



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO:
DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

**CONTROLE “DMC” DE UM PROCESSO DE
FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA CONTÍNUA EM
ESCALA INDUSTRIAL**

Eduardo César Dechechi
Engenheiro Químico, UFSCar, 1994

Orientador: Prof. Dr. **Rubens Maciel Filho**

Dissertação de mestrado apresentada à comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Química-UNICAMP como parte dos requisitos necessários para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química

Campinas - São Paulo - Brasil

Outubro / 1996

4304163

T/UNICAMP
D356c
V. 29866
P. 281/97
C B
PREÇO R\$ 11,00
DATA 26/04/97
N.º CPD

CM-0005833 1-2

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

D356c

Dechechi, Eduardo César

Controle "DMC" de um processo de fermentação
alcoólica contínua em escala industrial / Eduardo César
Dechechi.--Campinas, SP: [s.n.], 1996.

Orientador: Rubens Maciel Filho.

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

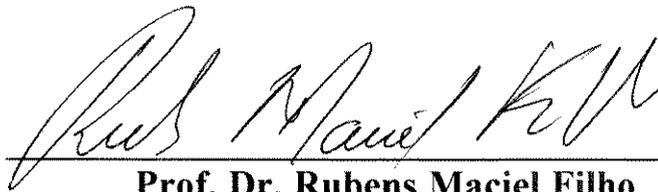
1. Controle de processo. 2. Controle preditivo. 3.
Fermentação. 4. Alcool. 5. Modelos matemáticos. 6.
Destilarias. I. Maciel Filho, Rubens. II. Universidade
Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química.
III. Título.

Esta versão corresponde à redação final da dissertação de mestrado defendida pelo Engenheiro Químico Eduardo César Dechechi e aprovada pela comissão julgadora em 07 de outubro de 1996.

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

Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

Tese defendida e aprovada em 07 de outubro de 1996 pela banca examinadora constituída pelos professores:



Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

orientador



Prof. Dr. Agenor de Toledo Fleury

IPT - São Paulo



Prof. Dr. Luiz Flávio Martins Zorzetto

Pequisador - CNPq

À MINHA FAMÍLIA:

Meus Pais, José e Dalva

Meus Irmãos, José Antonio, Rita/Ronir (Ísis) e Clodoaldo

Minha Noiva, Néia.

‘Tu és responsável por aquilo que cativas’

Saint-Exupery em ‘O Pequeno Príncipe’

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos, que de uma forma ou outra, contribuíram positivamente para que este trabalho fosse concretizado da melhor maneira possível.

Em especial:

Aos meus pais, que sempre me ensinaram as melhores coisas que possuo dentro de mim e que o caminho correto seria mais difícil, mas que sempre haveria uma recompensa justa e respeitável que justificasse estes meios.

Aos meus irmãos, cunhado (Ronir), sobrinha (Ísis) e minha amiga e noiva Néia, que sempre me acompanharam e incentivaram para que eu alcançasse mais este grau.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Rubens Maciel Filho, por ter me acolhido como orientado e dispendido orientações precisas e seguras, transmitindo apoio, segurança e tranquilidade para poder seguir em frente com o trabalho. Não poderia deixar de agradecer e salientar a confiança depositada em mim por muitos instantes deste trabalho, queira por gestos tanto quanto verbais de forma direta.

Em especial à Prof.^a Dr. Maria Regina Wolf Maciel, pelos incentivos e atenção sempre prestados de forma intensiva.

À todos os alunos do laboratório LOPCA e LDPS, pelo convívio e amizades.

Especial agradecimento ao amigo Fabiano, aluno de Mestrado do LDPS, pela ajuda na correção inicial do presente trabalho. E a todos os professores do Departamento de Processos Químicos desta Faculdade.

RESUMO

O assunto principal deste trabalho é o desenvolvimento e a aplicação da técnica de controle avançada preditiva DMC (Dynamic Matrix Control) a um processo fermentativo contínuo de múltiplos estágios com reciclo de microorganismos, de porte industrial.

O processo fermentativo considerado neste trabalho apresenta fortes não linearidades, características de sistemas distribuídos, as quais juntamente com a presença de atraso nos instrumentos de medida da concentração de açúcares dificultam muito a qualidade das ações do controlador.

Não se verifica na literatura trabalhos aplicando esta técnica de controle avançado (DMC) a esta importante classe de processos encontrados na Engenharia Química.

A motivação para o emprego dos controladores DMC deu-se pela grande potencialidade apresentada por este algoritmo para os mais variados sistemas, inclusive considerando-o como um dos mais populares para aplicações industriais.

Desta forma o presente trabalho objetivou analisar o comportamento dinâmico deste processo, definir malhas de controle, estudar e aplicar a estratégia de controle avançado preditivo DMC, tanto na forma regulatória como supervisória e comparar o desempenho deste com os obtidos utilizando-se a estratégia de controle clássica PID.

O conjunto de atividades realizadas, que possibilitaram o desenvolvimento e a implementação do algoritmo preditivo DMC, pode ser considerado como um procedimento metodológico para o projeto e sintonia desta classe de controladores.

ABSTRACT

The main subject of this work is the application and development of the advanced predictive control strategy, DMC 'Dynamic Matrix Control', to an industrial continuous fermentation process in multiple stages with cells recycle.

This fermentation process presents higher nonlinearities (a characteristics of distributed systems) and time-delay in the measurement analysis of TRS 'Total Reductor Sugars'. These facts make very difficult for the controller to define an efficient action to be taken.

It is not easily found in the available literature application of predictive control laws for this complex and very important class of chemical process,

The motivation to work with DMC controllers is directly linked to the high potentiality shown by this algorithm for various systems, specially considering that this is one of the most popular control strategies in industrial applications.

Concluding, the objective was to analyze the dynamic behavior of this process, to define control loops, to study and to apply this advanced predictive control strategy, DMC, to an industrial fermentation process. This was performed in two fashions: in the regulatory way and in the supervisory way. A comparison with the classic PID strategy is also presented.

The set of the activities, that made possible the implementation of the predictive algorithm DMC, can be considered as a methodology for the design and tuning of this kind of controllers.

SUMÁRIO

RESUMO	i
ABSTRACT	ii
SUMÁRIO	iii
ÍNDICE DE FIGURAS	vii
ÍNDICE DE TABELAS	xi
NOMENCLATURA	xii
I- INTRODUÇÃO E OBJETIVOS DA TESE	1
I.1 - ORGANIZAÇÃO DA TESE	4
II - REVISÃO DA LITERATURA (DMC)	6
II.1 - INTRODUÇÃO	6
II.2 - TEORIA DE CONTROLE PREDITIVO (MPC)	6
II.3 - APLICAÇÕES DE CONTROLADORES MPC	8
II.4 - CONCLUSÕES	11
III - CONCEITOS FUNDAMENTAIS	12
III.1 - INTRODUÇÃO	12
III.2 - TEORIA DMC (CONTROLE POR MATRIZ DINÂMICA)	13
III.2.1 - MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO	15
III.2.1.1 - MODELO DE RESPOSTA A PERTURBAÇÃO DEGRAU	17
III.2.1.2 - MODELO DE RESPOSTA A PERTURBAÇÃO IMPULSO	19
III.2.2 - DESCRIÇÃO DO PROCEDIMENTO DMC	20
III.2.3 - ALGORITMO DMC PARA SISTEMAS SISO	25

III.2.4 - METODOLOGIA DE IMPLEMENTAÇÃO DO ALGORITMO	27
DMC - SISO	
III.2.5 - DMC - SISTEMAS MULTIVARIÁVEIS	28
III.2.5.1 - MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO PARA SISTEMAS MISO	29
III.2.5.2 - MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO PARA SISTEMAS MIMO	30
III.3 - AJUSTE DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR DMC	32
III.4 - CONTROLE CLÁSSICO	35
III.4.1 - PID: ALGORITMO DA VELOCIDADE	36
III.4.2 - AJUSTE DOS PARÂMETROS PID	37
III.5 - CONCLUSÕES	38
IV - PLANTA INDUSTRIAL DE PRODUÇÃO DE ETANOL	39
IV.1 - INTRODUÇÃO	39
IV.2 - INCENTIVOS AO ESTUDO DO CONTROLE DE PROCESSOS FERMENTATIVOS	41
IV.3 - DESCRIÇÃO DO PROCESSO FERMENTATIVO	43
IV.3.1 - MODELAGEM MATEMÁTICA	45
IV.3.1.1 - MODELO CINÉTICO	45
IV.3.1.2 - PARÂMETROS CINÉTICOS	50
IV.3.1.3 - EQUAÇÕES DE BALANÇO	51
IV.3.1.3.1 - BALANÇO DE MASSA GLOBAL NO REATOR i	52
IV.3.1.3.2 - BALANÇO DE MASSA DO SUBSTRATO NO REATOR i	52
IV.3.1.3.3 - BALANÇO DE MASSA DO ETANOL NO REATOR i	53

IV.3.1.3.4 - BALANÇO DE MASSA DAS CÉLULAS NO REATOR i	53
IV.3.1.3.5 - BALANÇO DE ENERGIA PARA O FLUIDO REAGENTE NO REATOR i	53
IV.3.1.3.6 - BALANÇO DE ENERGIA PARA O FLUIDO REAGENTE NO TROCADOR DE CALOR i	54
IV.3.1.3.7 - BALANÇO DE ENERGIA PARA O FLUIDO DE RESFRIAMENTO NO TROCADOR DE CALOR i	54
IV.3.1.3.8 - BALANÇOS DE MASSA APLICADOS AO SISTEMA	55
IV.3.2 - CONDIÇÕES OPERACIONAIS E DE PROJETO	56
IV.3.2.1 - VARIÁVEIS DE PROCESSO	56
IV.3.2.2 - DETERMINAÇÃO DA RAZÃO DE REFLUXO	57
IV.3.2.3 - DETERMINAÇÃO DA TEMPERATURA DE OPERAÇÃO	58
IV.3.2.4 - DETERMINAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DE VOLUMES DOS REATORES	59
IV.3.2.5 - DEFINIÇÃO DAS VAZÕES DE FLUIDO REAGENTE E DE RESFRIAMENTO NOS TROCADORES DE CALOR	60
IV.3.3 - DINÂMICA DO SISTEMA EM MALHA ABERTA	61
IV.4 - CONCLUSÕES	73
V - CONTROLE DO PROCESSO FERMENTATIVO	75
V.1 - INTRODUÇÃO	75
V.2 - DEFINIÇÃO DAS PRINCIPAIS MALHAS DE CONTROLE	77
V.3 - CONTROLE 'SISO' DAS MALHAS DE S(4) e S(1)	78
V.3.1 - ESTIMATIVA DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR DMC	80

V.3.1.1 -ESTIMATIVA INICIAL DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR DMC	80
V.3.1.2 - REFINO DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR DMC	85
V.3.1.3 - EFEITO DO CONTROLE DE S(1) SOBRE S(4)	98
V.3.2 - COMPARAÇÃO DE DESEMPENHOS DMC x PID	100
V.3.3 - ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DO TEMPO DE AMOSTRAGEM DE CONCENTRAÇÃO DE ART	102
V.3.4 - ANÁLISE DA REPRESENTATIVIDADE DA MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO	105
V.3.5 - ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DA INTENSIDADE DO DEGRAU À VARIÁVEL MANIPULADA PARA CONFECÇÃO DA MATRIZ DINÂMICA	107
V.3.6.-ANÁLISE DA INCORPORAÇÃO DE UM FATOR DE SUPRESSÃO NÃO FIXO	109
VI - CONCLUSÕES	114
VII - SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	117
VIII - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	118

ÍNDICE DE FIGURAS

III.1	Diagrama de blocos simplificado do processo de controle DMC	15
III.2	Representação do comportamento de uma variável de saída, que apresenta resposta frente a uma perturbação imposta em uma variável de entrada do sistema.	16
III.3	Representação da obtenção do modelo dinâmico de convolução obtido através de uma perturbação degrau na variável manipulada no tempo, $t=0,0$.	18
IV.1	Desenho esquemático do processo fermentativo para produção de etanol em escala industrial	44
IV.2	Comportamento de S(1) p/ perturbação degrau em T_w	63
IV.3	Comportamento de S(2) p/ perturbação	63
IV.4	Comportamento de S(3) p/ perturbação degrau em T_w	63
IV.5	Comportamento de S(4) p/perturbação	63
IV.6	Comportamento de S(1) p/ perturbação degrau em RR	64
IV.7	Comportamento de S(2) p/ perturbação degrau em RR	64
IV.8	Comportamento de S(3) p/ perturbação degrau em RR	64
IV.9	Comportamento de S(4) p/ perturbação degrau em RR	64
IV.10	Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em Tje	65
IV.11	Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em T_w	65
IV.12	Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em S0	65
IV.13	Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em S0	65
IV.14	Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em F0	66
IV.15	Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em F0	66

IV.16	Comportamento de P(1) e P(2) p/ perturbação degrau em T_w	66
IV.17	Comportamento de P(3) e P(4) p/ perturbação degrau em T_w	66
IV.18	Comportamento de P(1) p/perturbação degrau em RR	67
IV.19	Comportamento de P(2) p/perturbação degrau em RR	67
IV.20	Comportamento de P(3) e P(4) p/perturbação degrau em RR	67
IV.21	Comportamento de P(1), P(2), P(3) e P(4) p/ perturbação degrau em S_0	68
IV.22	Comportamento de P(1), P(2), P(3) e P(4) p/ perturbação degrau em F_0	68
IV.23	Comportamento de X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbação degrau em RR	68
IV.24	Comportamento de X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbação degrau em T_w	68
IV.25	Comportamento de X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbação degrau em T_{je}	69
IV.26	Comportamento de X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbação degrau em F_0	69
IV.27	Comportamento de X(1), X(2), e X(3) p/ perturbação degrau em S_0	69
IV.28	Comportamento de X(4) p/perturbação degrau em S_0	69
IV.29	Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em T_{je} e S_0	71
IV.30	Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em T_{je} e S_0	71
IV.31	Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em T_{je} e S_0	71

	F0	
IV.32	Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em Tje e F0	71
IV.33	Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em Tje e RR	72
IV.34	Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em Tje e RR	72
IV.35	Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em Tje e Tw	72
IV.36	Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em Tje e Tw	72
V.1	Variação de E^2 S(4) em função do horizonte de predição (NP) com NC=1 e f=0	81
V.2	Variação de E^2 S(1) em função do horizonte de predição (NP) com NC=1 e f=0	82
V.3	Comportamento da variável controlada S(4) e manipulada F0, respectivamente, com NP = 7, NC = 1 e f = 0.	83
V.4	Controle regulatório de S(4) para degrau de 10% em S0	90
V.5	Controle regulatório de S(4) para degrau de - 10% em S0	91
V.6	Controle supervísório de S(4)	91
V.7	Controle regulatório de S(1) para degrau de 10% em S0	92
V.8	Controle regulatório de S(1) para degrau de - 10% em S0	92
V.9	Controle supervísório de S(1)	93
V.10	Controle regulatório de S(4) para degrau de 10% em S0	94

V.11	Controle regulatório de S(4) para degrau de - 10% em S0	94
V.12	Controle supervisorio de S(4)	95
V.13	Comportamento dinâmico de S(4) para degrau de 10% em S0, em malha aberta, sob controle de S(4) e sob controle de S(1)	99
V.14	Comparação de desempenhos dos controladores DMC x PID, para o controle regulatório da malha de S(4) de degrau +10% em S0	101
V.15	Comportamento da variável S(4) para o controle regulatório de degrau 10% S0, análise da variação do intervalo de amostragem	103
V.16	Comportamento da variável S(4) para o controle Supervisorio, análise da variação do intervalo de amostragem	104
V.17	Análise da representatividade do modelo de convolução	106
V.18	Comportamento da variável controlada S(4), caso regulatório de degrau de 10% em S0, análise do efeito da magnitude degrau inicial em F0 (variável manipulada)	108
V.19	Análise da variação do fator de supressão sobre o comportamento da variável controlada, caso regulatório de degrau 10% em S0, com NP = 6 e NC = 3	111
V.20	Análise da variação do fator de supressão sobre o comportamento da variável controlada, caso regulatório de degrau 10% em S0, com NP = 10 e NC = 5	111
V.21	Análise da variação do fator de supressão sobre o comportamento da variável controlada, caso supervisorio, com NP = 10 e NC = 5	112

ÍNDICE DE TABELAS

IV.1	Valores dos parâmetros cinéticos para Temperatura de 32.0 °C para a equação IV.1, <i>ANDRIETA (1994)</i>	50
IV.2	Valores das constantes da equação IV.6, <i>ANDRIETA (1994)</i>	51
IV.3	Valores das constantes da equação IV.7, <i>ANDRIETA (1994)</i>	51
IV.4	Valores das variáveis operacionais de processo	57
IV.5	Vazões de fluido regente e de resfriamento para cada trocador de calor de estágio	60
V.1	Descrição da variação dos valores de ‘Set-point’ para as malhas de S(4) e S(1) para o caso de controle supervisão	79
V.2	Valores de E ² S(4), caso regulatório para degrau de 10% em S ₀ , procedimento designado de ‘Minimal Prototype Design’	83
V.3	E ² S(1), caso regulatório degrau de +/- 10% em S ₀ , ‘Minimal Prototype Design’	84
V.4	Valores E ² S(4) para o procedimento de refino de estimativa dos parâmetros do controlador DMC para os casos regulatórios e supervisão estudados	88
V.5	Valores de E ² S(1) para o procedimento de refino de estimativa dos parâmetros do controlador DMC para os casos regulatórios e supervisão estudados	89
V.6	Valores otimizados para o controle DMC das malhas de S(4) e de S(1), para os casos estudados de controle regulatórios e supervisão	95

NOMENCLATURA

a	Constante de ajuste da dependência de $P_{\text{máx}}$ com a temperatura ($^{\circ}\text{C}$) ⁻¹
$a_{i,j}$	Elementos da matriz dinâmica \underline{A}
A	Constante de ajuste da dependência de $\mu_{\text{máx}}$ com a temperatura
A_i	Área de troca térmica do reator I (m^2)
\underline{A}	Matriz dinâmica
b_i	Elementos do modelo de convolução obtidos a degrau
C	Descrição genérica de variável controlada
C_p	Calor específico do fluido reagente ($\text{cal g}^{-1} \text{ } ^{\circ}\text{C}^{-1}$)
C_{pj}	Calor específico do fluido de resfriamento ($\text{cal g}^{-1} \text{ } ^{\circ}\text{C}^{-1}$)
E	Energia de ativação
$E^2 S(1)$	Integral absoluta dos erros quadráticos entre [$S(1) - S(1)^{\text{referência}}$]
$E^2 S(4)$	Integral absoluta dos erros quadráticos entre [$S(4) - S(4)^{\text{referência}}$]
f	Fator de supressão dos movimentos da variável manipulada
F_0	Vazão do meio de alimentação de mosto ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)
F_{ci}	Vazão de fluido reagente no trocador de calor i ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)
F_{ji}	Vazão de fluido de resfriamento no trocador de calor i ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)
F_l	Vazão de leite de levedura ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)
F_{l1}	Vazão de leite de levedura após a sangria de células ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)
F_R	Vazão de reciclo ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)
F_S	Vazão de sangria de levedura ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)
F_V	Vazão de vinho delevedurado ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)
F_W	Vazão de alimentação do reator i ($\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$)

