente agitado para se atingir 99,3% de conversão, juntamente com a área de troca térmica necessária.

Desta forma o valor que proporcionou este menor valor foi uma temperatura de 33,5 °C, sendo estipulada como a temperatura de operação de cada reator, a qual buscou-se manter através dos trocadores de calor (resfriadores) externos à cada fermentador.

AI.3.9 - DETERMINAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DE VOLUMES DOS REATORES

Primeiramente foi determinado qual o tipo de reator a ser empregado, tubular ou tanques perfeitamente agitados em série, ambos com reciclo de microrganismos. Mesmo o reator tubular apresentando um menor volume total para uma mesma conversão, seu emprego foi descartado devido a liberação do gás carbônico (CO_2) durante o processo fermentativo apresentando assim problemas operacionais.

Para a determinação do número de reatores tanques agitados ligados em série com

reciclo de células, usou-se de um critério baseado na mínima variação do volume total do sistema. Segundo este procedimento, a unidade de fermentação possui 4 unidades.

Após determinada a quantidade de reatores, obteve-se a distribuição dos volumes dos reatores de forma a proporcionar o máximo em produtividade utilizando-se para tanto um processo de otimização linear baseado no Método Simplex, descrito em detalhes por *Press et al (1986)*.

Desta forma, o volume total de reatores é de 1000 m^3 e a distribuição de volume dos reatores em relação ao volume total dos reatores é de: 20.96% para o reator 1; 26.72% para o reator 2; 31.56% para o reator 3 e 20.76% para o reator 4.

AI.3.10 - DEFINIÇÃO DAS VAZÕES DE FLUIDO REAGENTE E DE RESFRIAMENTO NOS TROCADORES DE CALOR

De forma idêntica ao custo relacionando a área de troca térmica dos reatores, fezse necessário a definição das vazões de fluido refrigerante (água) e de reagente que alimenta os trocadores de calor, uma vez que estas vazões definem diretamente o custo de investimento e de operação em equipamentos como bombas de recirculação e da disponibilidade ou não de água para refrigeração.

Neste sentido, fez-se uma análise baseado na área de troca térmica do trocador de cada estágio em função da vazão de fluido reagente e/ou fluido de resfriamento, uma vez que foram consideradas iguais para se determinar as vazões necessárias destes que proporcionassem menor área de troca térmica. Os resultados são apresentados na quadro AI.5.

Reator	vazão de fluido reagente	vazão de refrigerante
1	400 m ³ /h	400 m ³ /h
2	350 m ³ /h	350 m ³ /h
3	180 m³/h	180 m³/h
4	60 m³/h	60 m³/h

Quadro AI.5 - Vazões de fluido regente e de resfriamento para cada trocador de calor

Estipulou-se que as vazões de fluido refrigerante e de fluido reagente seriam iguais em cada estágio como condição de projeto, baseando-se no fato de que o meio reacional é bem diluído aproximando-se de uma solução aquosa.

AI.4 - DINÂMICA DO SISTEMA EM MALHA ABERTA

Uma etapa muito importante no conhecimento de um processo para a definição da estratégia e projeto do sistema de controle é a análise do comportamento dinâmico do sistema em malha aberta. Assim é possível determinar quais variáveis devem ser escolhidas para serem controladas e/ou manipuladas, para obter a manutenção do estado estacionário e/ou desejado.

Esta análise é feita sobre algumas variáveis importantes de saída do sistema e que podem variar conforme modificações nas condições operacionais, ocasionadas por mudanças nas variáveis de entrada.

Frente a isto, fez-se então variações degrau nas variáveis de entrada escolhidas e analisou-se o comportamento das variáveis de saída, a fim de se determinar o efeito e a sensibilidade destas variáveis frente às variações impostas.

Esta análise promove a identificação do comportamento crítico de algumas variáveis frente à variações nas condições de entrada, tais como apresentar um comportamento de resposta inversa ou fortemente não linear. Quando o sistema apresenta tais comportamentos, certamente afetará o desempenho do controlador, portanto com impacto na sofisticação da estratégia de controle. De fato, se a variável escolhida para manipulação implicar neste comportamento, o sistema de controle

deverá ser projetado com muito mais esforço para evitar instabilidade. Obviamente nesta situação, passa a ser questionável a escolha de variáveis manipuladas que levem a um comportamento dinâmico complexo.