G_S, G_X, G_P	Termos de inibição pelas Concentrações de Substrato, Células e Etanol
h_i	Coefficientes do modelo convolução obtidos a impulso
K_S	Constante de afinidade ao substrato (g l ⁻¹)
IC	Nº de Variáveis controladas (Sistemas MIMO) equação III-23
K_0	Constante do modelo de dependência de $P_{máx}$ com a temperatura (g l ⁻¹)
K_C	Ganho proporcional do controlador PID
$LMDT_i$	Média logarítmica das temperaturas entre o trocador de calor i
l	Nº de Variáveis de entrada consideradas no sistema MIMO (equação III.23)
m	Potência do termo de inibição pela concentração celular
m	descrição genérica de variável manipulada
Δm_i	descrição genérica de variação na variável manipulada entre o instante i e i-1
n	Potência do termo de inibição pelo produto
NC	Horizonte de controle
NP	Horizonte de predição
P	Concentração de etanol (g l ⁻¹)
P_i	Concentração de etanol no reator i (g l ⁻¹)
$P_{máx}$	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)
R	Taxa de reciclo
R_G	Constante universal dos gases (cal K ⁻¹ mol ⁻¹)
r_P	Velocidade de produção de etanol (g l ⁻¹ h ⁻¹)

r_s	Velocidade de consumo de substrato ($\text{g l}^{-1} \text{h}^{-1}$)
r_x	Velocidade de crescimento celular ($\text{g l}^{-1} \text{h}^{-1}$)
S	Concentração de substrato (g l^{-1})
S_i	Concentração de substrato no reator i (g l^{-1})
S_0	Concentração de substrato no mosto (g l^{-1})
S_R	Concentração de substrato no reciclo (g l^{-1})
S_W	Concentração de substrato na entrada do primeiro reator (g l^{-1})
t	Variável tempo
Δt	Intervalo do tempo de amostragem [h]
ΔT	Intervalo de amostragem do controlador PID digital
T	Horizonte do modelo definido na equação III.1 e III.5
T_i	Temperatura do reator i ($^{\circ} \text{C}$)
T_W	Temperatura da entrada do primeiro reator ($^{\circ} \text{C}$)
T_{c_i}	Temperatura do fluido reagente na saída do trocador de calor i ($^{\circ} \text{C}$)
T_{j_i}	Temperatura do fluido de resfriamento na saída do trocador de calor i ($^{\circ} \text{C}$)
T_{j_e}	Temperatura do fluido de resfriamento na entrada dos trocadores de calor ($^{\circ} \text{C}$)
U	Coeficiente global de troca térmica ($\text{Kcal h}^{-1} \text{ } ^{\circ} \text{C}^{-1} \text{ m}^{-2}$)
V_i	Volume do reator i (m^3)
V_{c_i}	Volume do fluido reagente contido no trocador de calor i (m^3)
V_{j_i}	Volume do fluido de resfriamento contido no trocador de calor i (m^3)
X	Concentração celular (g l^{-1})

X_i	Concentração celular no reator i (g l^{-1})
X_l	Concentração celular no leite de leveduras (g l^{-1})
$X_{\text{máx}}$	Concentração celular onde o crescimento celular cessa (g l^{-1})
X_v	Concentração celular no vinho de levedurado (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})
μ_c	Velocidade específica de crescimento celular corrigida (h^{-1})
$\mu_{\text{máx}}$	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})
τ_I	Constante de tempo integral do controlador PID digital

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO E OBJETIVOS DA TESE

Atualmente vem crescendo o incentivo pelo controle “on-line” de muitos processos químicos industriais complexos e correlatos. Isto se deve principalmente ao fato do comportamento de tais processos é hoje largamente conhecido, permitindo a representação matemática destes processos com uma considerável precisão, além dos incentivos econômicos e de competitividade que via de regra requerem operação controlada por computador para se atingir alta performance operacional.

Um fator complicador na representação matemática do comportamento de muitos processos químicos industriais é o tempo requerido para processamento em computadores, necessitando cada vez mais de estações computacionais de grande potência, além de, em algumas situações, refinados métodos de cálculo.

Com o avanço notável que os computadores digitais apresentaram nos últimos anos, associado à significativa redução de preço, pôde-se notar aplicações industriais em larga escala utilizando estratégias de controle avançado, ou seja, estratégias de controle que acoplam um modelo matemático dinâmico em paralelo com a planta industrial, de forma a tomar ações mais rápidas e precisas.

As estratégias de controle avançado estão sendo cada vez mais empregadas, pois a tendência atual é trabalhar com altos rendimentos de forma global em plantas químicas. Desta forma acoplam-se estratégias de otimização ‘on-line’

com a finalidade de trabalhar com o máximo de produção e rendimento, no mínimo custo possível.

De fato, a viabilidade de execução de políticas operacionais que se baseiam em informações ótimas ou sub-ótimas, vindas de cálculos realizados em níveis hierárquicos diferentes daqueles da regulação ou controle servo, dependem da robustez e eficiência do algoritmo de controle.

Os procedimentos otimizadores ‘on-line’, promovem a identificação de limites e pontos de operação onde os critérios otimizadores são satisfeitos. Neste sentido, muitos autores indicam que as técnicas de controle clássicas (PID) não se aplicam adequadamente às mudanças constantes nas condições operacionais, necessitando-se então da aplicação de estratégias de controle avançadas, especificamente as preditivas baseadas em um modelo.

Os controladores PID apesar de bastante difundidos na indústria de processos, tem-se mostrado ineficientes em sistemas com atraso e não-linearidades, tais como reatores químicos, processos fermentativos e colunas de destilação. Quando alterações operacionais, externas ou internas ao sistema ocorrem, o ajuste deste tipo de controlador não é feito de forma automática, requerendo normalmente a intervenção de um profissional experiente e principalmente, um significativo tempo para retornar o processo aos níveis operacionais desejados.

As estratégias de controle avançado do tipo preditivas baseadas em modelo, são as mais indicadas ao acoplamento às cascas otimizantes, pois são as que melhor incorporaram, de forma ‘on-line’, os pontos e faixas de operação como 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 antigos da variável manipulada sobre as variações das variáveis de saída em questão, variáveis controladas.

Com relação ao processo fermentativo alcoólico, verifica-se um grande interesse em pesquisas nacionais e internacionais, e especialmente no Brasil, onde a aplicação de etanol como combustível automotivo passou a ser uma alternativa real, implicando em uma enorme influência sobre a economia brasileira. Desta forma, a preocupação em melhorar o processo para se obter maiores produções e melhores rendimentos acentuou-se, e o estudo das estratégias de controle avançado tornou-se imperativo.

Neste sentido, o desenvolvimento e implementação de uma técnica avançada preditiva (DMC) a este processo desponta como um trabalho inovador, uma vez que na literatura nota-se uma carência de aplicação de técnicas de controle preditivo, baseado em modelo, a processos fermentativos de grande porte que apresentam fortes fatores complicadores, como: grandes atrasos nas medidas de variáveis de concentração, dinâmica lenta e com poucas opções em torno de variáveis manipuladas de efeito significativo.

Frente ao exposto acima, os objetivos principais do presente trabalho são o estudo do comportamento dinâmico de um processo fermentativo contínuo de múltiplos estágios com reciclo de microorganismos para produção de etanol em escala industrial, definição de malhas de controle, desenvolver e

implementar a estratégia de controle avançado preditivo DMC e comparar os desempenhos com o controle clássico PID, devido ao modelo do processo considerado apresentar características de sistema distribuído, de forma a exigir um ‘design’ adequado para a estratégia de controle de forma a tratar esta dificuldade.

1.1 - ORGANIZAÇÃO DA TESE

No presente capítulo procurou-se mostrar a necessidade da utilização do controle avançado preditivo baseado em modelo, mais especificamente o DMC, a um processo fermentativo industrial.

No Capítulo 2 apresenta-se uma revisão dos trabalhos da literatura mais relevantes de desenvolvimento e aplicação dos controladores preditivos baseados em modelo (MPC) com destaque ao DMC (Dynamic Matrix Control) o qual é descrito como o algoritmo mais popular para aplicações de controle de processos industriais multiváriaveis. Destaca-se nesta revisão a carência de aplicações desta classe de controle avançado a processos biotecnológicos em geral.

No Capítulo 3 mostra-se o desenvolvimento da técnica de controle avançado preditivo ‘DMC’, descrevendo todas as etapas necessárias para o caso monovariável ‘SISO’, desde a obtenção do modelo de convolução, obtenção da equação de controle e a extensão detalhada para o caso multivariável. Descreve-se o procedimento detalhado utilizado para as estimativas inicial e refinada para os parâmetros do controlador DMC, baseado no método designado de ‘Minimal Prototype Design’. É considerada

ainda a estratégia de controle clássica PID na forma digital e os métodos apresentados na literatura para estimativa dos parâmetros deste controlador.

No Capítulo 4 descreve-se detalhadamente o processo fermentativo de porte industrial utilizado como caso estudo no presente trabalho, desde uma introdução à aplicação de processos fermentativos industriais até a modelagem matemática do sistema. É mostrada a forma de obtenção das condições de projeto, operacionais e de dimensionamento dos equipamentos; apresenta-se um estudo abrangente do comportamento dinâmico do sistema, através de análise gráfica, por perturbações nas diversas variáveis envolvidas e definem-se as variáveis e as malhas de controle a serem analisadas.

No Capítulo 5 é mostrado a aplicação da estratégia DMC às principais malhas de controle de forma regulatória e supervisória, desde a estimativa inicial à refinação dos parâmetros de controle e compara-se o desempenho do controlador DMC frente ao clássico PID para condições operacionais idênticas. Analisa-se ainda a influência do valor imposto ao tempo de amostragem das concentrações de ART, a representatividade da modelagem de convolução empregada e a incorporação de um fator de supressão não fixo, aproximando-se de uma estratégia DMC/adaptativa do tipo de ‘Gain-schedulling’.

No Capítulo 6 são apresentadas as conclusões gerais desta tese e no Capítulo 7 as sugestões para trabalhos futuros.

No Capítulo 8 apresenta-se as principais referências bibliográficas necessárias para a confecção deste trabalho de tese.

CAPÍTULO II

REVISÃO DA LITERATURA (DMC)

II.1 - INTRODUÇÃO

Este Capítulo tem como objetivo apresentar uma revisão detalhada dos trabalhos publicados na literatura, mais relevantes de desenvolvimento e aplicação da técnicas de controle preditiva com modelo (MPC), com destaque ao controle DMC, o qual objetivou-se aplicar neste trabalho.

II.2 - 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 químico, 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.

Das técnicas de controle que se baseiam na utilização de modelos no domínio do tempo, as da família MPC (Controle Preditivo Baseado no Modelo) é atualmente reconhecido 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 a nível industrial como em estudos acadêmicos, *McAVOY et al. (1989)*.

Os algoritmos MPC têm sido bem aceitos para aplicações industriais nos últimos anos, devido as suas habilidades na manipulação e incorporação de restrições envolvendo variáveis de entrada e de saída, e 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. (1982 e 1985)*, GPC (Generalized Predictive Control) *CLARKE et al. (1987a,b)*, entre outros.

Dos controladores descritos acima, o mais importante segundo suas extensivas aplicações industriais, é o DMC, seguido do MAC. Isto se deve principalmente a sua simplicidade de implementação aliado aos bons resultados apresentados. Eles diferem dos outros no que se refere ao modelo dinâmico interno do processo, pois DMC e MAC utilizam modelos de convolução obtidos diretamente do comportamento dinâmico do sistema frente a perturbações em variáveis de entrada, enquanto que os demais consideram

modelos matemáticos com parâmetros que devem ser ajustados ao comportamento do processo.

A idéia básica do DMC e MAC, é o emprego de um modelo de convolução discreto e dinâmico do processo, na forma de coeficientes de resposta a degrau (DMC) ou a impulso (MAC). Este modelo atua em paralelo com a planta, de forma a predizer valores futuros das variáveis manipuláveis, baseando-se nos valores passados das entradas (variáveis manipuladas) e valores atuais medidos das variáveis controladas. A predição é feita a partir da otimização de uma função objetivo quadrática, envolvendo o erro entre uma trajetória de referência e as saídas preditas. Dentro do algoritmo DMC é possível ainda manusear restrições às variações das variáveis manipuladas, controladas e secundárias.

II.3 - APLICAÇÕES DE CONTROLADORES MPC

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

O MAC foi aplicado em diversos processos, conforme *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.

MARTIN (1981) compara os algoritmos MAC e DMC para o caso monovariável, ressaltando-se suas principais semelhanças com o controlador “dead-beat”.

DMC (Dynamic Matrix Control), *CUTLER & RAMAKER (1979)*, é um dos algoritmos de controle mais populares baseados em modelo, e merece destaque pois tem sido largamente utilizado em aplicações de nível industrial, sendo a relação custo/benefício de implementação e operação já comprovadas.

O algoritmo DMC pode ser aplicado tanto a problemas ‘SISO’ como ‘MIMO’, sendo que segundo *LUYBEN (1989)*, as aplicações industriais a sistemas MIMO são mais pronunciadas, porém obviamente requerendo algoritmos de implementação mais sofisticados.

O DMC foi originalmente desenvolvido e aplicado na Shell Oil Co., sendo ilustrada por *CUTLER & RAMAKER (1979)* na utilização em um sistema forno - pré-aquecedor e por *PRETT & GILLETE (1979)* onde é descrito na otimização em linha a uma unidade de craqueamento catalítico. Outras aplicações incluem o controle de reatores *CUTLER & HAWKINS (1987)* e *KWONG (1992)*, coluna ‘pré-flash’ *CUTLER (1982)* e *CUTLER & FINLAYSON (1988)*, colunas fracionadoras *PINTO (1990)*, sistemas de evaporação de múltiplo efeito *RICKER et al. (1986)*, entre outras.

Uma das principais considerações do algoritmo de controle DMC refere-se ao seu desenvolvimento e implementação a processos que apresentem comportamento dinâmico linear. No entanto os processos químicos que necessitam ação de controle para obter operações a alta desempenho, normalmente apresentam comportamento dinâmico complexo devido a presença de forte não linearidade na sua representação matemática.

Desta forma torna-se necessário uma constante readaptação do modelo matemático dinâmico que descreve o processo de forma a tornar a técnica

DMC aplicável a tais processos.

Com isto, observa-se na literatura modificações na estratégia original DMC para contornar tais situações. Estas modificações incluem estratégias de otimização, que atuam juntamente com a planta de forma a modificar as condições operacionais com a finalidade de manter o processo a níveis desejados de operação.

Dentre as principais variantes da metodologia original DMC encontradas na literatura, destacam-se:

- LDMC (linear DMC), onde se utilizam ferramentas de otimização baseadas no uso de programação linear para definir restrições às condições operacionais do processo;
- QDMC (Quadratic DMC), onde se utilizam técnicas otimizadoras baseadas na aplicação de minimizações quadráticas em linha, com a finalidade de determinar condições operacionais ótimas à planta;
- NLDMC, NLQDMC (não linear e não linear quadrático DMC, respectivamente), utilizam dos mesmos conceitos das duas técnicas citadas acima, introduzindo a aplicação de uma modelagem não linear ao DMC.

Das variantes do DMC existentes ressaltam-se as aplicações em: reatores poliméricos operados em regime semi-batelada *PETERSON et al. (1992)*, colunas de destilação de alta pureza *GENCELI & NIKOLOAU (1993)* e *RICKER (1990)*, colunas de destilação de escala laboratorial *GUPTA & RHINEHART (1995)*, reatores CSTR exotérmicos, *SISTU et al. (1991)* e *SISTU et al. (1993)*, entre outros.

II.4 CONCLUSÕES

Neste capítulo de revisão bibliográfica da literatura existente sobre o controle preditivo, em especial o DMC, nota-se uma grande quantidade de aplicações a processos de interesse da indústria química, tanto em níveis 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 nota-se uma carência da aplicação destes controladores à processos fermentativos, que é o caso abordado neste trabalho.

Estes processos são caracterizados pela extrema não linearidade e comportamento dinâmico complexo associado a restrições impostas pelas condições de sobrevivência dos microorganismos. Além do mais, este tipo de processo apresenta uma dinâmica lenta quando comparada aos processos químicos e portanto requer uma estratégia de controle apropriada.

CAPÍTULO III

CONCEITOS FUNDAMENTAIS

O objetivo do presente capítulo é descrever detalhadamente todas as etapas necessárias para implementação do algoritmo de controle DMC para o caso monovariável ‘SISO’, desde a obtenção do modelo de convolução, definição da função objetivo, obtenção da equação de controle e a extensão completa para o caso multivariável (MIMO). Descreve-se um procedimento sistemático para estimativa dos parâmetros do controlador DMC, baseado no método designado por ‘Minimal Prototype Design’.

Neste capítulo mostra-se ainda a estratégia de controle clássica PID na forma digital e referências para procedimentos de estimativa dos parâmetros deste controlador.

Seguindo os passos descritos neste capítulo acredita-se ser possível a implementação do algoritmo de controle DMC para qualquer sistema, o que na literatura encontra-se de forma não tão clara e objetiva.

III.1 - INTRODUÇÃO

Com o advento e o constante aprimoramento dos computadores digitais, proporcionando um enorme aumento da velocidade de processamento de sinais, as aplicações com a finalidade de controle de processos difundiram-se, apresentando excelentes exemplos de aplicações práticas com sucesso. De fato o potencial de cálculo dos computadores digitais possibilitaram a

aplicação de técnicas de controle moderno, as quais antes não se aplicavam devido à demora de processamento. Como exemplo, pode-se citar o acoplamento de modelos matemáticos dinâmicos operados em paralelo com a planta, de forma que os efeitos das variações impostas ao processo fossem mais precisa e rapidamente previstas, permitindo a tomada de ações de controle.

Com a possibilidade de utilização direta destes modelos dinâmicos em paralelo com a planta, surgiram então técnicas de controle avançado de processo, as quais tomam ações corretivas em tempo real com as ocorrências globais do processo, tais como perturbações e variações operacionais.

Destas técnicas de controle avançado de processos, destacam-se as técnicas de controle preditivas baseadas no modelo, MPC ‘Model Based Predictive Control’. Desta família de técnicas, o algoritmo que se apresenta mais difundido em aplicações industriais, é o controle DMC (Dynamic Matrix Control).

A técnica de controle avançado ‘DMC’, destaca-se devido a sua simplicidade de implementação/aplicação e clareza no processo de ajuste de seus parâmetros, bem como de suas excelentes capacidades de manipular restrições impostas às condições operacionais.

III.2 - TEORIA DMC (CONTROLE POR MATRIZ DINÂMICA)

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 quadrados¹, no DMC deseja-se 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-point's.

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.

Em contrapartida, uma diminuição acentuada do horizonte de controle (NC) frente aos valores do horizonte de predição (NP) pode incorrer em ações de controle inadequadas, caracterizando desta forma estes dois parâmetros como de fundamental importância para o bom desempenho do controlador. Desta forma, estes parâmetros devem ser ajustados para cada caso, caracterizando-os como parâmetros de controle.

Com relação à forma de atuação do controle DMC para sistemas SISO (uma entrada - uma saída), este se aproxima da estratégia de controle por

¹ Mínimos Quadrados padrão, apresentado em LUYBEN (1989) de forma clara e simplificada.

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 do sistema em malha aberta devido a uma perturbação degrau no tempo $t = 0,0$.

Este modelo é capaz de prever o comportamento da variável controlada sobre um horizonte de controle baseado nas variações impostas nas variáveis de entrada em um horizonte de predição (NP) passados.

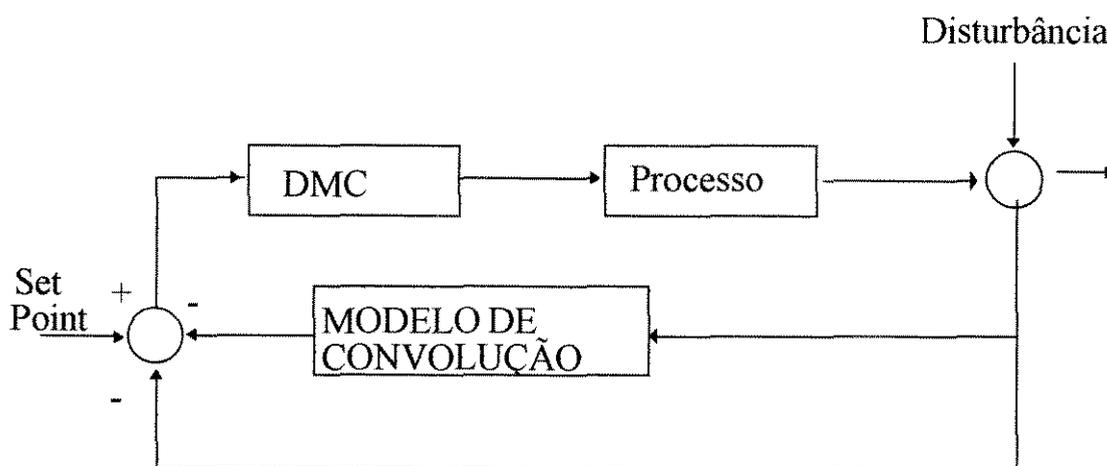


Figura III.1 - Diagrama de blocos simplificado do processo de controle DMC

III.2.1 - MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO

O fato da técnica de controle DMC utilizar um modelo dinâmico de convolução como base para montagem da matriz dinâmica, principal agente das ações de controle que são tomadas, e acoplado ao fato de que cada vez mais os computadores digitais estão se aperfeiçoando, tornando-se mais rápidos seus tempos de processamento, consolidam os fatores principais que proporcionam a este algoritmo a utilização em larga escala para controle de processos industriais.

Desta forma alia-se simplicidade e facilidade de resolução às altas velocidades de processamento dos computadores digitais, tornando altamente aplicável um controle eficaz e em tempo real, mesmo para sistemas industriais que normalmente apresentam grandes atrasos com relação às medidas das variáveis de estado.

Para processos que exibem comportamentos dinâmicos não usualmente encontrados em tratamentos de parametrização, como o da figura III.2, torna-se difícil adequá-los à estruturas de modelos de 1ª e/ou 2ª ordem. Desta forma a utilização de modelos de convolução tanto de resposta a impulso como a degrau torna-se muito atraente do ponto de vista matemático. De fato, tal comportamento é comumente referido como resposta inversa (wrong-way behaviour), sendo ainda um desafio a aplicação com pleno sucesso de estratégias de controle neste tipo de sistema.

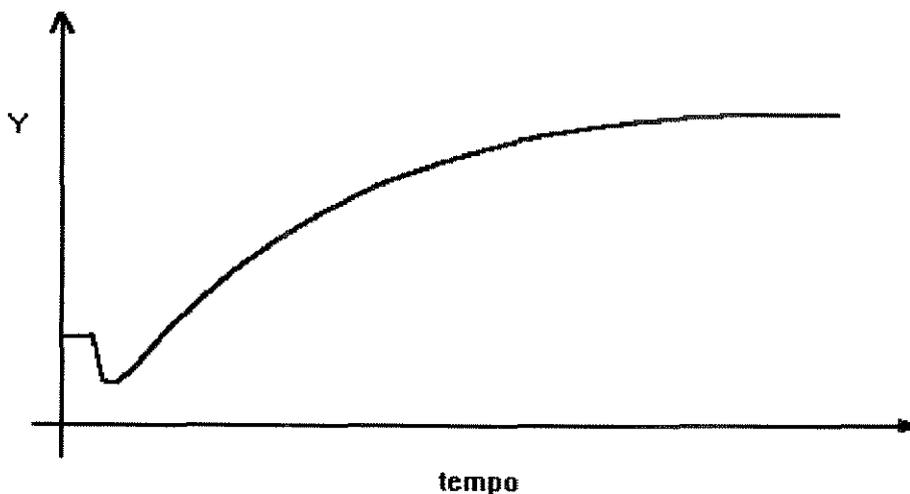


Figura III.2 - Representação do comportamento de uma variável de saída, que apresenta resposta inversa frente a uma perturbação imposta em uma variável de entrada do sistema

III.2.1.1 - MODELO DE RESPOSTA A PERTURBAÇÃO DEGRAU

Para ilustrar como um modelo de convolução é desenvolvido, considere uma típica resposta do sistema em malha aberta frente a uma perturbação degrau em uma variável manipulada, figura III.3. Os valores da resposta frente ao degrau unitário, são dados por: $b_0, b_1, b_2, \dots, b_T$, usando um período de amostragem Δt . Define-se $a_i = 0$ para $i \leq 0$. $T\Delta t$ pode ser tomado como o tempo do processo, ou seja, o tempo de resposta do sistema em malha aberta para atingir 95-99% do estado estacionário, onde T é chamado de *Horizonte do Modelo*, que segundo LUYBEN (1989), é devido ao próprio Horizonte de Predição (NP).

Com esta consideração, o que se observa é um ganho em termos de simplicidade para a metodologia, uma vez que se diminui o número de parâmetros do controlador que devam ser estimados.

Considerando o modelo de resposta a perturbação degrau resultante de uma mudança Δm_1 na entrada, toma-se \hat{c}_n como o valor predito da variável de saída e m_n o valor da variável manipulada ao $n^{\text{ésimo}}$ instante de amostragem, figura III.3.

Define-se também c_n como sendo a saída atual; então $\hat{c}_n = c_n$, se não houver erros de modelagem e/ou distúrbios do processo. Ambos c e m são expressos como variáveis desvio. Denotando-se $\Delta m_i = m_i - m_{i-1}$, o modelo de convolução resultante fica:

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

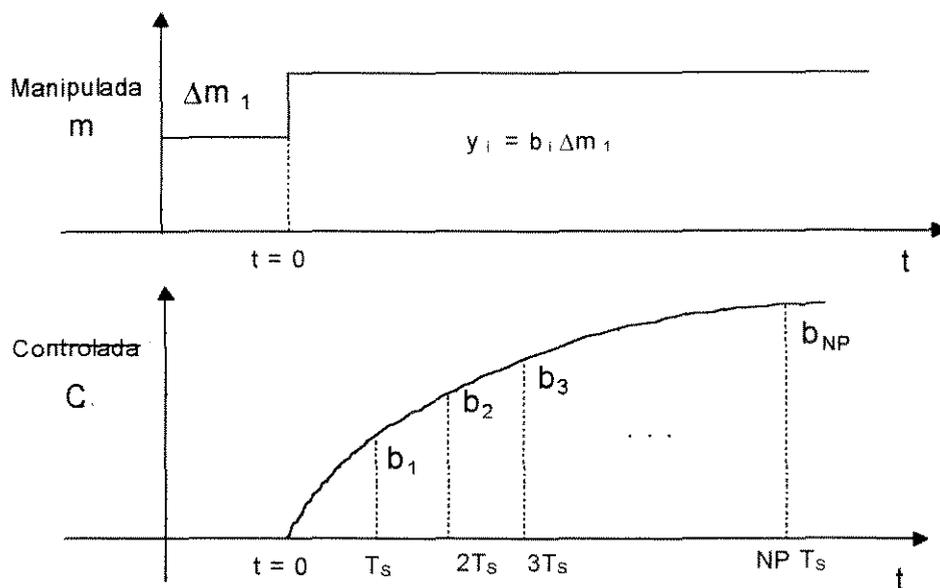


Figura III.3 - Representação da obtenção do modelo dinâmico de convolução obtido através de uma perturbação degrau na variável manipulada no tempo $t=0.0$

A equação III.1 pode ser interpretada como a soma de uma série de mudanças degrau Δm_i , supondo que o sistema está inicialmente a um valor c_0 e uma mudança degrau na entrada Δm_0 é feita com nenhuma mudança anterior. Então \hat{c} pode ser calculado como segue:

$$\begin{aligned}
 \hat{c}_1 &= c_0 + b_1 \Delta m_0 \\
 \hat{c}_2 &= c_0 + b_2 \Delta m_0 \\
 &\dots \\
 \hat{c}_T &= c_0 + b_T \Delta m_0
 \end{aligned}
 \tag{III.2}$$

Pode-se notar que os valores preditos são funções apenas dos coeficientes de resposta do modelo de perturbação degrau, multiplicado pela magnitude da mudança de entrada, como notado na figura III.3. Como c_0 é o ponto normal de operação e por ser variável desvio, então $c_0=0$.

Supondo que duas mudanças sequenciais na variável manipulada (entrada), Δm_0 e Δm_1 , são feitas nos tempos de amostragem $i=0$ e $i=1$, respectivamente, usando o princípio de superposição dos efeitos, tem-se:

$$\begin{aligned}\hat{c}_1 &= b_1 \Delta m_0 \\ \hat{c}_2 &= b_2 \Delta m_0 + b_1 \Delta m_1 \\ \hat{c}_3 &= b_3 \Delta m_0 + b_2 \Delta m_1 \\ &\dots \\ \hat{c}_T &= b_T \Delta m_0 + b_{T-1} \Delta m_1\end{aligned}\tag{III.3}$$

A generalização da equação III.3 para T *Horizonte do Modelo* mudanças na entrada é dada pelo modelo de convolução dado na equação III.1.

III.2.1.2 - MODELO DE RESPOSTA À PERTURBAÇÃO -IMPULSO

Em *SEBORG et al. (1989)*, é mostrado que a resposta ao impulso pode ser expressa como a derivada primeira da resposta ao degrau. Para uma sistema digital com um “hold” (segurador) de ordem zero, a resposta ao impulso pode ser encontrada tomando a primeira derivada da diferença atrasada do passo de resposta. Os coeficientes de resposta ao impulso unitário do processo, h_1, h_2, \dots, h_T , então são dados por

$$\begin{aligned}h_i &= b_i - b_{i-1} & i = 1, 2, \dots, T \\ h_0 &= 0\end{aligned}\tag{III.4}$$

e o modelo de convolução discreto usando os coeficientes de resposta a impulso são:

$$\hat{c}_{n+1} = \sum_{i=1}^T h_i m_{n+1-i} \quad (\text{III.5})$$

A equação III.5 pode ser rearranjada para obter a equação III.1 por substituição da expressão para h_i da equação III.4 e então agrupando-se os termos para cada a_i .

Note que a figura III.2 ilustra o caso onde não há tempo morto no modelo do processo. Tempo morto está presente quando a_i ou $h_i = 0$ para um determinado número de termos. Se há um tempo morto de N unidades, então a_0, a_1, \dots, a_N são zeros na equação III.1. Similarmente, tem-se $h_i=0$ ($0 \leq i \leq N$) em III.5.

III.2.2 - DESCRIÇÃO DO PROCEDIMENTO DMC

A metodologia DMC caracteriza-se por ser uma metodologia digital e para tanto, utiliza-se de uma modelagem matemática dinâmica através de um modelo de convolução discreto que descreve o comportamento das variáveis de saída do processo.

O algoritmo DMC pode ser aplicado em processos químicos que podem 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 $a \cdot y$ é a saída do mesmo para a entrada $a \cdot u$.
- **Sobreposição:** 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 superpõem-se os 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 da sobreposição e supondo que há duas mudanças degrau na 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:

$$t=0 \quad c_0 = 0$$

$$t=T_s \quad c_1 = b_1 \Delta m_1$$

$$t=2T_s \quad c_2 = b_2 \Delta m_1 + b_1 \Delta m_2 \quad \text{III.6}$$

$$t=3T_s \quad c_3 = b_3 \Delta m_1 + b_2 \Delta m_2$$

Se mudanças ocorrem sobre quatro intervalos de tempo, a saída para os próximos seis passos deverá ser:

$$c_1 = b_1 \Delta m_1$$

$$c_2 = b_2 \Delta m_1 + b_1 \Delta m_2$$

$$c_3 = b_3 \Delta m_1 + b_2 \Delta m_2 + b_1 \Delta m_3$$

$$c_4 = b_4 \Delta m_1 + b_3 \Delta m_2 + b_2 \Delta m_3 + b_1 \Delta m_4 \quad \text{III.7}$$

$$c_5 = b_5 \Delta m_1 + b_4 \Delta m_2 + b_3 \Delta m_3 + b_2 \Delta m_4$$

$$c_6 = b_6 \Delta m_1 + b_5 \Delta m_2 + b_4 \Delta m_3 + b_3 \Delta m_4$$

As equações III.7 podem ser generalizadas para dar os NP valores das saídas para as NC mudanças nas entradas em notação matricial:

$$\begin{bmatrix} c_1 \\ c_2 \\ c_3 \\ \vdots \\ c_{NP} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_1 & 0 & \cdot & \cdot & 0 \\ b_2 & b_1 & 0 & \cdot & 0 \\ b_3 & b_2 & b_1 & 0 & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ b_{NP} & b_{NP-1} & b_{NP-2} & \cdot & b_{NP+1-NC} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta m_1 \\ \Delta m_2 \\ \Delta m_3 \\ \cdot \\ \Delta m_{NC} \end{bmatrix} \quad (III.8)$$

ou seja:

$$\underline{C} = \underline{B} \underline{\Delta m} \quad (III.9)$$

onde \underline{B} é a matriz definida em III.8, a qual tem a dimensão NP x NC.

Para facilitar as operações matemáticas matriciais, define-se a matriz \underline{A} de dimensão NP x NC.

$$\underline{A} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \cdot & \cdot & a_{1,NC} \\ a_{21} & a_{22} & \cdot & \cdot & a_{2,NC} \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ a_{NP,1} & a_{NP,2} & \cdot & \cdot & a_{NP,NC} \end{bmatrix} \quad (III.10)$$

onde os elementos da matriz \underline{A} são relacionados aos elementos de \underline{B} (b_i) através da equação III.11, com $b_i = 0$, para $i \leq 0$. Assim pode-se escrever:

$$a_{ik} = b_{i+1-k} \quad (III.11)$$

Generalizando, o $i^{\text{ésimo}}$ valor da variável de saída pode ser escrito pelo modelo de convolução de duas formas equivalentes, através dos coeficientes do modelo de convolução ou pelos elementos da matriz dinâmica Δ :

$$c_i = \sum_{k=1}^{NC} b_{i+1-k} \Delta m_k = \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} \Delta m_k \quad (\text{III.12})$$

A equação III.12 descreve como Δm_k afeta a $i^{\text{ésima}}$ saída c_i usando os coeficientes de resposta do modelo de convolução à perturbação do tipo degrau b_{i+1-k} . Nota-se que a soma dos índices em Δm e b são sempre $i + 1$. O somatório dá o efeito de todos os NC termos usando o princípio da sobreposição dos efeitos.

Do ponto de vista de controle, deve-se distinguir mudanças na variável manipulada no passado e no futuro. Se houveram NP mudanças na variável manipulada durante os NP intervalos passados e se nenhuma outra mudança fosse feita, a variável de saída deverá mudar no futuro devido a estas mudanças passadas feitas na variável de entrada.

Chamando estas mudanças passadas na variável de entrada de $(\Delta m)^{\text{old}}$, a resposta para estas mudanças passadas serão definidas como respostas em malha aberta (open loop) x_{ol} . Usando o modelo de convolução na forma dos coeficientes de resposta à perturbação do tipo degrau para predizer esta resposta em malha aberta, $\hat{c}_{ol,i}$, a equação resultante para representar os valores destas saídas preditas aos $i^{\text{ésimos}}$ intervalos futuros é dado pela equação III.13.

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

No instante presente de amostragem ($i=0$) pode-se ter a medida da saída do processo, c_0^{medida} , então se o modelo adotado for perfeito, e melhor, se nenhum distúrbio ocorrer, o erro cometido entre o valor predito no instante passado e o valor atual medido deverá ser zero, o que não é o caso. A diferença entre os dois é então usada para corrigir o modelo dinamicamente, proporcionando uma melhor predição no futuro. O valor predito no atual tempo de amostragens é $\hat{c}_{ol,0}$ e é dado pela equação III.13.

$$\hat{c}_{ol,0} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{1-k} (\Delta m_k)^{old} \quad (\text{III.14})$$

A diferença entre a medida atual c_0^{medida} e o valor presente previsto $\hat{c}_{ol,0}$ é adicionada ao modelo ao $i^{\text{ésimo}}$ período de amostragem para dar uma melhor predição da resposta em malha aberta.

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

Substituindo a equação III.14 nesta última equação, obtém-se:

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

Rearranjando, o modelo de convolução e corrigindo dinamicamente, tem-se:

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

A equação III.15 é o modelo de convolução que prediz as respostas em malha aberta devido às mudanças passadas na variável manipulada $(\Delta m_k)^{old}$ e que será utilizada nos cálculos do algoritmo DMC.

Da mesma forma, a modelagem pode ser empregada para prever o comportamento das variáveis de saída em malha fechada, sob ação de controle. A resposta em malha fechada considera os efeitos das modificações passadas da variável manipulada no futuro através da resposta em malha aberta x_{ol} , adicionado aos efeitos futuros das próprias variações futuras na variável manipulada: $(\Delta m_k)^{new}$.

A resposta em malha fechada (closed-loop) será $x_{cl,i}$ para o valor do $i^{\text{ésimo}}$ intervalo no futuro, sendo descrita pela equação III.16, a qual prediz o comportamento da variável de saída quando as NC mudanças nas variáveis manipuladas atualmente calculadas forem feitas no futuro.

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

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

III.2.3 - ALGORITMO DMC PARA SISTEMAS SISO

A idéia principal dos algoritmos de controle MPC (Controle Preditivo por Modelo) inclusive o DMC, é de encontrar os melhores valores futuros de mudanças na variável manipulada $(\Delta m_k)^{new}$ como resultado da otimização (minimização) de uma função objetivo J , definida na equação III.17.

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

Substituindo a equação III.16 em III.17, então a equação para estimar (III.17) fica:

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

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

1. O quadrado dos erros ($c^{set\ point} - c^{cl,i}$) somados sobre **NP** intervalos de tempo (horizonte de predição);
2. O quadrado das variações nas variáveis manipuladas somadas sobre **NC** intervalos de tempo, horizonte de controle, multiplicados por um fator f^2 .

A adição da variável manipulada dentro da função objetivo multiplicada pelo fator f 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 os movimentos calculados para a variável manipulada.

O menor valor de f é 0.0 , ou seja, quando não há restrições aos movimentos da variável manipulada, e desta forma, pode ocorrer variações bruscas levando o sistema à uma condição de descontrole devido às ações do controlador DMC. Com o aumento do valor de f , o sistema torna-se amortecido, sendo desta forma este parâmetro um que deve ser escolhido conforme o sistema e as condições a que se deseja trabalhar, caracterizando-se como um parâmetro de projeto do controlador.

Aplicando o método dos mínimos quadrados, o qual é descrito em detalhes em livros texto, como por exemplo *LUYBEN (1989)*, à equação III.18, a equação resultante para aplicação do algoritmo DMC é a equação III.19.

$$(\underline{\Delta m})^{new} = \left[\underline{A}^T \underline{A} + f^2 \underline{I} \right]^{-1} \underline{A}^T \underline{x} \quad (\text{III.19})$$

onde:

$$\underline{x} = \mathbf{c}^{\text{set point}} - \underline{c}_{oi} \quad (\text{III.20})$$

III.2.4 - METODOLOGIA PARA IMPLEMENTAÇÃO DO ALGORITMO DMC - SISO

A implementação do algoritmo DMC - SISO (uma entrada - uma saída) deve seguir os seguintes passos a cada intervalo de tempo:

1. Calcular os **NP** valores de $x_{ol,i}$ da equação III.15. Eles dependem apenas das variações passadas aplicadas às variáveis manipuladas e dos valores pontuais medidos da variável controlada x^{medida} .

2. Calcular as **NC** variações futuras da variável manipulada $(\Delta \mathbf{m}_k)^{new}$ da equação III.19, onde a matriz dinâmica \underline{A} é dada pela equação III.10, e **f** é um fator (fator de supressão) que restringe as ações de controle, ou seja, os movimentos aplicados à variável manipulada.