Para o presente sistema, as variáveis de entrada escolhidas para serem perturbadas foram as que podem ser modificadas durante o processo:

Variáveis possíveis de manipulação com perturbação do tipo degrau de $\pm 10\%$:

- Vazão de meio de alimentação de mosto (F0);
- Concentração de ART no mosto (S0);
- Temperatura ambiente do fluido refrigerante (Tje);
- Razão de refluxo (RR);
- Temperatura de entrada de mosto (Tw).

Variáveis de saída analisadas:

- S(1), S(2), S(3) e S(4);
- P(1), P(2), P(3) e P(4);
- $X(1), X(2), X(3) \in X(4)$

Deve ser mostrado que não se aplicou uma análise da temperatura para estes casos estudados, pois a configuração do modelo do processo inclui um controle do tipo proporcional para as malhas de temperatura por manipulação das vazões de fluido refrigerante em cada estágio, a fim de mantê-las nas condições operacionais desejadas.

O comportamento das variáveis de saída frente ás perturbações

independentes nas variáveis de entrada estipuladas pode ser visualizadas nas figuras:

- S(1), S(2), S(3) e S(4) Figura AI.2 à figura AI.15;
- P(1), P(2), P(3) e P(4) Figura AI.16 à Figura AI.23;
- X(1), X(2), X(3) e X(4) Figura AI.24 à Figura AI.29.



Figura AI.2 - Comportamento de S(1) para perturbações degrau de $\pm 10\%$ T_w



Figura AI.3 - Comportamento de S(2) para perturbações degrau de $\pm 10\%$ T_w



Figura AI.4 - Comportamento de S(3) para perturbações degrau de $\pm 10\%$ T_w

Figura AI.5 - Comportamento de S(4) para perturbações degrau de $\pm 10\%$ T_w

141





Figura AI.7 - Comportamento de S(2) para perturbações degraus de ±10% na RR



Figura AI.8 - Comportamento de S(3) para perturbações degraus de $\pm 10\%$ na RR







Figura AI.10 - Comportamento de S(1) e Figura AI.11 - Comportamento de S(3) e S(2) para perturbações degrau de $\pm 10\%$ na Tje S(4) para perturbações degrau de $\pm 10\%$ na Tje



Figura AI.12 - Comportamento de S(1) e S(2) perturbações degrau de $\pm 10\%$ em S0

Figura AI.13 - Comportamento de S(3) e S(4) perturbações degrau de ±10% em S0



Figura AI.14 - Comportamento de S(1) e S(2) perturbações degrau de $\pm 10\%$ em F0



Figura AI.15 - Comportamento de S(3) e S(4) perturbações degrau de $\pm 10\%$ em F0



Figura AI.16 - Comportamento de P(1) e P(2) perturbações degrau de $\pm 10\%$ em TW

Figura AI.17 - Comportamento de P(3) e P(4) perturbações degrau de $\pm 10\%$ em TW



Figura AI.18 - Comportamento de P(1) para perturbações degrau de $\pm 10\%$ em RR

Figura AI.19 - Comportamento de P(2) para perturbações degrau de $\pm 10\%$ em RR



Figura AI.20 - Comportamento de P(3) e P(4) perturbações degrau de $\pm 10\%$ em RR



Figura AI.21 - Comportamento P(1), P(2), P(3) e P(4) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em S0

Figura AI.22 - Comportamento P(1), P(2), P(3) e P(4) perturbações degrau de $\pm 10\%$ em F0







Figura AI.24 - Comportamento X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em TW





Figura AI.25 - Comportamento X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbações degrau de ±10% em Tje



X(3) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em S0

Figura AI.26 - Comportamento X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em F0



Figura AI.27 - Comportamento X(1), X(2) e Figura AI.28 - Comportamento de X(4) p/ perturbações degrau de ±10% em S0

Dos resultados observados da Figura AI.2 à Figura AI.28, pode-se notar que o comportamento dinâmico do sistema pode ser complexo dependendo da variável perturbada, pois apresenta em alguns casos respostas altamente não lineares, como por exemplo Figuras AI.11 e Figura AI.13, e em alguns casos resposta inversa, Figura AI.19 e Figura AI.28.

Das figuras citadas verifica-se também a grande influência das perturbações nas variáveis de entrada, em ordem decrescente de intensidade: 10% p/ Tje, 10% p/ S0, $\pm 10\% \text{ p}/\text{ F0}$, -10% RR e 10% Tw.

A partir da análise da influência das perturbações citadas acima, feitas individualmente, fez-se uma análise do comportamento das variáveis de respostas frente a perturbações cruzadas da variável de maior influência (Tje) com as demais. Isto foi feito variando-se $\pm 10\%$ nestas duas de forma cruzada, perfazendo um total de 4 variações para cada par de variações.

Os resultados do comportamento das variáveis de saída frente a estas perturbações cruzadas das variáveis de entrada são mostrados nas Figuras AI.29 à IV.36.



Figura AI.29 - Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em Tje e S0

Figura AI.30 - Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em Tje e S0



Figura AI.31 - Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em Tje e F0





Figura AI.32 - Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em Tje e F0.



Figura AI.33 - Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em Tje e RR

Figura AI.34 - Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbações degrau de $\pm 10\%$ em Tje e RR



Figura AI.35 - Comportamento de S(1) e S(2)para perturbação degrau em Tje e Tw



Da análise das Figuras AI.29 à AI.36, verifica-se que estas variáveis quando cruzadas produzem efeitos análogos quando aplicadas de forma independentes. Nota-se ainda que a variação Tje para -10% do seu valor estipulado, tende a manter o sistema em uma condição de alto rendimento, mesmo com a influência de outras perturbações agindo juntamente.

Das variáveis de entrada estudas para o comportamento dinâmico das variáveis de saída, as únicas passíveis de serem utilizadas como variáveis manipuláveis, no contexto estudado, são a vazão de alimentação de mosto (F0) e a razão de refluxo (RR).

Destas duas variáveis de entrada estudadas, verifica-se que influência de RR no comportamento dinâmico do sistema é muito problemática, chegando a apresentar, em alguns casos, comportamento com resposta inversa. Desta forma, esta variável é praticamente excluída da possibilidade de utilização como variável manipulada,

quando comparada com F0.

O comportamento irregular apresentado pelo sistema, tal como resposta praticamente assimétrica e resposta inversa justifica a análise de viabilidade da implementação de técnicas de controle avançado por computador, como é o caso do estudo da aplicação do controlador 'DMC'.

O desenvolvimento da estratégia, a implementação e análise da performance do controlador serão considerados no próximo capítulo.

AI.5 - CONCLUSÕES

O sistema é considerado complexo, como mostrado pela modelagem matemática, equações cinéticas e equações diferenciais de balanço, o que exigiu procedimentos específicos para obtenção de informações quanto a projeto do sistema (dimensionamento), definição de operação e definição das condições operacionais.

Com relação à dinâmica do sistema em malha aberta, este processo demonstrou ser altamente complexo, pois apresenta desde resposta linear, assimétrica e resposta inversa em algumas de suas variáveis de saída, para determinadas variações degrau impostas.

Dos dados obtidos pelas análises dinâmicas do sistema, verificou-se basicamente duas variáveis passíveis de manipulação, devido suas influências nas variáveis de saída. São elas a Vazão de Entrada de Mosto (F0) e a Razão de Refluxo (RR).

APÊNDICE AII

REATOR DE HIDROGENAÇÃO DE FENOL A CICLOHEXANOL DA RHODIA

Neste apêndice AII objetiva-se apresentar alguns detalhes do reator de Hidrogenação de Fenol a Ciclohexanol da RHODIA Brasil Ltda., Usina Química de Paulínia, Paulínia SP.

O reator é um reator trifásico tipo lama, no qual a reação de Hidrogenação de Fenol, altamente exotérmica, é processada e a retirada de calor ocorre devido tanto pela imersão do reator no interior de uma caldeira, quanto pela circulação de refrigerante (condensado de vapor) no interior dos seis primeiros tubos reacionais, Figura AII.1.