3. Implementar a primeira mudança calculada $(\Delta \mathbf{m}_1)^{new}$ ao processo

4. No próximo período de amostragem, medir a variável controlada para se ter um novo valor de x^{medido} e repetir o procedimento desde a etapa 1.

Considerações importantes sobre DMC:

As seguintes considerações são importantes para avaliar as dificuldades em termos de implementação:

- Admite-se que o modelo seja estável em malha aberta;
- A matriz dinâmica utilizada na equação III.19 é calculada apenas uma vez, de forma ‘off-line’, e não em intervalos de tempo regulares.

III.2.5 - DMC PARA SISTEMAS MULTIVARIÁVEIS

O desenvolvimento apresentado anteriormente limitou-se ao caso monovariável, onde uma saída controlada requer apenas uma entrada manipulada.

Tal situação, porém, não é típica de muitos processos químicos, onde duas ou mais saídas são controladas por duas ou mais entradas. Além disso, todas as entradas influem em todas as saídas, resultando em processos com múltiplas interações.

O DMC multivariável é o algoritmo mais conhecido industrialmente; a modificação deste para o monovariável fica a cargo do modelo de convolução empregado e assim da matriz dinâmica.

Segundo LUYBEN (1989), o DMC multivariável é o algoritmo de controle multivariável mais popular em implementações industriais, sendo que a passagem do DMC monovariável (SISO) para MISO e/ou MIMO é direta e envolve basicamente a modificação da matriz \underline{A} , matriz dinâmica.

III.2.5.1 - MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO PARA SISTEMAS - MISO

Em vários processos industriais é de grande interesse analisar o sistema de forma híbrida em termos dos números de variáveis que são manipuladas e medidas. Isto se deve a definição de sistemas do tipo múltiplos “inputs” e simples “outputs”, sistemas ‘MISO’.

A descrição de processos MISO - múltiplas entradas e apenas uma saída, pode ser descrito analogamente ao caso SISO pelas equações abaixo.

$$\begin{aligned}
 c_1 &= b_{1,1}\Delta m_{1,1} & b_{2,1}\Delta m_{2,1} \\
 c_2 &= b_{1,2}\Delta m_{1,1} + b_{1,1}\Delta m_{1,2} & b_{2,2}\Delta m_{2,1} + b_{2,1}\Delta m_{2,2} \\
 c_i &= b_{1,i}\Delta m_{1,1} + b_{1,i-1}\Delta m_{1,2} \dots b_{1,1}\Delta m_{1,NC} & b_{2,i}\Delta m_{2,1} + b_{2,i-1}\Delta m_{2,2} \dots b_{2,1}\Delta m_{2,NC} \\
 \cdot & & \\
 c_{NP} &= b_{1,NP}\Delta m_{1,1} + b_{1,NP-1}\Delta m_{1,2} \dots b_{1,NP-NC+1}\Delta m_{1,NC} & b_{2,NP}\Delta m_{2,1} + b_{2,NP-1}\Delta m_{2,2} + \dots b_{2,NP-NC+1}\Delta m_{2,NC}
 \end{aligned} \tag{III.21}$$

onde $\mathbf{b}_{1,i}$ representam os coeficientes de resposta da variável de saída \mathbf{c} , modelo de convolução, obtido pelo degrau aplicado na variável manipulada $\Delta \mathbf{m}_{1,0}$ (tempo $t = 0.0$). Da mesma forma, $\mathbf{b}_{2,i}$ é obtido pela variável manipulada $\Delta \mathbf{m}_{2,0}$, e generalizando $\mathbf{b}_{m,i}$ são obtidos através da variável manipulada genérica \mathbf{m} no instante i . Em forma matricial simplificada, pode-se escrever:

$$c_i = \sum_{k=1}^{NC} b_{1,i+1-k} \Delta m_{1,k} + \sum_{k=1}^{NC} b_{2,i+1-k} \Delta m_{2,k} \tag{III.22.a}$$

$$c_i = \sum_{j=1}^m \sum_{k=1}^{NC} b_{j,i+1-k} \Delta m_{j,k} \tag{III.22.b}$$

$$c_i = \sum_{j=1}^m \sum_{k=1}^{NC} a_{j,i,k} \Delta m_{j,k} \tag{III.22.c}$$

$$\underline{e}_i = \sum \underline{a}_i \Delta m_i \quad (\text{III.22.d})$$

A matriz dos coeficientes relativos à perturbação degrau para o sistema MISO caracteriza-se por ser uma matriz onde seus coeficientes são vetores.

Uma variável de entrada pode ser uma variável manipulada, como vazão de combustível para uma caldeira ou vazão de saída de um vaso, ou uma entrada não controlada, como a temperatura de alimentação para uma caldeira ou a vazão dentro de um separador.

Segundo *CUTLER (1982)* a introdução de entradas não controladas dentro da formulação do controlador DMC multivariável promove a capacidade antecipativa (feedforward) deste controlador.

III.2.5.2 - MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO PARA SISTEMAS MIMO

Para sistemas MIMO - múltiplas entradas e múltiplas saídas, o desenvolvimento para o algoritmo DMC é similar que para MISO e SISO, com mudança no modelo de convolução e na matriz dinâmica. Assim pode-se escrever a equação III.23, a seguir:

$$\begin{aligned}
 c_{1,1} &= b_{1,1,1} \Delta m_{1,1} & b_{1,2,1} \Delta m_{2,1} \\
 c_{1,i} &= b_{1,1,i} \Delta m_{1,1} + \dots + b_{1,1,i-NC} \Delta m_{1,NC} & b_{1,2,i} \Delta m_{2,1} + \dots + b_{1,2,i-NC} \Delta m_{2,NC} \\
 c_{1,NP} &= b_{1,1,NP} \Delta m_{1,1} + \dots + b_{1,1,NP-NC} \Delta m_{1,NC} & b_{1,2,NP} \Delta m_{2,1} + \dots + b_{1,2,NP-NC+1} \Delta m_{2,NC} \\
 c_{2,1} &= b_{2,1,1} \Delta m_{1,1} & b_{2,2,1} \Delta m_{2,1} \\
 c_{2,i} &= b_{2,1,i} \Delta m_{1,1} + \dots + b_{2,1,i-NC} \Delta m_{1,NC} & b_{2,2,i} \Delta m_{2,1} + \dots + b_{2,2,i-NC} \Delta m_{2,NC} \\
 c_{2,NP} &= b_{2,1,NP} \Delta m_{1,1} + \dots + b_{2,1,NP-NC+1} \Delta m_{1,NC} & b_{2,2,NP} \Delta m_{2,1} + \dots + b_{2,2,NP-NC+1} \Delta m_{2,NC}
 \end{aligned}$$

$$c_{1,i} = \sum_{l=1}^m \sum_{k=1}^{NC} b_{1,l,i+1-k} \Delta m_{l,k} \tag{III.24}$$

$$c_{IC,i} = \sum_{l=1}^m \sum_{k=1}^{NC} b_{IC,l,i+1-k} \Delta m_{l,k}$$

De forma análoga para SISO com relação a **b** e **a**:

$$c_{IC,i} = \sum_{l=1}^m \sum_{k=1}^{NC} a_{IC,l,i,k} \Delta m_{l,k} \tag{III.25}$$

De forma matricial simplificada:

$$\underline{c}_i = \sum_{k=1}^{NC} \underline{a}_{i,k} (\underline{\Delta m})_k \tag{III.26}$$

$$\tilde{\underline{c}}_{ol,i} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{=i+1-k} (\underline{\Delta m}_k)^{old} \tag{III.27}$$

$$\tilde{\underline{c}}_{ol,0} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{=i-k} (\underline{\Delta m}_k)^{old} \tag{III.28}$$

$$\tilde{\underline{c}}_{ol,i} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{=i+1-k} (\underline{\Delta m}_k)^{old} + \underline{c}_0^{medido} - \tilde{\underline{c}}_{ol,0} \tag{III.29}$$

$$\tilde{c}_{ol,i} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{=i+1-k} (\Delta m_k)^{old} + c_0^{medido} - \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{=1-k} (\Delta m_k)^{old} \quad (III.30)$$

$$\tilde{c}_{ol,i} = c_0^{medido} + \sum_{k=0}^{-NP+1} [b_{=i+1-k} - b_{=1-k}] (\Delta m_k)^{old} \quad (III.31)$$

$$c_{ol,i} = c_{ol,i} + \sum_{k=1}^{NC} a_{=ik} (\Delta m_k)^{new} \quad (III.32)$$

III.3 - AJUSTE DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR DMC

Os parâmetros que devem ser ajustados para um bom desempenho do controlador DMC, são:

- **NP** - Horizonte de Predição;
- **NC** - Horizonte de Controle;
- **f** - Fator de Supressão;
- **Δt** - Intervalo de amostragem

O horizonte de predição (**NP**) é o número de predições que são usadas nos cálculos de otimização, minimização da função objetivo definida na equação III.17 e III.18, através do modelo de resposta em malha aberta $c_{ol,i}$, o qual é definido na equação III.15. Um aumento de **NP** resulta em ações de controle mais conservativas, as quais tem um efeito estabilizante, mas em contrapartida aumenta-se o esforço computacional associado.

Cabe ressaltar que este comportamento esperado para o aumento de NP pode não ocorrer quando o sistema estudado não satisfizer as principais condições básicas impostas pela formulação DMC, tais como modelo linear e estável.

O horizonte de controle (NC) é o número de ações futuras calculadas para as variáveis manipuladas que são obtidas na etapa de otimização, onde o objetivo é o de reduzir o erro predito.

Em termos de esforço computacional, o parâmetro NC é a dimensão da matriz $(\underline{A}^T \underline{A} + f^2 \underline{I})$ da equação III.19 que deve ser invertida; desta forma o esforço computacional para inversão desta matriz pode ser aumentado significativamente com o aumento de NC.

O aumento do esforço computacional para inverter esta matriz $(\underline{A}^T \underline{A} + f^2 \underline{I})$ deve ser considerado apenas quando se trabalhar com controle preditivo acoplado a um procedimento adaptativo, onde esta matriz é atualizada de tempos em tempos, pois senão esta será calculada apenas uma vez de forma 'off-line', com os parâmetros DMC previamente definidos.

Segundo *SEBORG et al. (1989)*, uma primeira estimativa para NC seria o número de dados dinâmicos referentes a 60% da condição de estado estacionário da resposta do sistema em malha aberta frente a uma perturbação imposta na variável de entrada. Segundo este mesmo autor, para $NC > 5$, o valor de NP não é tão crucial desde que apenas o primeiro movimento da variável manipulada seja implementada pela equação III.19.

Também da análise de trabalhos da literatura *SEBORG et al. (1988)*, pode-se dizer que grandes valores de NP resultam em ações de controle excessivas

enquanto que pequenos valores tenderiam a um controlador robusto que é relativamente insensível a erros de modelagem.

Para processos SISO sem restrições de movimento, *MAURATH et al. (1988)* propõem um procedimento estruturado para a estimativa inicial dos parâmetros do controlador DMC. Este procedimento é descrito por *SEBORG (1988)*, como ‘Minimal Prototype Design’

O procedimento ‘Minimal Prototype Design’ serve para promover uma estimativa inicial de \mathbf{NP} e \mathbf{f} . Para \mathbf{NP} , varia-se este parâmetro mantendo-se $\mathbf{NC}=1$ e $\mathbf{f}=0.0$, o que para *MARCHETI & MELLICHAMP (1983)* leva o ganho do controlador DMC a tornar-se muito sensível a \mathbf{NC} , devido ao mau condicionamento da matriz $(\underline{\mathbf{A}}^T \underline{\mathbf{A}})$. Entretanto, o procedimento de estimativas inicial proposto pelo autor, não fica comprometido por usar $\mathbf{f}=0$, uma vez que para $\mathbf{NC}=1$, tem-se apenas um puro procedimento de estimativa de parâmetros por mínimos quadrados.

Para o parâmetro \mathbf{f} a estimativa inicial foi obtida variando-se este parâmetro para cada condição de $\mathbf{NP} = \mathbf{NC}$. Desta forma obtém-se uma estimativa inicial para \mathbf{f} e para \mathbf{NP} , enquanto que para \mathbf{NC} pode-se considerar como uma boa estimativa inicial $\mathbf{NC} = \mathbf{NP} / 2$, o que é proposto pelo procedimento de estimativas descrito por *SEBORG et al. (1989)*.

Para a identificação dos parâmetros, tanto para a estimativa inicial, quanto para o refino destes, ou seja, determinar os melhores conjuntos dos parâmetros DMC para as condições operacionais estudadas, faz-se a análise da ITAE - Integral Absoluta dos Erros Quadráticos, cometidos entre a

variável controlada e seu respectivo valor de referência ‘Set-Point’ durante o processo operacional.

Além da análise de **ITAE**, faz-se necessário ainda uma análise paralela de forma gráfica do comportamento dinâmico do sistema sob as ações de controle (malha fechada), pois desta forma pode-se analisar e identificar os melhores conjuntos de parâmetros.

Principalmente para sistemas onde um comportamento oscilatório é provável ocorrer, faz-se então necessário uma maior preocupação da análise gráfica paralelamente ao **ITAE**.

III.4 - CONTROLE CLÁSSICO

Mesmo com o grande avanço de técnicas de controle avançado e sua crescente implementação na indústria de processos, é ainda muito comum a aplicação de técnicas de controle clássico, especificamente o PID. Uma das possíveis razões para isso é sua larga gama de aplicações e seu relativo baixo custo e facilidade de implementação, quando comparado com técnicas de controle avançado. Levando-se isto em consideração neste trabalho, o controle clássico através dos controladores PID é também implementado e será comparado com a estrutura DMC em termos de performance do controlador e ação de controle.

A teoria clássica ou convencional é baseada em estruturas SISO - única entrada - única saída, utiliza o controle do tipo ‘feedback’ (retroalimentação) da mesma forma que mostrado no diagrama de blocos esquemático de controle da figura III.1, mas sem a utilização de um modelo matemático dinâmico do processo atuando em paralelo.

As ações calculadas para atuação na variável manipulada baseiam-se na medida instantânea do erro cometido entre a variável controlada e o seu respectivo ‘set-point’ (valor de referência). Estas ações podem ser proporcional ao erro através da constante (K_c), proporcional a derivada calculada entre os erros do instante passado e o atual multiplicada pelo parâmetro (τ_d) e inversamente proporcional a integral do erro multiplicada pelo parâmetro (τ_i). Os parâmetros são ajustados de forma ‘off-line’ para uma determinada condição operacional e não são mais modificados, mesmo com modificações destas condições operacionais previamente estudadas.

O controle mais conhecido desta classe é o **PID**, (Proporcional Integral e Derivativo), o qual é ainda hoje o mais empregado industrialmente, devido a sua simplicidade e facilidade de implementação operacional. No entanto em situações onde operações a alta performance são requeridas ou ainda quando alterações no ‘set-point’ ou nas condições externas do processo podem ocorrer os controladores clássicos tendem a falhar.

III.4.1 - PID: ALGORITMO DA VELOCIDADE

Devido a grande aplicação dos computadores digitais ao controle de processos surgiu então a necessidade da implementação deste algoritmo de controle clássico tão utilizado na indústria de forma discreta, PID na forma digital, conhecido como PID na forma da velocidade. A expressão recursiva para esta técnica é mostrada a seguir:

$$m(k) = m(k-1) + q_0 \varepsilon(k) + q_1 \varepsilon(k-1) + q_2 \varepsilon(k-2) \quad (\text{III.33})$$

onde:

$$\varepsilon(k) = (c_k^{set-point} - c_k^{medida}) \quad (\text{III.34})$$

$$q_0 = K_C \left(1 + \frac{\tau_d}{\Delta T} \right) \quad (\text{III.35})$$

$$q_1 = -K_C \left(1 + 2 \frac{\tau_d}{\Delta T} - \frac{\Delta T}{\tau_i} \right) \quad (\text{III.36})$$

$$q_2 = K_C \frac{\tau_d}{\Delta T} \quad (\text{III.37})$$

III.4.2 - AJUSTE DOS PARÂMETROS PID

Um dos procedimentos mais usuais para o ajuste dos parâmetros PID baseia-se em procedimentos empíricos, os quais analisam o comportamento do sistema em malha fechada como aberta, variando-se as condições operacionais de entrada através de perturbações do tipo degrau, oscilatórias e outras.

Dentre os procedimentos de ajuste, destacam-se o método de Ziegler-Nichols, Cohen-Coon (Curva da Reação) e ITAE - Integral Absoluta dos Erros Quadráticos. Estes procedimentos são descritos em detalhes em *SEBORG et al. (1991)* e *STEPHANOPOULOS et al. (1984)*. Uma aplicação para o mesmo processo considerado nesta tese foi realizado por *ANDRIETA (1994)*, que basicamente utilizou o método de Ziegler-Nichols e posterior refino por tentativa e erro. Para o ajuste fino dos parâmetros o cálculo da Integral absoluta dos Erros Quadráticos (ITAE) é um procedimento adequado e será empregado neste trabalho.

Em processos industriais o ajuste dos parâmetros é normalmente baseado no conhecimento da dinâmica do processo pelo operador, sendo realizado praticamente de forma pessoal. O parâmetro que usualmente apresenta maior dificuldade de ajuste é o τ_d , pois pode levar o sistema a apresentar instabilidade em malha fechada.

III.5 - CONCLUSÕES

Neste Capítulo III foram mostrados todos os detalhes que compõem o algoritmo de controle, tanto para aplicação monovariável (SISO) quanto multivariável (MIMO).

Buscou-se apresentar uma metodologia clara, completa e explicativa para implementação, o qual como citado no início do trabalho de tese não fora obtido com clareza nas referências básicas da literatura. Foi mostrado ainda um procedimento sistemático para o ajuste dos parâmetros do controlador DMC e também resumidamente a estrutura do controle clássico PID na forma digital.

Pode-se concluir que o algoritmo de controle DMC mostrado apresenta-se muito simplificado para implementação e que devido possuir um modelo de convolução em paralelo com a planta pode promover atuações mais precisas. Outro fator importante que pode ser extraído deste capítulo é a maior representatividade dos parâmetros do controlador DMC frente aos do controle PID.

CAPÍTULO IV

PLANTA INDUSTRIAL DE PRODUÇÃO DE ETANOL

Neste Capítulo descreve-se detalhadamente o processo fermentativo para produção de etanol de porte industrial com múltiplos estágios e reciclo de microorganismos utilizado neste trabalho como o caso estudo.

O Capítulo 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 mostrada 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 multivariável.

As conclusões deste capítulo mostram principalmente quais variáveis devem ser controladas e o porque da escolha. Apresenta ainda um quadro resumido das condições operacionais e dimensões definidas para o estudo deste sistema.

IV.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, onde já era operado nas usinas de Álcool de forma otimizada e no máximo grau de rendimento.

Nesta mesma década de 80 já haviam 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 microorganismos.

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.

IV.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 microorganismos 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 envolvem seres vivos, microorganismos que são muito sensíveis à variações ambientais de seu meio, em que eles se reproduzem adequadamente, tais como: pH, substrato(alimento) 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 microorganismos 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 microorganismo, da matéria prima e distúrbios 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)*.

IV.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 com reciclo de levedura para a entrada do sistema juntamente com o mosto. O desenho esquemático do processo é descrito pela figura IV.1, e maiores detalhes podem ser obtidos pelo trabalho de *ANDRIETA (1994)*.

O processo de fermentação alcoólica contínua pode ser dividido 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, na forma de um xarope açucarado rico em glicose denominado industrialmente de mosto, o qual é convertido em álcool através da levedura *Saccharomyces cerevisiae* 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.

O produto de saída do quarto reator, denominado vinho bruto, contendo de 9% a 12% de álcool passa por um processo de separação mecânica para a retenção 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 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 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 de células por litro, 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 IV.1) 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.