Além da retirada de calor reacional pela caldeira, os 6 primeiros tubos possuem refrigeração interna de refrigerante em co-corrente com o meio reacional para manter controlada o perfil de temperatura ao longo do interior dos tubos do reator.

Além de toda a complexidade estrutural e operacional que este reator apresenta, outros fatores concorrem para aumento da complexidade operacional e de desempenho, tais como a desativação do catalisador, incrustações ao longo do reator (sistema trifásico) entre outros.

Ao longo deste apêndice são apresentadas a equação cinética da reação principal, os subprodutos indesejáveis formados, características físicas do reator e da caldeira, condições operacionais e as principais malhas de controle.

São apresentados também o arranjo montado que permitiu a aquisição de dados e teste do controlador D-AMPC em linha com o processo.

Finalizando, são apresentadas as justificativas de utilização de uma técnica de controle sofisticado no reator, controlador D-AMPC, possíveis ganhos e as principais conclusões sobre a manutenção do processo eficientemente controlado.

AII.1 - REAÇÃO PRINCIPAL

A função básica do reator estudado é de realizar a Hidrogenação de fenol para Ciclohexanol sobre catalisador sólido a base de níquel, Niquel/Rhaney, segundo a equação AII.1.

Fenol + 3
$$H_2$$
 --Ni---> Ciclohexanol AII.1

As matérias primas básicas da reação, fenol e H_2 são produzidas na própria UQP/RHODIA, exceto o catalisador.

O produto Ciclohexanol deste reator é matéria prima para inúmeras substâncias de interesse comercial, como por exemplo NYLON, daí sua grande importância quanto produto de alto valor agregado.

A reação descrita pela equação AII.1, caracteriza-se como a reação principal e preferencial se operado sob condições ótimas de alimentação de reagentes/catalisador, temperatura e pressão.

Entretanto há a formação de produtos indesejáveis mesmo sob condições ótimas de operação para a reação principal. Tais produtos indesejáveis como Ciclohexano, Ciclohexanona e outros, além de contaminar o produto principal Ciclohexanol comprometem o rendimento e a produtividade, afetando negativamente o desempenho econômico do processo.

O fato do catalisador apresentar constante desativação conforme as condições operacionais, caracteriza-se como um fator de extrema complexidade, e que torna o sistema suscetível a grandes flutuações operacionais. Neste sentido, o desempenho do reator quanto a produtividade de Ciclohexanol e formação de subprodutos, ficam muito restrito a tais fatores que ocorrem de forma aleatória e contínua.

Neste sentido a aplicação de técnicas de controle avançado, que considerem tais fatores intrínsecos do processo e de difícil monitoração, torna-se muito vantajosa quando se deseja alto desempenho operacional. Justifica-se desta forma um estudo de desenvolvimento e implementação de um controlador altamente promissor para aplicações industriais que leva em consideração características adaptativas na sua formulação.

All.2 - REATOR

Como a reação descrita no item AII.1 ocorre num meio trifásico: Catalisador (sólido), fenol (líquido) e H_2 (gás), com grande liberação de calor (reação altamente exotérmica), a disposição física deste reator é complexa.

Para efetivar a remoção de calor do meio reacional, o reator esta imerso dentro de uma caldeira, a qual retira calor reacional pela geração contínua de vapor.

Na figura AII.1 apresenta-se o desenho esquemático do arranjo reacional de um tubo de reação, com e sem camisa interna de refrigeração, demonstrando a entrada dos reagentes, refrigerante e a caldeira, juntamente é apresentado uma visão superior do reator através de um corte transversal "vista de topo".



(a) j=1, ..., 6 (b) j=7,8

Figura AII.1 - Desenho esquemático do tubos do Reator de Hidrogenação de Fenol. (a) com refrigeração interna; (b) sem refrigeração interna

Nos tubos onde há a passagem de fluido refrigerante, o fluxo entre o meio reacional e o refrigerante se dá em co-corrente, e o meio reacional flui para o tubo seguinte enquanto que o refrigerante é despejado no interior da caldeira. A função principal do refrigerante nos 6 primeiros tubos reacionais, fluindo em co-corrente, é controlar a temperatura no interior dos reatores, de forma a evitar possíveis desequilíbrios térmicos reacionais, como é o caso do disparo de temperatura chamada de "Runaway".

No "Runaway", a temperatura em um determinado ponto pode aumentar muito rapidamente, levando consigo a taxa reacional que aumenta em proporções exponenciais. Tal condição é mais freqüente em reatores de leito fixo, com a possibilidade de surgimento dos pontos quentes 'hot-spot', entretanto tal condição não pode ser descartada neste reator de lama.

Além da possibilidade de disparo na temperatura, tal aumento provoca um aumento na formação de subprodutos, ou seja, diminuição da seletividade da reação. De fato fenômenos indesejados como evaporação excessiva dos reagentes pode ocorrer.

Com isto, torna-se claro a necessidade de operação deste reator eficientemente, justificando plenamente a utilização de controle avançado multivariável DMC, na forma adaptativa, D-AMPC.

AII.3 - CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO REATOR

A operação do reator é feita basicamente pela alimentação da mistura reacional fenol + H_2 + catalisador, como mostrado na Figura AII.2.

Na Figura AII.2 são mostrados todos os detalhes da alimentação dos reagentes e do catalisador, desde a preparação do catalisador, reciclo do catalisador, aquecimento da alimentação de fenol com a corrente de saída do sistema, e com vapor, mistura do fenol com a corrente de H_2 e alimentação no reator descrito resumidamente.



Figura AII.2 - Desenho esquemático da unidade de produção de ciclohexanol

As vazões de entrada dos reagentes são alimentados de forma balanceada, conforme a marcha operacional imposta para uma produção específica de Ciclohexanol.

A definição das condições operacionais são descritas pelos guias de operação e pela experiência pessoal dos operadores envolvidos, ou seja, a operação do reator esta condicionada a experiências anteriores. Entretanto recentemente foram feitos esforços na compreensão das condições operacionais utilizando conceitos de balanços materiais, energéticos e de momentum (Relatório interno Rhodia, 1996).

Apêndice AII: Reator de Hidrogenação de Fenol a Ciclohexanol da Rhodia 158 As condições impostas pela operação do reator são rígidas:

- Acompanhamento dos perfis de temperatura ao longo dos tubos reacionais, para evitar elevação bruscas acima do permitido, diminuindo assim a seletividade da reação, ou seja, formação de subprodutos indesejáveis;

- Garantir a conversão total de fenol no interior do reator, pois além de se tratar de uma substância altamente tóxica e poluente, promove alterações indesejáveis na etapa de separação de Ciclohexanol. A conversão total de Fenol é analisada e garantida atualmente através do acompanhamento do perfil de temperaturas, bem como por análises diárias de rotina em laboratório.

Neste sentido, verifica-se que a operabilidade do reator esta condicionada à manipulação eficiente da alimentação dos reagentes juntamente com o catalisador, e da manutenção de um perfil de temperaturas adequado ao longo do reator. Este procedimento operacional garante que as duas condições básicas citadas acima não sejam violadas.

All.4 - MALHAS DE CONTROLE DO REATOR

Como mostrado no item AII.3 as condições operacionais do reator que devem ser mantidas sob supervisão, são basicamente as alimentações dos reagentes/catalisador, e os perfis de temperatura ao longo do reator por manipulação das vazões de refrigerante para cada um dos 6 tubos dotados de refrigeração interna.

Na Figura AII.2 verificam-se duas malhas de controle secundárias que visam manter as condições de alimentação constante para uma determinada marcha operacional, que são as malhas de controle da temperatura de entrada dos reagentes e da vazão de H_2 alimentado.

Verificam-se ainda as malhas de controle de temperatura de fundo dos reatores

2, 3, 4, 5 e 6, por manipulação das vazões de refrigerante para os 6 primeiros tubos reacionais e que possuem refrigeração interna. Além das malhas de controle de temperatura, há uma malha secundária que controla o nível de condensado na caldeira por manipulação da vazão de água fria para reposição, referente ao vapor gerado na própria caldeira devido ao calor de reação.