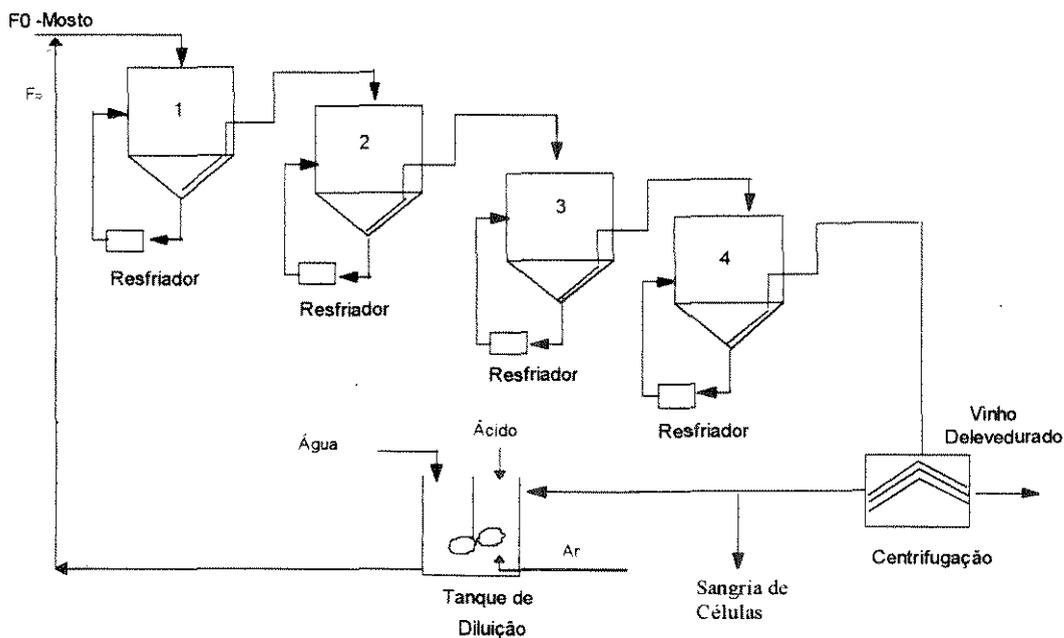


Figura IV.1 - Desenho esquemático do processo fermentativo para produção de etanol em escala industrial

IV.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.

IV.3.1.1 - MODELO CINÉTICO

A transformação dos açúcares redutores (glicose e frutose) 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 *ANDRIETA (1994)*. Na sua forma algébrica pode ser escrito como:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{S + K_s} \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^m \quad \text{IV.1}$$

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 do modelo utilizado, tem-se as definições:

$$G_s = \frac{S}{S + K_s} \quad \text{IV.2}$$

$$G_p = \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^n \quad \text{IV.3}$$

$$G_x = \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right)^m \quad \text{IV.4}$$

Substituindo as IV.2, IV.3 e IV.4 em IV.1, tem-se:

$$\mu = \mu_{\max} G_s G_p G_x \quad \text{IV.5}$$

onde:

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

G_S - Termo de limitação pela concentração do substrato;

G_P - Termo de inibição pelo produto;

G_X - Termo de inibição pela concentração microbiana.

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 $\mu_{\text{máx}}$.

Com relação aos valores máximos de P_{max} e de $\mu_{\text{máx}}$, 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 IV.6.

$$P_{\text{max}} = K_0 e^{aT} \quad \text{IV.6}$$

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

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

$$\mu_{\max} = Ae^{\left(\frac{E}{RT}\right)} \quad \text{IV.7}$$

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

$$\mu = \frac{1}{X} \frac{dX}{dt} \quad \text{IV.8}$$

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad \text{IV.9}$$

Substituindo a equação IV.9 na equação IV.1, tem-se a equação IV.10, que descreve a variação de células com o tempo:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{\max} X \left(\frac{S}{S + K_s} \right) \left(1 - \frac{P}{P_{\max}} \right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{\max}} \right)^m \quad \text{IV.10}$$

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

$$Y_{X/S} = \frac{dX}{dS} \frac{dt}{dt} \quad \text{IV.11}$$

A partir da definição mostrada em IV.11, pode-se ter as equações de taxa para a concentração de substrato.

$$\frac{dS}{dt} = \frac{1}{Y_{X/S}} \frac{dX}{dt} \quad \text{IV.12.a}$$

ou

$$r_s = -\frac{dS}{dt} = \frac{\mu_{\max} X}{Y_{X/S}} \left(\frac{S}{S + K_s} \right) \left(1 - \frac{P}{P_{\max}} \right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{\max}} \right)^m \quad \text{IV.12.b}$$

ou ainda,

$$r_s = \frac{1}{Y_{X/S}} \mu X \quad \text{IV.12.c}$$

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

$$Y_{P/S} = \frac{dP/dt}{dS/dt} \quad \text{IV.13}$$

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

$$\frac{dP}{dt} = Y_{P/S} \frac{dS}{dt} \quad \text{IV.14.a}$$

ou

$$r_p = \frac{dP}{dt} = \frac{\mu_{\max} X}{Y_{X/S}} Y_{P/S} \left(\frac{S}{S + K_s} \right) \left(1 - \frac{P}{P_{\max}} \right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{\max}} \right)^m \quad \text{IV.14.b}$$

ou ainda,

$$r_p = \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} \mu X \quad \text{IV.14.c}$$

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 & MOR (1981)*, devido a alterações resultante de qualquer mudança dinâmica no meio. Segundo *O'NEIL & 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 IV.15.

$$\mu_c = \mu \left(\frac{S_{\text{passo de integraçao anterior}}}{S_{\text{atual}}} \right) \quad \text{IV.15}$$

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

IV.3.1.2 - PARÂMETROS CINÉTICOS

Os valores dos parâmetros cinéticos são mostrados nas tabelas IV.1, IV.2 e IV.3 para as equações IV.1, IV.6 e IV.7 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.

Tabela IV.1 - Valores dos parâmetros cinéticos para Temperatura de 32.0 °C para a equação IV.1, *ANDRIETA (1994)*

Parâmetro	Valor
$\mu_{\text{máx}}$	0.41 g/l
P_{max}	103 g/l (p/ $T \leq 32$ oC)
$X_{\text{máx}}$	100 g/l
n	3,0
m	1,0
K_s	1,6
$Y_{P/S}$	0,445
$Y_{X/S}$	0,033

Tabela IV.2 Valores das constantes da equação IV.6, *ANDRIETA (1994)*

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

Tabela IV.3 Valores das constantes da equação IV.7, *ANDRIETA (1994)*

Constante	Valor
E	1,54 x 10 ⁴ cal/mol
A	4,50 x 10 ¹⁰

IV.3.1.3 - EQUAÇÕES DE BALANÇO

As equações que descrevem o comportamento dinâmico do sistema apresentado na figura IV.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 industriais.

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)*.

IV.3.1.3.1 - BALANÇO DE MASSA GLOBAL NO REATOR *i*

Assumindo a densidade do líquido reagente constante para cada reator, pode-se escrever:

$$\frac{dV_i}{dt} = \frac{F_{i-1}\rho_{i-1}}{\rho_i} - F_i \quad \text{IV.16}$$

IV.3.1.3.2 - BALANÇO DE MASSA DO SUBSTRATO NO REATOR *i*

$$\frac{d(V_i S_i)}{dt} = F_{i-1} S_{i-1} - F_i S_i + r_s V_i \quad \text{IV.17.a}$$

Substituindo a equação IV.12.c na equação IV.17.a, tem-se:

$$\frac{d(V_i S_i)}{dt} = F_{i-1} S_{i-1} - F_i S_i - \frac{V_i X_i}{Y_{S/S}} \mu_i \quad \text{IV.17.b}$$

IV.3.1.3.3-BALANÇO DE MASSA DO ETANOL NO REATOR

i

$$\frac{d(V_i P_i)}{dt} = F_{i-1} P_{i-1} - F_i P_i + r_p V_i \quad \text{IV.18.a}$$

Substituindo a equação IV.14.c em IV.18.a, tem-se:

$$\frac{d(V_i P_i)}{dt} = F_{i-1} P_{i-1} - F_i P_i + \frac{Y_{P'S}}{Y_{X'S}} V_i X_i \mu_i \quad \text{IV.19.b}$$

IV.3.1.3.4 - BALANÇO DE MASSA DAS CÉLULAS NO REATOR *i*

$$\frac{d(V_i X_i)}{dt} = F_{i-1} X_{i-1} - F_i X_i + r_x V_i \quad \text{IV.20.a}$$

Substituindo a equação IV.9 em IV.20.a, tem-se:

$$\frac{d(V_i X_i)}{dt} = F_{i-1} X_{i-1} - F_i X_i + V_i X_i \mu_i \quad \text{IV.20.b}$$

IV.3.1.3.5 - BALANÇO DE ENERGIA PARA O FLUIDO REAGENTE NO REATOR *i*

Segundo o esquema da figura IV.1, tem-se:

$$\frac{\rho C_p d(V_i T_i)}{dt} = F_{i-1} T_{i-1} \rho C_p - F_i T_i \rho C_p + \rho C_p F c_i (T_c - T_i) + V_i \Delta H r_s \quad \text{IV.21.a}$$

Rearranjando, e substituindo o termo r_s pela equação IV.12.c, tem-se:

$$\frac{d(V_i T_i)}{dt} = F_{i-1} T_{i-1} - F_i T_i + F c_i (T c_i - T_i) + \frac{V_i \Delta H X_i}{\rho C p Y_{x s}} \mu_i \quad \text{IV.21.b}$$

IV.3.1.3.6 - BALANÇO DE ENERGIA PARA O FLUIDO REAGENTE NO TROCADOR DE CALOR *i*

$$\frac{\rho C p d(V c_i T c_i)}{dt} = \rho C p F c_i (T_i - T c_i) - U A_i L M D T_i \quad \text{IV.22.a}$$

Considerando $V c_i$ constante e rearranjando, tem-se:

$$\frac{d(T c_i)}{dt} = \frac{F c_i}{V c_i} (T_i - T c_i) - \left(\frac{U A_i}{V c_i \rho C p} \right) L M D T_i \quad \text{IV.22.b}$$

onde $L M D T_i$ é a média logarítmica de temperaturas do trocador de calor *i*, definida na equação IV.22.c:

$$L M D T_i = \frac{(T_i - T j_i) - (T c_i - T j e)}{\ln \left(\frac{(T_i - T j_i)}{(T c_i - T j e)} \right)} \quad \text{IV.22.c}$$

IV.3.1.3.7 - BALANÇO DE ENERGIA PARA O FLUIDO DE RESFRIAMENTO NO TROCADOR DE CALOR *i*

$$\frac{\rho_j C p_j d(V j_i T j_i)}{dt} = \rho_j C p_j F j (T j e - T j_i) + U A_i L M D T_i \quad \text{IV.23.a}$$

Da mesma forma que IV.22.a considera-se $V j_i$ constante, e rearranjando, tem-se:

$$\frac{d(T_{j_i})}{dt} = \frac{F_j}{V_{j_i}}(T_{j_e} - T_{j_i}) + \frac{UA_i}{V_{j_i}\rho_j C_{p_j}} LMDT_i \quad \text{IV.23.b}$$

sendo $LMDT_i$ é definido pela equação IV.22.c.

IV.3.1.3.8 - BALANÇOS DE MASSA APLICADOS AO SISTEMA

$$F_w = \frac{F_0}{(1-R)} \quad \text{IV.24}$$

$$F_r = F_w - F_0 \quad \text{IV.25}$$

$$F_{11} = \frac{F_R X_R}{X_l} \quad \text{IV.25}$$

$$F_a = F_R - F_{11} \quad \text{IV.26}$$

$$F_v = F_w \frac{X_l - X_f}{X_l - X_v} \quad \text{IV.27}$$

$$F_l = F_w - F_v \quad \text{IV.28}$$

$$F_s = F_l - F_{11} \quad \text{IV.29}$$

$$S_R = \frac{F_{11} S_f}{F_R} \quad \text{IV.30}$$

$$S_w = \frac{F_R S_R + F S_0}{F_w} \quad \text{IV.31}$$

$$P_R = \frac{F_{11} P_f}{F_R} \quad \text{IV.32}$$

$$P_w = \frac{F_R P_R}{F_w} \quad \text{IV.33}$$

Desta forma o sistema fermentativo estudado é constituído de 7 equações diferenciais para cada estágio, 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 IV.24 à IV.31.

IV.3.2 - 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 Alcool. 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.

IV.3.2.1 - 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 de levedurado;
- Temperatura de operação dos reatores;
- Temperatura da água de resfriamento.

Na tabela IV.4 são mostrados os valores empregados das variáveis citadas acima independente das condições operacionais impostas à unidade fermentativa.

Tabela IV.4 - Valores das variáveis operacionais de processo

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

IV.3.2.2 - 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.

IV.3.2.3 - 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 microorganismos 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.

IV.3.2.4 - 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 microorganismos. 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.

IV.3.2.5 - 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, fez-se 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 Tabela IV.5.

Tabela IV.5 - Vazões de fluido reagente e de resfriamento para cada trocador de calor

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 m ³ /h	180 m ³ /h
4	60 m ³ /h	60 m ³ /h

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.

IV.3.3 - 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 instabilidades. 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) e 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 às perturbações

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

- S(1), S(2), S(3) e S(4) - figura IV.1 à figura IV.14;
- P(1), P(2), P(3) e P(4) - figura IV.15 à figura IV.22;
- X(1), X(2), X(3) e X(4) - figura IV.23 à figura IV.28.