Mais especificamente, no controle das temperaturas de fundo dos tubos do reator, a manipulação é feita segundo um controlador em cascata que atua sobre os "*Set-Point*" das vazões de refrigerante para cada tubo.

A manipulação da vazão de entrada de refrigerante em um determinado tubo de reação é feita através de controladores convencionais PID, e os controles em cascata de temperatura atuam sobre os "*Set-Point*" destas malhas de controle de vazão.

Cabe ressaltar que atualmente o controle da temperatura de fundo de um tubo do reator atua diretamente sobre o "*Set-Point*" da malha de controle de vazão de refrigerante do tubo imediatamente anterior.

As aquisições e atuações sobre o sistema são realizadas através de um sistema de controle digital, SDCD, o qual é mantido em uma sala de controle da unidade, Figura AII.3. O sistema SDCD, marca YOKOGAWA, possui ainda sistemas de segurança altamente confiáveis e que trabalham 24 horas por dia durante 365 dias por ano sem interrupção.



Figura AII.3 – Diagrama esquemático entre processo – SDCD – Operação

Na sala de controle, onde se encontra o SDCD, a operação (operadores do reator) tem todas as ferramentas para atuar sobre o processo automaticamente, pois o tratamento de sinais pelo SDCD envolve aquisição de dados, cálculo das várias variáveis manipuladas para efetuar sobre o processo e influência remota sobre os elementos finais de atuação, geralmente válvulas de controle.

AII.5 – DIFICULDADES OPERACIONAIS

Atualmente o reator apresenta algumas dificuldades operacionais que são características de um sistema industrial e que prejudicam bastante a operação do reator. Além da complexidade do reator e das condições de reação, meio trifásico e remoção de calor complexa.

Os principais fatores que dificultam a operação do reator são:

1) Dificuldades de manutenção constante da concentração do catalisador;

2) Manutenção da atividade do catalisador;

- 3) Estabilização do fornecimento do reagente H₂: Pressão e Vazão de alimentação;
- 4) Falta de controle eficiente das temperaturas ao longo do reator;

5) Falta de sensores de medidas de concentração ao longo do reator.

Os fatores citados acima concorrem prejudicialmente à uma operação adequada do reator para obtenção de alto desempenho.

Os itens 1 e 5 requerem investimentos de nível físico do sistema reacional, enquanto que os itens 2, 3 e 4 podem ser otimizados pela aplicação de técnicas avançadas de controle, uma vez que dispõem-se das medidas destas variáveis em tempo real, através do SDCD e da instrumentação disponível. Este é o caso específico do item 3, controle da temperatura ao longo dos tubos do reator.

O controle destas malhas é realizado através de malhas de controle clássicos PID onde a temperatura de fundo do tubo 2 é controlada em cascata por manipulação da vazão de refrigerante para o tubo anterior, tubo 1. O mesmo ocorre para as temperaturas de fundo do tubos 3, 4, 5 e 6, por manipulação em cascata das vazões de refrigerante ao tubo anterior.

AII.6 – VANTAGENS DA APLICAÇÃO DO CONTROLADOR AVANÇADO PREDITIVO/ADAPTATIVO D-AMPC

Como apresentado no item AII.5, existem fatores prejudiciais à qualidade de operação do reator, que podem ser melhorados através de controle avançado, entre eles a variabilidade da corrente de hidrogênio: vazão e pressão, e a disponibilização das malhas de controle PID de temperatura ao longo do reator.

O controle D-AMPC, desenvolvido no presente trabalho, possui capacidade de incorporação de um sistema multivariável que contemple toda as medidas de

Adicionando à consideração de todas as temperaturas do reator e vazões de refrigerante, variáveis controladas e manipuladas, respectivamente, o controlador D-AMPC incorpora o conhecimento dinâmico das vazões de alimentação de fenol e H_2 , e pressão de alimentação do reator, que são caracterizadas como variáveis de grande influência no meio reacional.

Desta forma o controlador multivariável adaptativo, D-AMPC, contempla as malhas de controle atualmente operantes no reator, adicionando a incorporação das principais variáveis perturbações medidas que interferem significativamente no controle do processo.