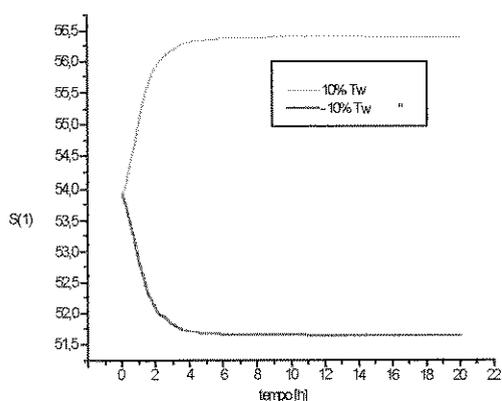


Figura IV.2 - Comportamento de S(1) para perturbação degrau em T_w

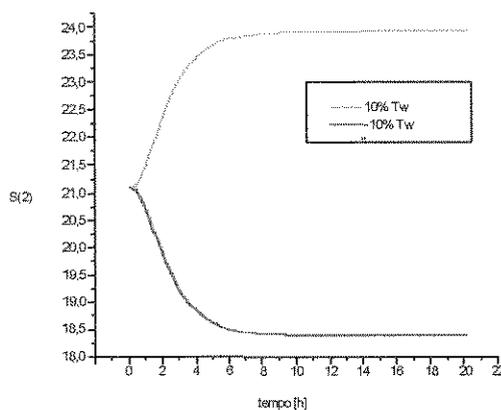


Figura IV.3 - Comportamento de S(2) para perturbação degrau em T_w

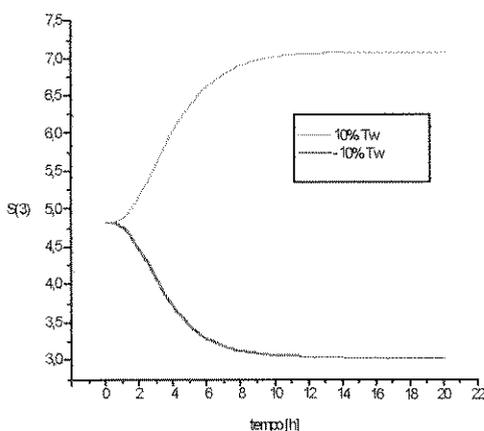


Figura IV.4 - Comportamento de S(3) para perturbação degrau em T_w

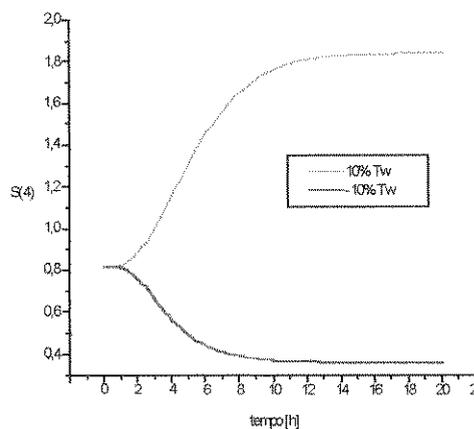


Figura IV.5 - Comportamento de S(4) para perturbação degrau em T_w

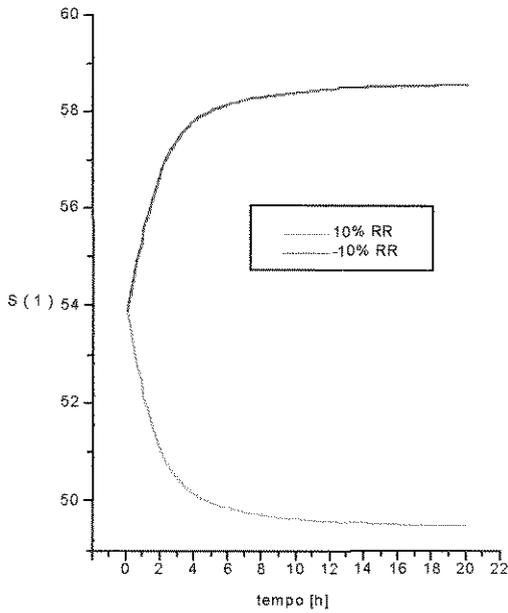


Figura IV.6 - Comportamento de S(1) para perturbação degrau em RR

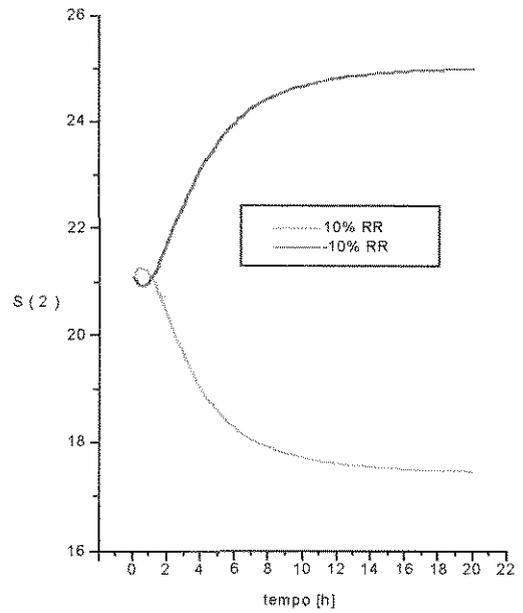


Figura IV.7 - Comportamento de S(2) para perturbação degrau em RR

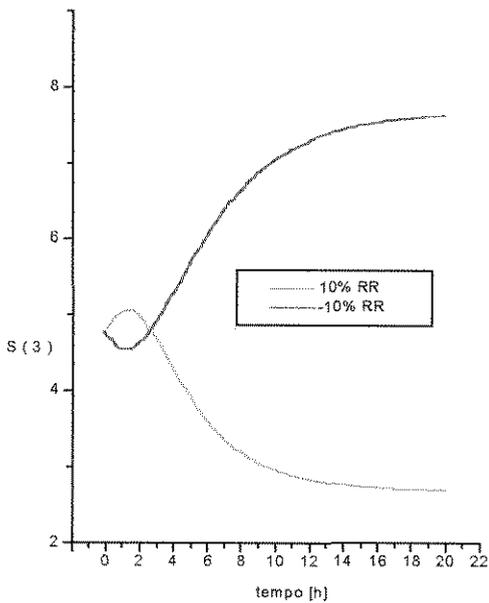


Figura IV.8 - Comportamento de S(3) para perturbação degrau em RR

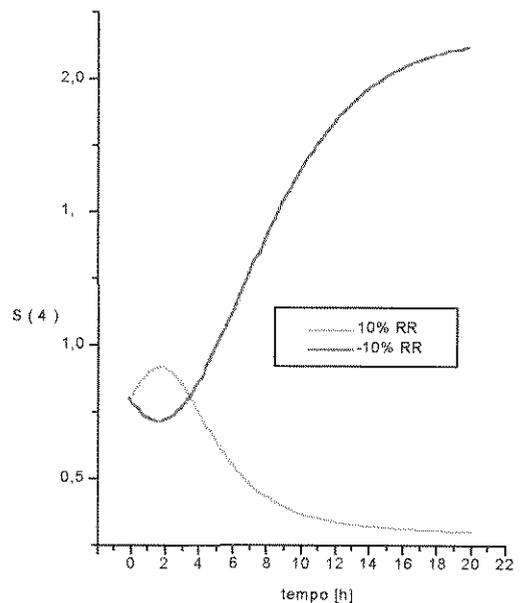


Figura IV.9 - Comportamento de S(4) para perturbação degrau em RR

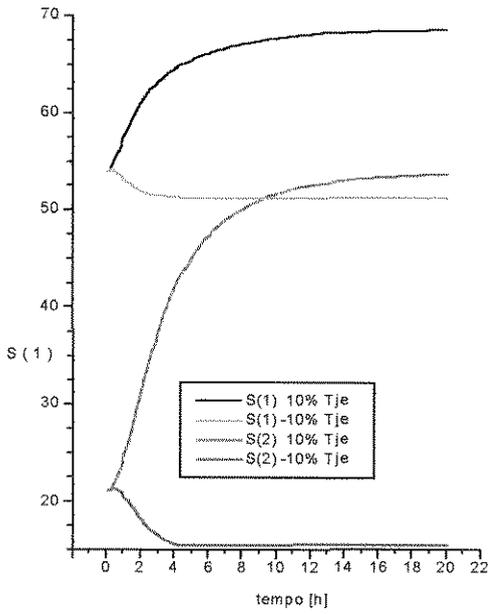


Figura IV.10 - Comportamento de S(1) e S(2) para perturbação degrau em Tje

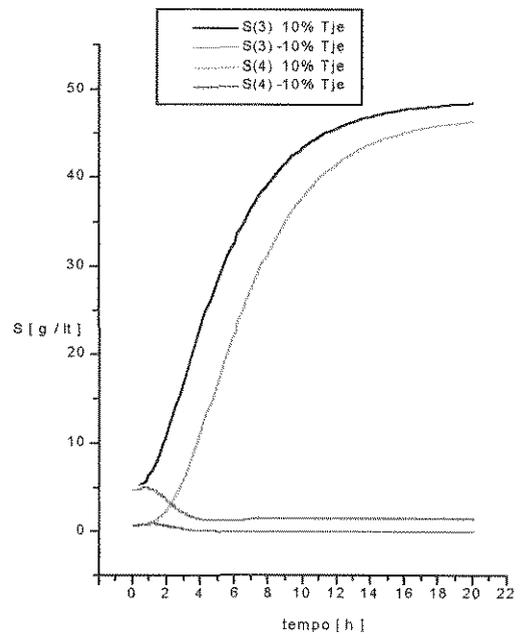


Figura IV.11 - Comportamento de S(3) e S(4) para perturbação degrau em TW

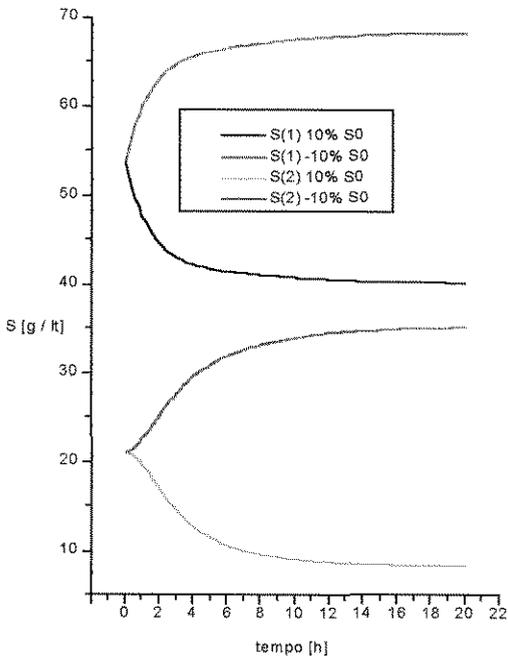


Figura IV.12 - Comportamento de S(1) e S(2) para perturbação degrau em S0

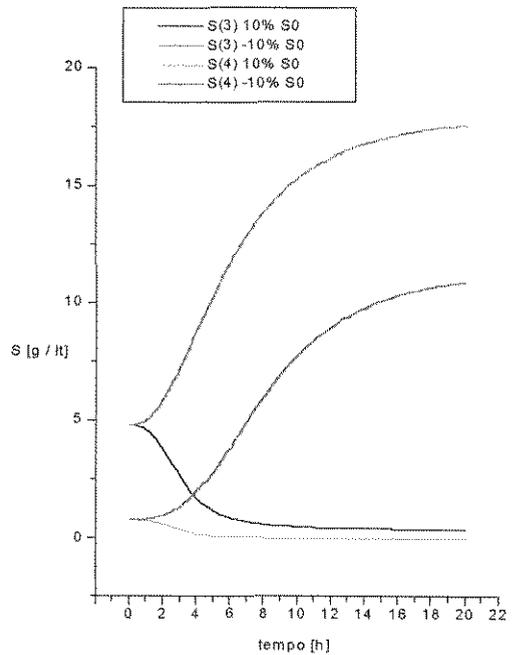


Figura IV.13 - Comportamento de S(3) e S(4) para perturbação degrau em S0

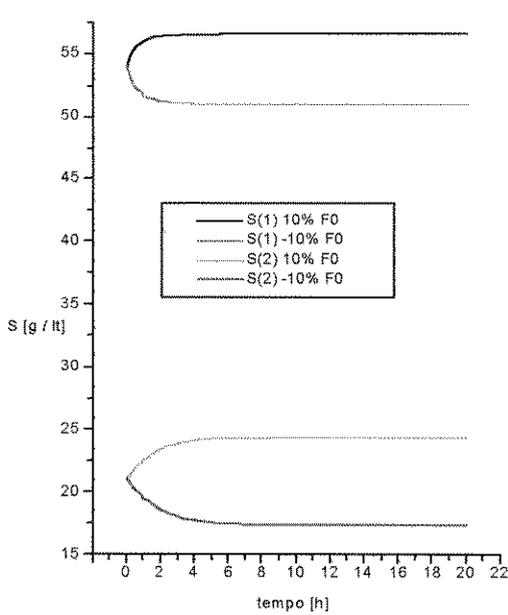


Figura IV.14 - Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em F0

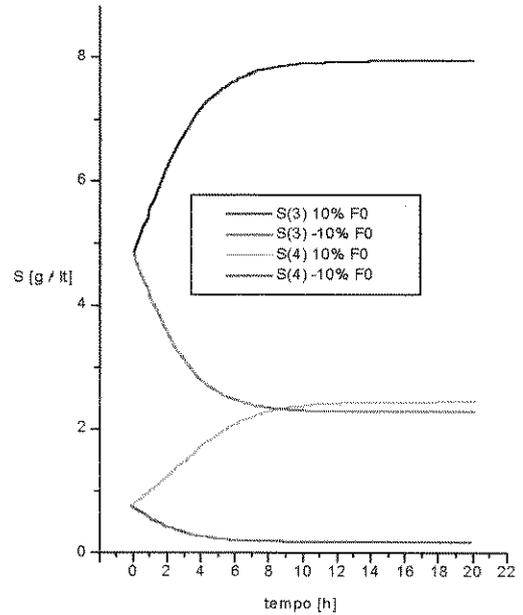


Figura IV.15 - Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em F0

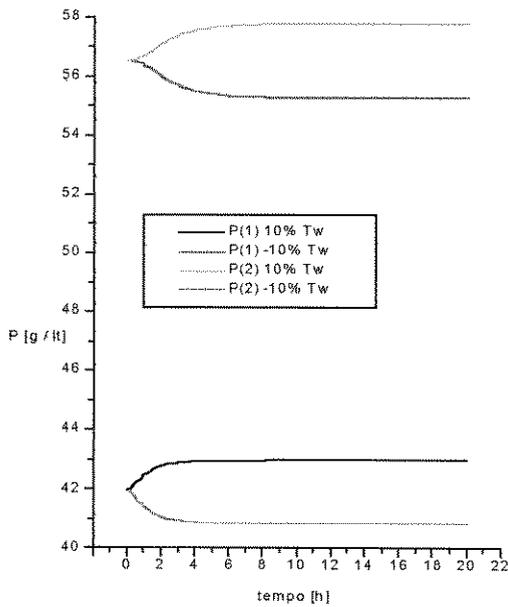


Figura IV.16 - Comportamento de P(1) e P(2) para perturbação degrau em TW

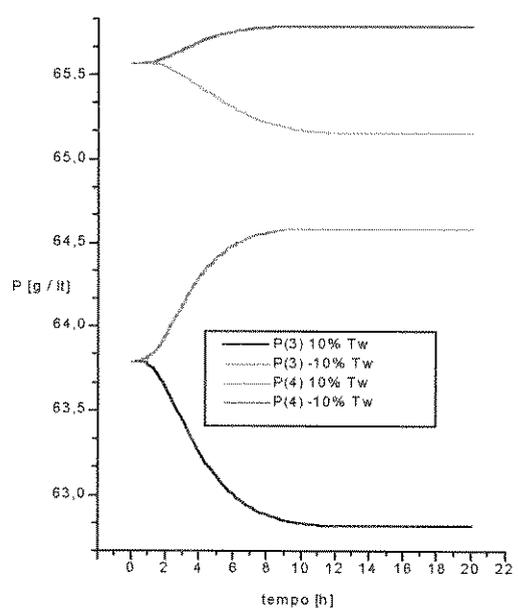


Figura IV.17 - Comportamento de P(3) e P(4) para perturbação degrau em TW

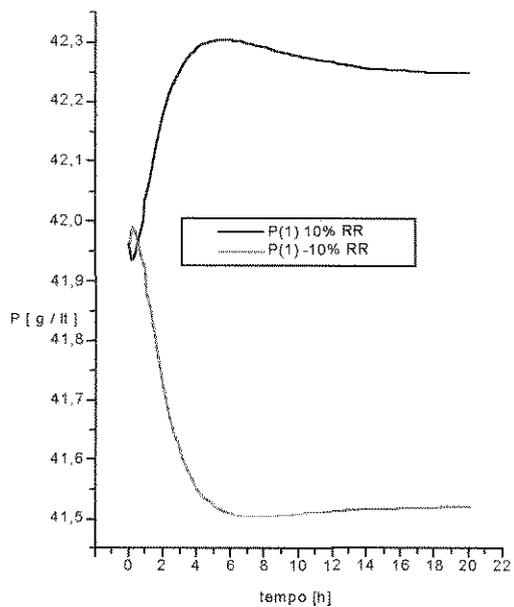


Figura IV.18 - Comportamento de P(1) para perturbação degrau em RR

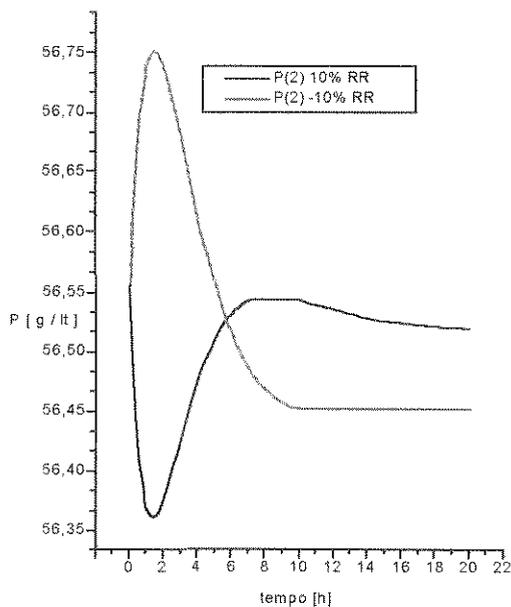


Figura IV.19 - Comportamento de P(2) para perturbação degrau em RR

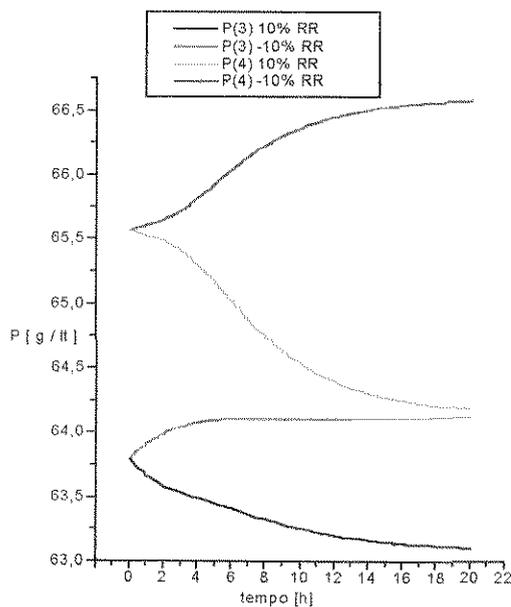


Figura IV.20 - Comportamento de P(3) e P(4) para perturbação degrau em RR

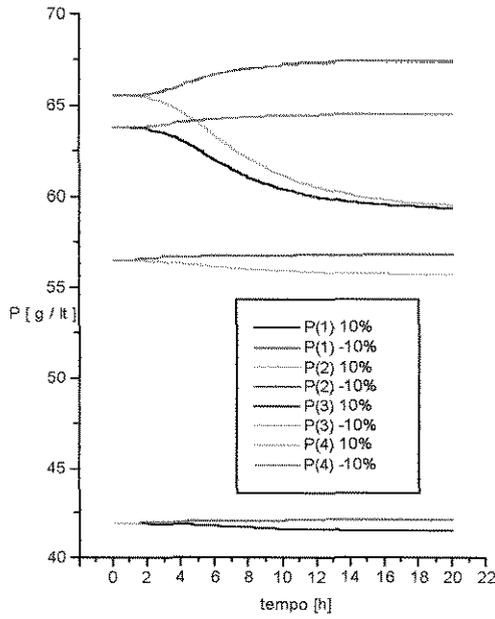


Figura IV.21 - Comportamento P(1), P(2), P(3) e P(4) p/ perturbação degrau em S0

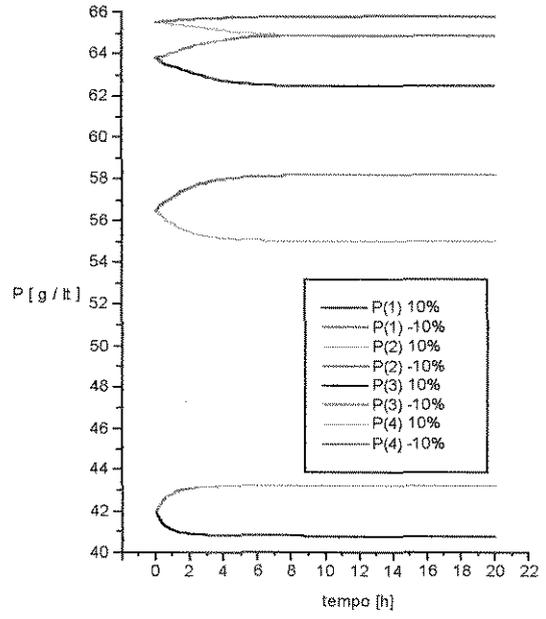


Figura IV.22 - Comportamento P(1), P(2), P(3) e P(4) p/ perturbação degrau em F0

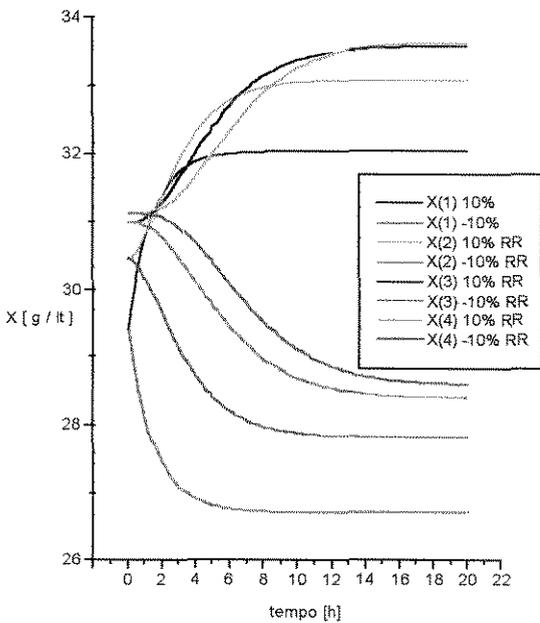


Figura IV.23 - Comportamento X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbação degrau em RR

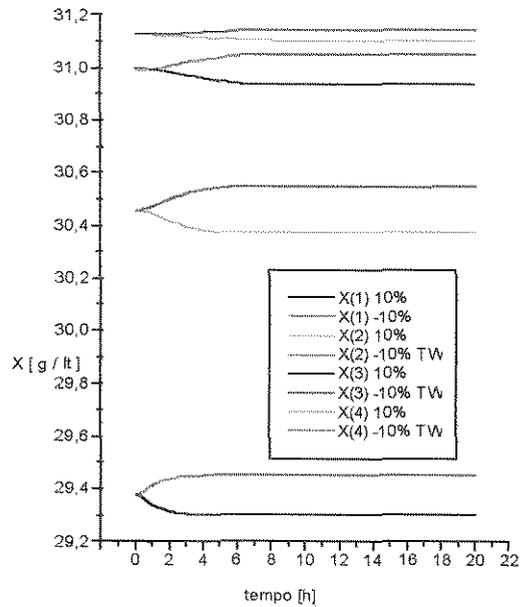


Figura IV.24 - Comportamento X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbação degrau em TW

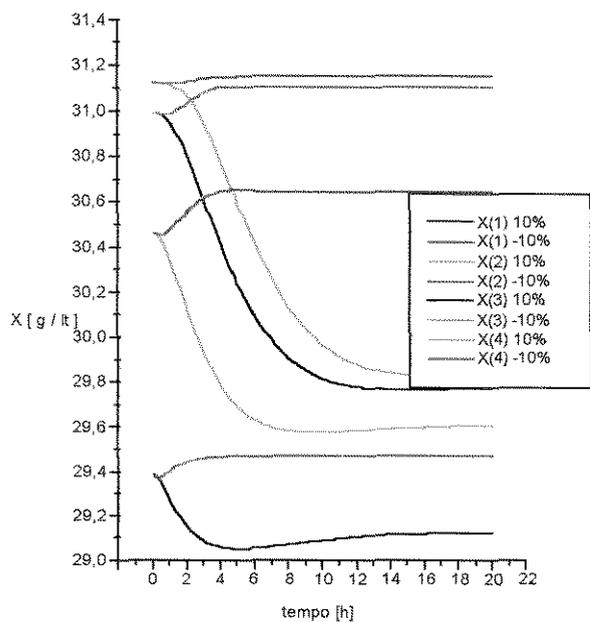


Figura IV.25 - Comportamento X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbação degrau em Tje