Com isto o controlador além de realizar controle das mesmas variáveis atualmente controladas pelo sistema, incorpora três variáveis de grande influência no desempenho do reator, podendo então contemplar as variações dinâmicas das variáveis consideradas e também contemplar possíveis variações em outras variáveis, como é o caso da desativação do catalisador e também de incrustações no sistema.

All.6.1 – Implementação do Controlador D-AMPC "Coleta e Atuação"

Para implementação e teste do controlador D-AMPC no reator de Hidrogenação de Fenol a Ciclohexanol da UQP/RHODIA, foi necessário a montagem de um sistema para coleta e tratamento dos dados obtidos do SDCD do reator de Hidrogenação para o controlador D-AMPC realizar os cálculos.

A interface para coleta e armazenagem dos dados em tempo real obtidos pelo
Apêndice AII: Reator de Hidrogenação de Fenol a Ciclohexanol da Rhodia 163

SDCD foram realizadas por um software comercial denominado de In-Touch.

O In-Touch, bem como o controlador D-AMPC são executados em um microcomputador PC ligado na rede interna do SDCD, conforme mostra a Figura





Figura AII.5 – Diagrama esquemático dos aparatos montados para realização do teste do controlador D-AMPC.

Na Figura AII.5 a conexão do software *In-Touch* com o controlador não foi possível diretamente por falta de otimização dos potenciais disponíveis no software *In-Touch*.

Neste sentido fez-se uma planilha em Excel para tratar os dados de processo, coletados pelo *In-Touch*, a cada instante de amostragem e gerar automaticamente o arquivo de dados para o controlador D-AMPC.

As variações das variáveis manipuladas calculadas pelo D-AMPC são enviadas

ao SDCD e então a ação sobre as variáveis manipuladas são implementadas no processo.

AII.7 - CONCLUSÕES

Baseado nos objetivos iniciais do trabalho de tese, do reator estudado, das condições operacionais consideradas, as principais conclusões são:

• O Reator de Hidrogenação de Fenol a Ciclohexanol é um reator complexo, tanto pelo meio reacional trifásico, quanto pela forma de remoção de calor (caldeira e refrigerante), e pela disposição das malhas de controle atualmente em operação;

• Fatores agravantes das condições operacionais do reator, são as variáveis de entrada de alimentação de H_2 e catalisador recirculados;

• Um controlador DMC multivariável é de fundamental importância para manutenção das condições operacionais de produção estáveis.

• A capacidade adaptativa de um controlador multivariável, D-AMPC, pode trazer grandes beneficios, pois o sistema apresenta variações de operação, como: atividade de catalisador, fatores de transferência de calor e variações de produção / operação.

APÊNDICE III

ESTIMATIVA RECURSIVA DE PARÂMETROS POR MÍNIMOS QUADRADOS

Como citado no capítulo V sobre o controle avançado preditivo adaptativo D-AMPC, a metodologia de ajuste dos parâmetros do modelo paramétrico de entrada e saída considerado foi baseado no método dos mínimos quadrados recursivos " RLS " com fator de esquecimento variável.

Neste apêndice o objetivo principal é descrever resumidamente o processo de estimativa dos parâmetros de um modelo entrada e saída, sendo que maiores detalhes podem ser encontrados em *Seborg et al (1986)*, *Toledo (1992)* e em *Souza jr 1989*, o qual realizou um amplo estudo sobre diferentes métodos de estimação da qual conclui-se que a técnica de identificação "on-line" dos mínimos quadrados recursivos, " RLS", com fator de esquecimento variável escalar, garante um bom acompanhamento do processo, sem problemas para a matriz convariança.