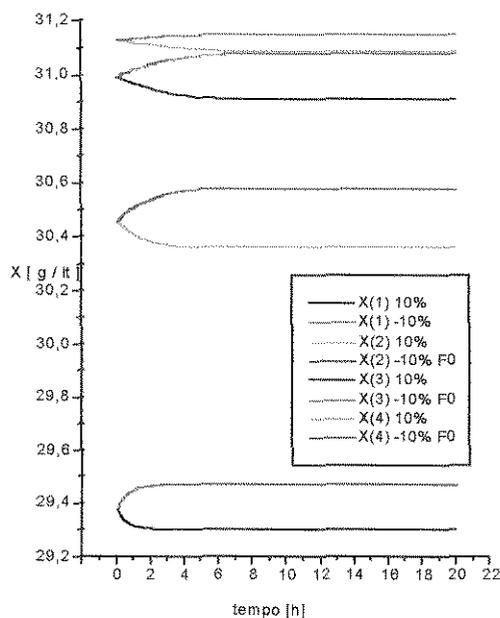


Figura IV.26 - Comportamento X(1), X(2), X(3) e X(4) p/ perturbação degrau em F0

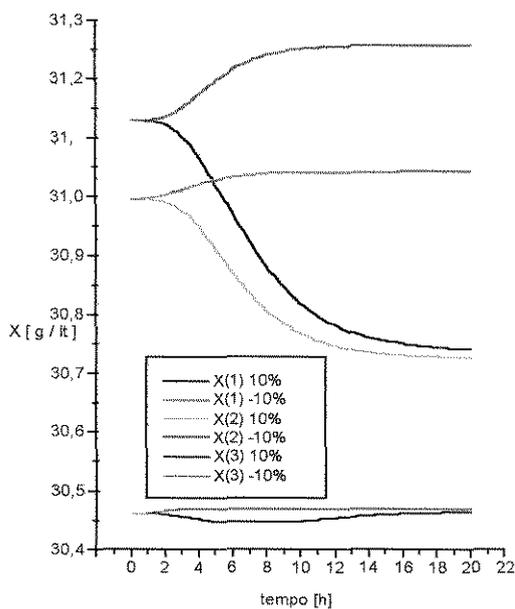


Figura IV.27 - Comportamento X(1), X(2) e X(3) p/ perturbação degrau em S0

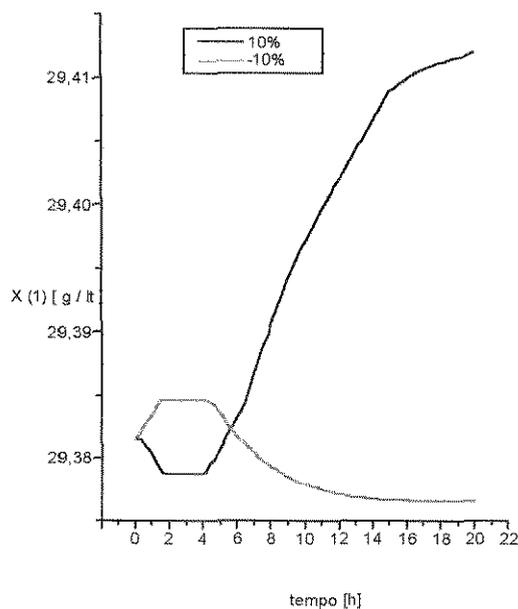


Figura IV.28 - Comportamento de X(4) para perturbação degrau em S0

Dos resultados observados das figura IV.2 à figura IV.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 IV.11 e figura IV.13, e em alguns casos resposta inversa, figura IV.19 e figura IV.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 , $\pm 10\%$ p/ 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 plotados: figura IV.29 à IV.35.

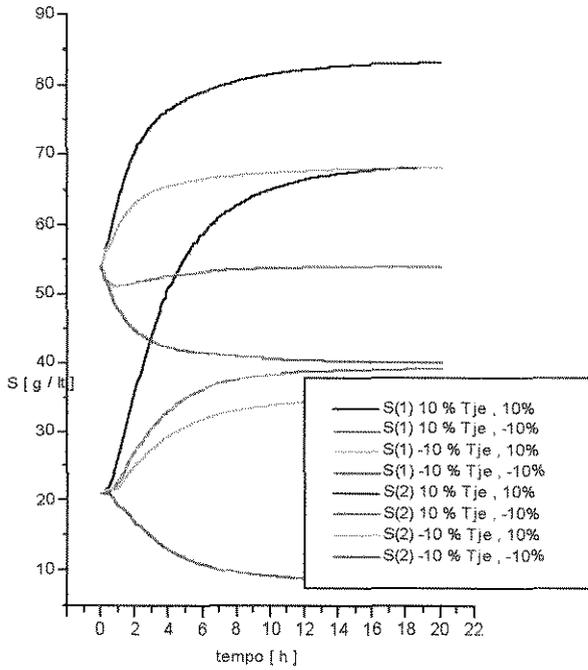


Figura IV.29 - Comportamento de S(1) e S(2) para perturbação degrau em Tje e S0

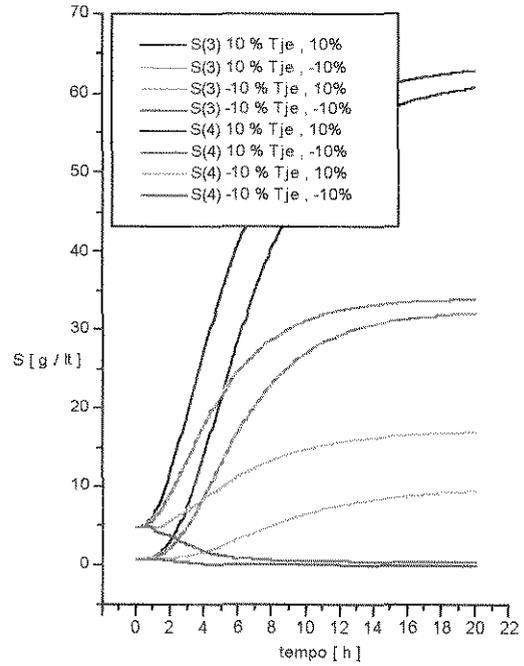


Figura IV.30 - Comportamento de S(3) e S(4) para perturbação degrau em Tje e S0

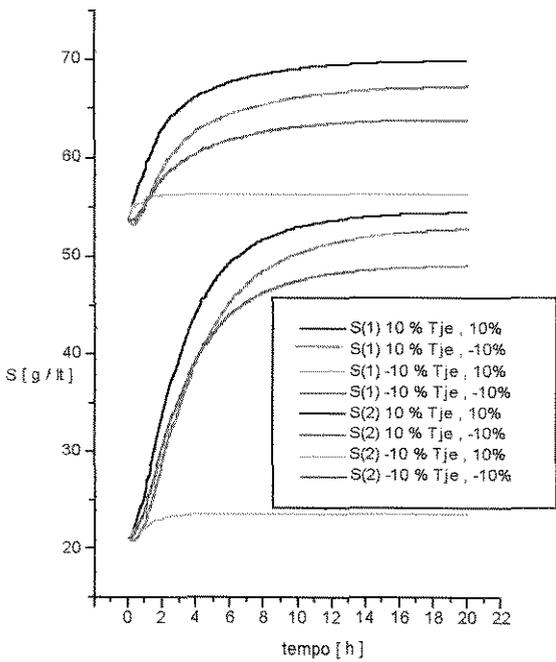


Figura IV.31 - Comportamento de S(1) e S(2) para perturbação degrau em Tje e F0

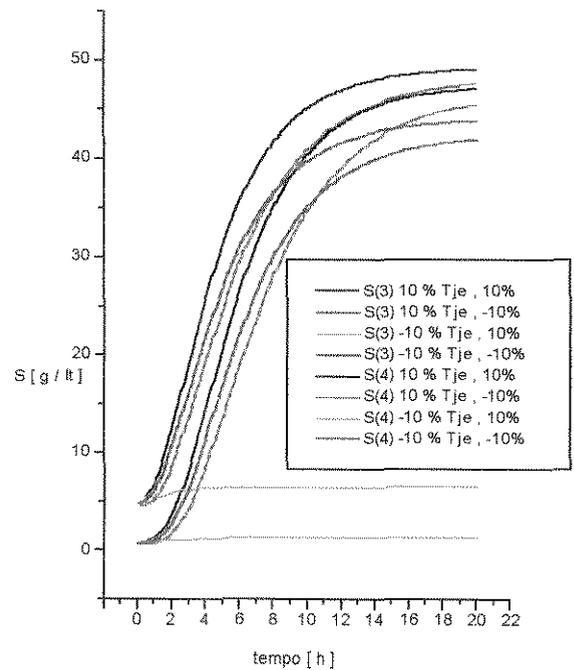


Figura IV.32 - Comportamento de S(3) e S(4) para perturbação degrau em Tje e F0

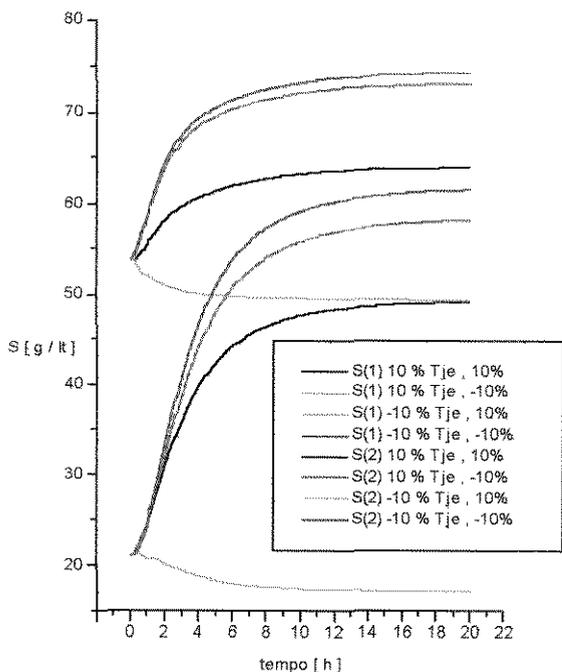


Figura IV.33 - Comportamento de S(1) e S(2) p/ perturbação degrau em Tje e RR

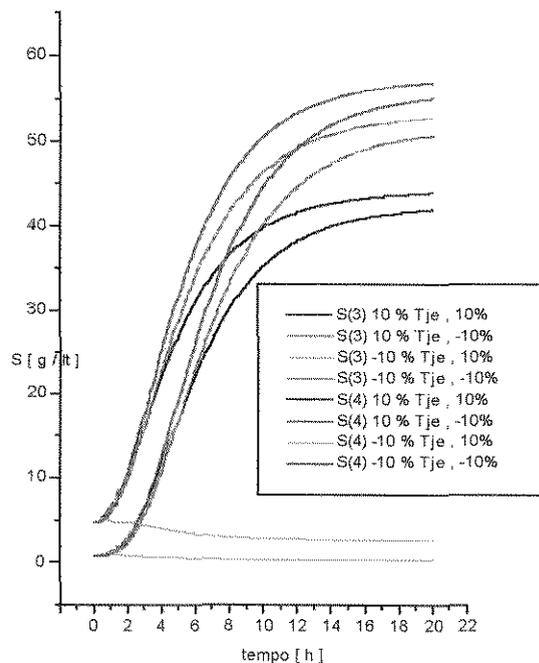


Figura IV.34 - Comportamento de S(3) e S(4) p/ perturbação degrau em Tje e RR

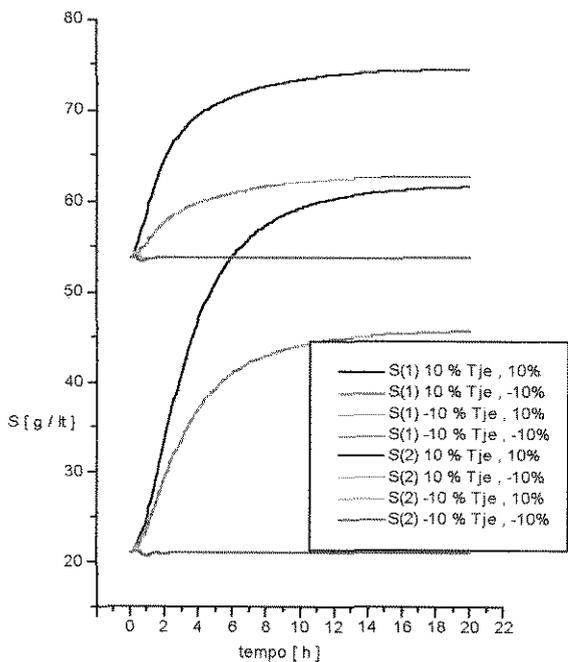


Figura IV.35 - Comportamento de S(1) e S(2) para perturbação degrau em Tje e Tw

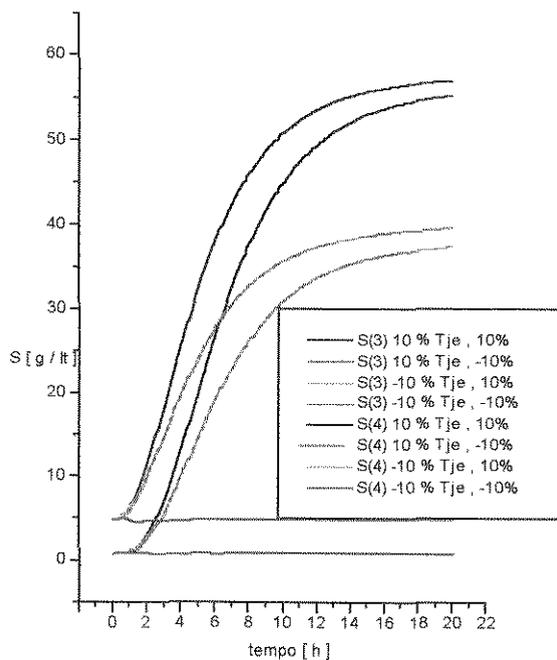


Figura IV.36 - Comportamento de S(3) e S(4) para perturbação degrau em Tje e Tw

Da análise das figuras IV.29 à IV.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 estudadas 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.

IV.4 - CONCLUSÕES

Do presente capítulo pode-se concluir que com relação ao estudo de controle de tais processos, pôde-se verificar, mais uma vez, pelos trabalhos da

literatura que não há relatos de aplicação de técnicas de controle preditivo, muito menos do DMC. Além de não possuir estudos aplicando o controlador DMC, este assunto vem sendo tratado de forma muito intensiva por centros de pesquisa a nível mundial, ou seja, assunto de grande interesse para pesquisas.

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**). Dentre as duas, para o presente trabalho excluiu-se a razão de refluxo (**RR**), devido influência no sistema ser muito problemática com relação a (**F0**), chegando em alguns a apresentar resposta inversa.

CAPÍTULO V

CONTROLE DO PROCESSO FERMENTATIVO

V.1 - INTRODUÇÃO

O controle do processo fermentativo neste trabalho baseia-se na aplicação de um técnica de controle avançado por computador do tipo preditiva, o DMC (Controle por Matriz Dinâmica).

É usado um procedimento de ajuste dos parâmetros do controlador DMC, a fim de se determinar o melhor desempenho deste controlador frente a perturbações degrau em variáveis de entrada (Controle Regulatório) e também da capacidade supervisória, que é obtida por modificações nos 'set-points' do processo durante sua operação. Tal procedimento é de fundamental importância quando se deseja aplicar técnicas otimizadoras ao processo, as quais modificam constantemente os 'set-points' e as condições operacionais, de forma a manter níveis ótimos de rendimento e produtividade.

Os resultados obtidos pela aplicação da técnica de controle DMC são comparados e analisados aos desempenhos obtidos com a aplicação do controle convencional PID na forma da velocidade, sendo que os parâmetros PID ótimos para alguns casos estudados foram obtidos por *ANDRIETA (1994)*.

Neste capítulo é mostrada a definição das malhas de controle estudadas no presente trabalho, a aplicação da estratégia DMC às principais malhas de controle de forma regulatória e supervisória, desde a estimativa dos

parâmetros de controle inicial à refinada, e compara-se o desempenho do controlador DMC frente ao clássico PID para condições operacionais idênticas.

Nas seções subsequentes analisa-se a influência do valor imposto ao tempo de amostragem das concentrações de ART, a representatividade da modelagem de convolução empregada e a incorporação de um fator de supressão não fixo, aproximando-se de uma estratégia DMC/adaptativa designada de 'Gain-scheduler', finalizando com as principais conclusões do capítulo.

V.2 - DEFINIÇÃO DAS PRINCIPAIS MALHAS DE CONTROLE

Para este sistema de fermentação alcoólica o objetivo principal é a manutenção, na saída do sistema, de altas concentrações de produto (etanol) e de baixas concentrações de Açúcares Redutores Totais (ART). A manutenção desta segunda variável a níveis baixos previne perdas do processo desta matéria prima, uma vez que o custo desta variável pode determinar a viabilidade econômica deste processo. Além da parte econômica, a manutenção desta variável a níveis baixos pode garantir uma alta concentração de produto etanol na saída do processo.

Desta forma, um esquema de controle estudado foi uma malha do tipo 'SISO', uma entrada (variável manipulada) e uma saída (variável controlada), que controla a concentração de saída de ART do quarto reator S(4), figura IV.1, por manipulação da vazão de entrada de mosto F0.

Pelo fato do processo possuir quatro estágios e reciclo de células, este se apresenta como um sistema sub-amortecido, com uma dinâmica relativamente lenta, apresentando dificuldades de controle quando se considera apenas o controle da concentração do último reator por manipulação na vazão de entrada de mosto F0.

Outro fator complicador, observado praticamente, é a consideração de um atraso (considerado 12 minutos) nos valores medidos da variável controlada, concentração de ART, devido ao tempo de atraso para que um cromatógrafo HPLC acoplado em linha com o processo, demora para processar uma amostra.

Desta forma a fim de antecipar as atuações de controle para possíveis perturbações no sistema, estudou-se a aplicação do controle à concentração de saída de ART do primeiro reator por manipulação da vazão de entrada de mosto F0.

As duas formas de controle ao sistema foram estudadas separadamente, ou seja, quando se aplicava o controle a uma malha a outra permanecia em malha aberta.

V.3 - CONTROLE SISO DAS MALHAS DE S(4) E S(1)

Para o controle das malhas da concentração de Açúcares Redutores Totais (ART) da saída do quarto reator, S(4), e da saída do primeiro reator, S(1), ambas por manipulação da vazão de entrada de mosto (F0), aplicou-se a estratégia de controle avançado DMC. Foram analisados os desempenhos frente a duas formas básicas de controle, sendo que em algumas condições operacionais pôde-se comparar o desempenho em relação ao controle clássico - PID.

Para o controle destas malhas estudou-se todas as particularidades envolvidas para o projeto do controlador DMC, as quais são citadas abaixo:

- 1.- Estudou-se duas formas distintas de controle, Regulatória (variação repentina em uma variável operacional de entrada) e Supervisória (variação dinâmica do valor de referência 'Set-Point');

- 2.- Procedimento de estimativas iniciais dos parâmetros do controlador DMC, proposto por MAURATH (1986), tanto para o caso regulatório quanto para o supervisório;

- 3.- Refino dos parâmetros do controlador DMC, baseando-se nos valores estimados inicialmente;
4. - Análise da representatividade da modelagem de convolução;
- 5.- Influência da magnitude do degrau imposto na variável manipulada para confecção da matriz dinâmica;
- 6.- Análise da incorporação de um fator de supressão variável;

O controle regulatório das malhas de S(4) e S(1) ambas manipulando-se F0, foram feitos através de variações degrau na concentração de entrada de ART - S0, como sendo de $\pm 10\%$ do seu valor estabelecido pelo projeto inicial da planta, de 180.0 g/L.

O controle supervisorio destas duas malhas foi feito através da modificação dinâmica dos valores de referência 'set-point' de S(4) e de S(1), segundo a forma de uma onda quadrada, como apresentado pela tabela V.1.