Definindo o vetor de parâmetros $.\theta$:

$$\theta(t-1) = [a_1, a_2, ..., a_{na}, b_0, b_1, ..., b_{nb}]^T$$
AIII.1

e o vetor de dados:

$$X^{T}(t) = \left[-y(t-1), -y(t-2), \dots, -y(t-na), u(t-1), u(t-2), \dots, u(t-nb-1)\right]$$

AIII.2

a técnica "RLS ", encontra estimativas, θ , dos parâmetros desconhecidos, θ , de modo a minimizar a função objetivo, equação AIII.3.

$$J\left(\hat{\theta}_{\tilde{\rho}}\right) = \sum_{j=1}^{t} \varphi(t)^{t-j} \left[y(j) - \hat{\phi}(j) \right]^{2}$$
AIII.3

com $0 < \varphi(t) \le 1$

onde $\hat{\phi} \hat{\epsilon}$ o valor da saída do modelo ' pelas estimativas $\hat{\theta}$.

Logo para o tempo t:

$$\hat{\phi}(t) = X^{T}(t)\hat{\theta}(t-1)$$
AIII.4

sendo que $\varphi(t)$ é um parâmetro conhecido por fator de esquecimento, que permite que dados mais recentes influenciem mais do que os dados antigos, para valores de $\varphi(t) < 1$.

O algoritmo de estimação é dado por:

$$\varepsilon(t) = y(t) - X^{T}(t)\hat{\Theta}(t-1)$$
AIII.5

$$S(t) = X^{T}(t) \underbrace{P(t-1)}_{\sim} X(t)$$
AIII.6

$$H(t) = \frac{1}{Vo} \left[1 - S(t) - \varepsilon^2(t) \right]$$
 AIII.7

$$\varphi(t) = \frac{1}{2} \left[H(t) + \left(H(t)^2 + 4S(t) \right)^{\frac{1}{2}} \right]$$
 AIII.8

$$\underset{\sim}{K(t)} = \underset{\sim}{P(t-1)} \underset{\sim}{X(t)} [S(t) + \varphi(t)]^{-1}$$
AIII.9

$$\hat{\theta}(t) = \hat{\theta}(t-1) + K(t)\varepsilon(t)$$
AIII.10

$$P(t) = \frac{1}{\varphi(t)} \left[\left(\prod_{\tilde{z}} K(t) X^{T}(t) \right) P(t-1) \right]$$
AIII.11

O parâmetro Vo está relacionado com a velocidade de adaptação do estimador, sendo que para valores pequenos de Vo, tem-se um estimador sensível, com rápida

Muitos controladores "Self-tunning " na literatura começam com a suposição de que o modelo da planta sob controle discreto no tempo e sujeito a perturbações é descrito pelo modelo localmente linearizado, dado pela equação AIII.12.

$$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})u(t-1) + x(t)$$
 AIII.12

Quando os parâmetros, e em conseqüência $\hat{\phi}(t)$, tem polaridade ou "bias", o controlador é incapaz de produzir erro nulo no estado estacionário. Isto acontece porque a fonte de " off-set" não foi modelada na equação acima e não é surpreendente que o resultado da lei de controle seja sensitiva a ruídos do processo com média diferente de zero.

Uma suposição adicional que até certo ponto supera o problema de "off-set" é modelar a equação acima como:

$$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})u(t-1) + x(t) + d$$
 AIII.13

onde d é o vetor de constantes correspondentes à resposta do estado estacionário para um vetor u nulo.

A estimativa da constante d, por sua vez, pode comprometer o desempenho do controlador.

Alguns autores sugerem que d pode ser estimado pelo "RLS ", aumentando $\stackrel{T}{X}$ para [- y(t-1), ..., u(t-1), ..., 1], mas também há necessidade de certos artificios, exceto aumentar de dimensão $\stackrel{T}{X}$. Um deles, cuja simplicidade de implementação e eficiência constatada, é o de manter constante o elemento da diagonal da matriz de covariâncias correspondente ao parâmetro d. Uma outra maneira de se contornar as dificuldades geradas pela necessidade de se estimar a constante d é a simples eliminação deste problema pelo uso de um modelo incremental ao invés do modelo posicional dado pela equação AIII.13.

As condições de inicialização do estimador foram:

$P(0) = 10^6 I$	AIII.19
$\hat{\boldsymbol{\theta}}(0) = \begin{bmatrix} 0, & 0, & \dots & \dots & 0 \end{bmatrix}^T$	AIII.20
$X^{T}(0) = [0, 0,, 0]$	AIII.21