Tabela V.1 - Descrição da variação dos valores de 'Set-Point' para as malhas de S(4) e S(1) para o caso de controle supervisorio

tempo da simulação operacional	'Set-Point' S(4)	'Set-Point' S(1)
0.0 h < tempo < 10.0 h	1.0	60.0
10.0 h < tempo < 20.0 h	0.8	53.7
tempo > 20.0 h	1.0	60.0

V.3.1-ESTIMATIVA DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR DMC

Neste item é apresentado o procedimento de estimativas dos parâmetros do controlador DMC, desde a estimativa inicial, pelo procedimento ‘Minimal Prototype Design’ até o refino destes pela análise da integral absoluta quadrática dos erros (ITAE) e diretamente pelo comportamento gráfico da variável controlada.

V.3.1.1 - ESTIMATIVA INICIAL DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR DMC

Para uma estimativa inicial dos parâmetros do controlador DMC utilizou-se o procedimento descrito em *SEBORG et al. (1988)* e proposto por *MAURATH et al. (1988)*. Neste procedimento, aplica-se variações no horizonte de predição (**NP**), atribuindo-se ao horizonte de controle valor unitário (**NC** = 1), e ao fator de supressão valor zero (**f** = 0.0), ou seja, não reprime-se as variações na variável manipulada. No mesmo sentido, mas com a intenção de estimar valores iniciais para o fator de supressão (**f**), aplicou-se um procedimento parecido com o primeiro e proposto pelo mesmo autor, onde atribui-se ao horizonte de controle valor igual ao do horizonte de predição (**NP** = **NC**) variando-se o fator de supressão (**f**). Estes procedimentos são descritos por *SEBORG et al. (1988)* como sendo uma forma específica de um controlador, designado ‘Minimal Prototype Design’.

Desta forma, variou-se **NP** analisando-se os valores da integral absoluta dos erros quadráticos, $E^2 S(4)$ e $E^2 S(1)$, cometidos entre os valores da variável controlada e o seu ‘set-point’ estipulado. Nas figuras V.2 e V.3 são

apresentados os resultados de $E^2 S(4)$ e $E^2 S(1)$, respectivamente, que ilustram o efeito da variação do horizonte de predição, mantendo-se $NC = 1$ e $f = 0.0$, tanto para os casos regulatórios como para os supervisórios.

Nas tabelas V.2 e V.3 são apresentados os valores de $E^2 S(4)$ e de $E^2 S(1)$, respectivamente, como resultado do procedimento de estimativas inicial do parâmetros DMC.

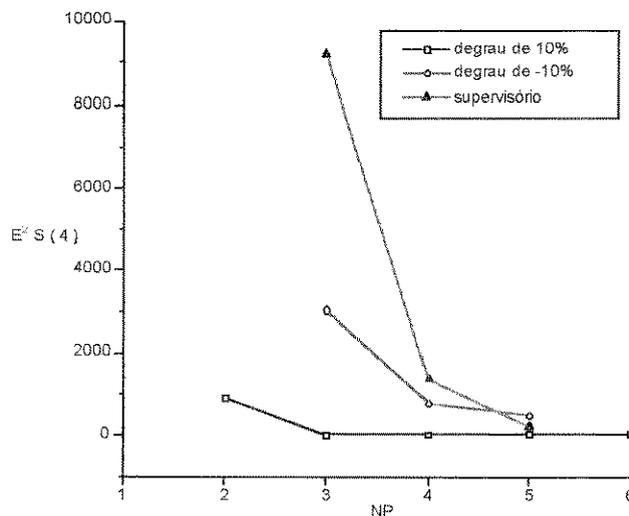


Figura V.1 - Variação de $E^2 S(4)$ em função do horizonte de predição (NP) com $NC=1$ e $f=0$

Da figura V.1 observa-se claramente a existência de um ponto mínimo de $E^2 S(4)$ para o caso regulatório de degrau 10% em S_0 , em $NP=3$. Diminuindo NP este erro observado aumenta abruptamente, enquanto que, para valores maiores a 3 $E^2 S(4)$, aumenta de forma suave, e para valores superiores a 6, a simulação não apresenta convergência devido a um forte comportamento oscilatório.

Com relação ao caso regulatório de degrau -10% em S_0 e para o caso supervisório, observa-se, que para $NP = 5$, há o menor valor do erro

observado enquanto que, para valores maiores que 5, da mesma forma que para degrau de 10% em S_0 , a simulação não apresentou convergência.

Na malha de controle de $S(4)$, o fato de apresentar um erro muito grande para NP menor que 3 no caso regulatório com degrau 10% em S_0 e NP menor que 5 para os outros dois casos estudados, pode ser devido a própria consideração imposta de $f = 0$ para o procedimento de estimativas inicial, ou seja, sem restrições aos movimentos da variável manipulada. Com relação às divergências observadas para $NP > 6$, acredita-se ser devido a dois fatores: o comportamento oscilatório em malha fechada, causado principalmente pela consideração de um alto tempo de amostragem (12 minutos) o que para a saída de um sistema constituído de 4 reatores de tanques agitados (CSTR) em série e com reciclo de microorganismos, leva o comportamento oscilatório a tomar dimensões mais agravantes com relação ao comportamento dinâmico do sistema. O outro fator acredita-se, ser também devido a consideração de $f = 0.0$, o que, relacionado com o aumento de NP , pode comprometer a qualidade das atuações na variável manipulada.

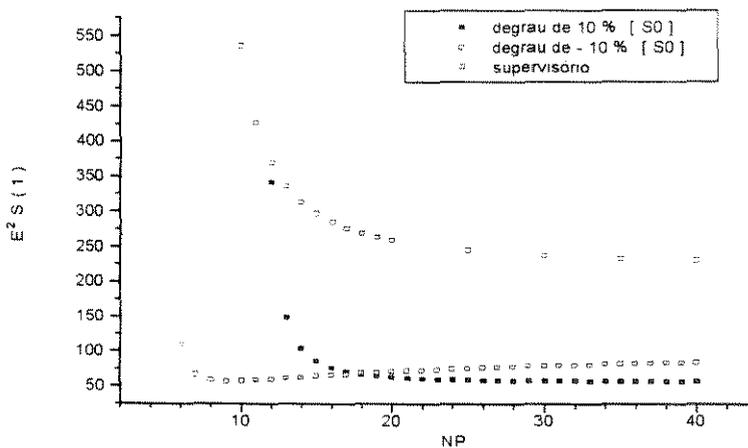


Figura V.2- Variação de $E^2 S(1)$ em função do horizonte de previsão (NP) com $NC = 1$ e $f=0$

Da figura V.2 verifica-se que $E^2 S(1)$, tanto para o caso regulatório de degrau 10% em S_0 como para o caso supervisorio, diminui sensivelmente com o aumento de NP e que, para valores superiores a 20, este decréscimo é praticamente desprezível. Para perturbação degrau de -10% em S_0 , valores mínimos de $E^2 S(1)$ são observados para valores de NP entre 8 a 11, e que para valores superiores a estes o erro não aumenta significativamente.

Tabela V.2 - Valores de $E^2 S(4)$, caso regulatório para degrau de 10% em S_0 , procedimento designado de 'Minimal Prototype Design'

NP	NC=1 e f=0			f	NP=NC		f	NP=NC	
	reg 10% S0	reg - 10% S0	supervisorio		reg 10% S0	reg 10% S0		reg 10% S0	supervisorio
2	282.3			0.040	396.8	0.040	80.9		
3	27.1	3,052.7	9,193.2	0.030	354.4	0.030	144.3	7,768.1	
				0.010	22.6	0.010	237.8		
				0.007	9.12	0.007	68.0		
4	49.1	796.7	1,369.8	0.030	82.5	0.030	88.8	4,095.1	
				0.020	36.2	0.020	97.1		
				0.007	9.8	0.007	30.7		
5	83.2	486.5	218.1	0.030	61.1	0.080	493.3	204.7	
				0.020	36.3	0.020	65.3	1,153.3	
6	131.4	--	--	0.030	66.0	0.080	428.6	167.8	
				0.020	44.0	0.020	82.6	422.9	
7	--	--	--	0.030	78.5	0.090	420.1	174.1	
						0.080		152.6	
8	--	--	--	0.040	121.2	0.090	509.4	161.0	
						0.080		146.2	
9	--	--	--	0.040	143.0	0.090	546.3	0.090	
						0.080		0.080	
10	--	--	--	0.050	200.1	0.090	597.3	143.7	
						0.080		137.4	
11	--	--	--	0.100	417.4	0.090	657.3	136.5	
				0.075	319.7	0.080	604.9	131.8	
12	--	--	--	0.100	460.7	0.090	720.8	129.0	
				0.075	359.2	0.080	667.9	126.0	
13	--	--	--	0.100	507.4	0.090	784.5	128.5	
				0.075	518.6	0.080	733.0	125.5	
14	--	--	--	0.100	555.6	0.090	845.3	122.2	
						0.080		830.9	
15	--	--	--	0.100	603.4	0.090	909.5	120.5	

Dos resultados apresentados na tabela V.2 pôde-se indicar uma estimativa inicial dos parâmetros do controlador DMC, para a malha de controle de $S(4)$ com manipulação de F_0 , os seguintes valores:

- caso regulatório de degrau 10% em S_0 : $NP = 3$ e f entre 0.020 à 0.002.

• caso regulatório de degrau 10% em S0: NP entre 2 e 6, e f entre 0.040 / 0.007

• caso supervisorio: NP entre 6 e 15, e f entre 0.100 e 0.020

Da literatura não se verificou a descrição de um procedimento sistemático para a estimativa inicial de NC, mas este é proposto por CUTLER & RAMAKER (1979), SEBORG et al. (1986) e LUYBEN (1992), como sendo 50% de NP, e também que NC não deve ser próximo à NP de forma que possa ferir o princípio básico dos mínimos quadrados incorporado à metodologia DMC.

Tabela V.3 - E² S(1), caso regulatório degrau de +/- 10% em S0, 'Minimal Prototype Design'

NP	E ² S(1)	E ² S(1)	E ² S(1)	f	E ² S(1)	E ² S(1)	E ² S(1)
	NC=1 e f=0 10 % [S0]	NC=1 e f=0 -10 % [S0]	NC=1 e f=0 SUPERVISÓRIO		NC=NP 10 % [S0]	NC=NP - 10 % [S0]	NC=NP SUPERVISÓRIO
1	---	---	---	0.50	629.6	1.019.6	895.2
				0.25	148.3	184.9	383.2
2	---	---	---	0.50	209.6	320.9	452.4
				0.25	...	89.8	1.420.9
3	---	---	---	0.50	154.9	184.9	391.2
				0.25	...	93.0	3.600.8
4	---	---	---	0.50	165.1	147.2	389.8
				0.25	...	87.4	2.257.3
5	---	1.670.7	---	0.50	165.7	137.1	384.9
				0.25	...	82.1	1.179.0
6	---	109.8	---	0.50	149.5	136.8	373.1
				0.25	...	80.2	745.2
7	---	66.6	8.564.9	0.50	135.6	139.9	361.4
				0.25	27.724.0	80.0	567.3
8	---	58.7	1.820.0	0.50	127.2	143.8	352.4
				0.25	4.925.5	80.2	485.7
9	---	57.1	812.0	0.50	123.4	147.3	346.1
				0.25	1.391.9	80.5	446.1
10	21.990.2	57.5	536.5	0.50	119.6	150.1	341.8
				0.25	763.6	80.7	426.7
11	2.271.8	58.6	426.8	0.50	117.9	152.2	338.8
				0.25	581.1	80.7	417.2
12	342.1	60.1	370.1	0.50	116.8	155.7	336.7
				0.25	507.1	80.7	412.2
14	104.0	63.2	313.1	0.50	115.6	155.7	334.1
				0.25	432.3	80.8	406.4
15	86.1	64.7	297.0	0.50	115.2	156.3	333.3
				0.25	407.1	80.9	404.0

Dos resultados apresentados na tabela V.3, pôde-se indicar como uma estimativa inicial dos parâmetros do controlador DMC, para a malha de controle de $S(1)$, os seguintes valores:

- caso regulatório de degrau 10% em S_0 : NP em torno de 10 e $f = 0.50$
- caso regulatório de degrau 10% em S_0 : NP em torno de 10 e $f = 0.25$
- caso supervisório: $NP =$ em torno de 10 e $f = 0.50$

V.3.1.2 -REFINO DOS PARÂMETROS CONTROLADOR DMC

A partir do conhecimento dos valores iniciais de NP , NC e f obtidos anteriormente, evoluiu-se para um procedimento de refino destes parâmetros do controlador DMC. Para tanto fez-se uso de análises quantitativas, através da avaliação da integral absoluta dos erros quadráticos entre o valores da variável controlada e seu 'set-point', $E^2 S(4)$ e $E^2 S(1)$, e também de análises qualitativas, as quais foram feitas por observação direta do comportamento das variáveis controladas e manipuladas através de gráficos.

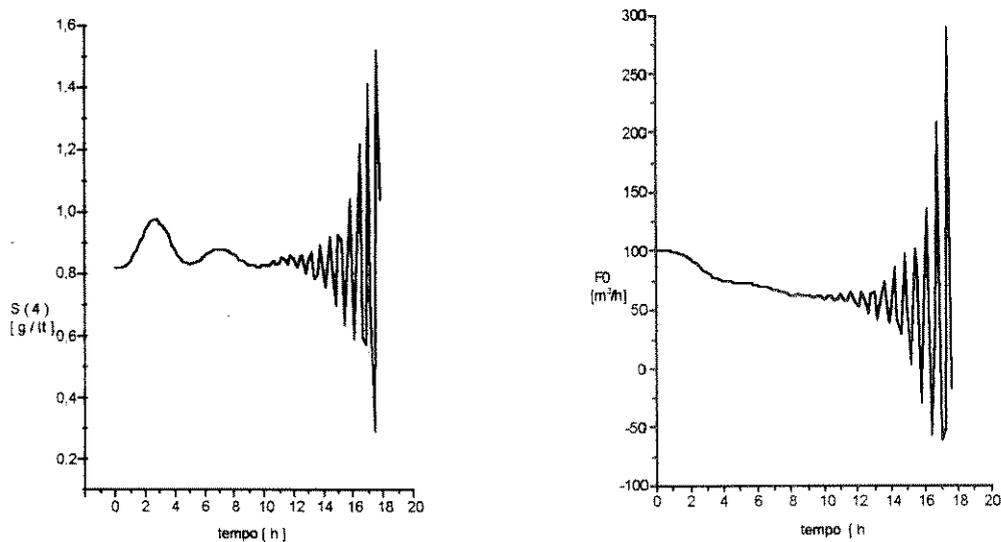
Este procedimento de refino foi obtido através de extensas simulações por computador variando-se os valores dos parâmetros do controlador DMC de forma a localizar o melhor conjunto destes parâmetros.

Poderia-se nesta etapa utilizar de um procedimento de estimativa de parâmetros através de um processo de otimização, tal como Poliedros Flexíveis *HIMMELBLAU (1972)*, mas dos resultados previamente analisados, tornou-se necessário a visualização do comportamento da variável controlada

através de gráficos, pois o processo em malha fechada (sob as ações de controle) apresenta um comportamento fortemente oscilatório para alguns conjuntos de valores de parâmetros do controlador.

Este comportamento oscilatório é observado mesmo com a variável controlada apresentando um erro baixo com relação ao seu 'set-point', como pode ser ilustrado nas figuras V.3.

Para este comportamento fortemente oscilatório, acredita-se que o alto valor do tempo de amostragem imposto para as análises de concentração de ART, juntamente com o fato do sistema reacional ser multiestágios e com reciclo, são os principais fatores responsáveis.



Figuras V.3 - Comportamento da variável controlada $S(4)$ e manipulada $F0$, respectivamente, com $NP = 7$, $NC = 1$ e $f = 0.$, para controle regulatório.

Baseando-se nos conjuntos de parâmetros indicados inicialmente pelo método de estimativas inicial proposto, fez-se extensivas simulações variando-se os três parâmetros (NP , NC e f) para duas condições regulatórias

estudadas de degrau +/- 10% em S_0 , analisando-se inicialmente os valores obtidos de $E^2 S(4)$ e $E^2 S(1)$.

Os parâmetros do controlador DMC foram estudados de forma a cobrir um espaço maior que o indicado pelo método de estimativas inicial, de forma a verificar a consistência destes parâmetros para processos do tipo apresentado, ou seja, multiestágios, reciclo e atraso nos instrumentos de leitura (analisadores 'on-line' de ART).

O procedimento de refino foi feito basicamente variando-se os parâmetros da seguinte forma: NP de 1 à 20, f de 2 à 0.0001 e NC como sendo aproximadamente 90%, 60%, 50%, 40% e 20% de NP. Os resultados mais importantes deste procedimento de refino dos parâmetros são mostrados em detalhes nas tabelas V.4 e V.5, para $E^2 S(4)$ e $E^2 S(1)$, respectivamente.

Tabela V.4 - Valores $E^2 S(4)$ para o procedimento de refino de estimativa dos parâmetros do controlador DMC para os casos regulatórios e supervisorio estudados

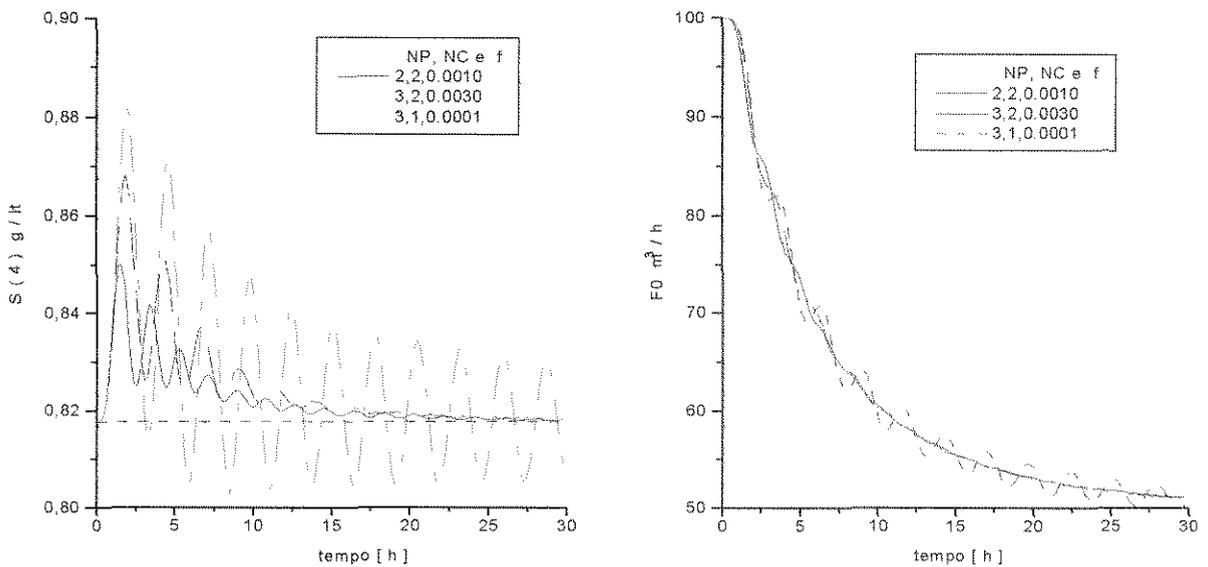
NP	NC	f	$E^2 S(4)$ degrau 10% S0	f	$E^2 S(4)$ degrau -10% S0	f	$E^2 S(4)$ SUPERVISÓRIO
2	2	0.001	1.4	0.0001	3.05	0.0001	149.8
	1	0.020	590.8	0.0001	118.4	0.07	134.8
3	3	0.003	3.54	0.003	10.5	0.09	139.3
	2	0.003	3.54	0.003	10.5	0.1	133.9
	1	0.0001	8.81	0.0001	71.4	0.1	133.8
4	4	0.007	9.8	0.007	30.7	0.1	159.9
	3	0.007	9.81	0.007	30.9	0.1	160.0
	2	0.006	8.88	0.006	28.4	0.1	161.0
	1	0.0001	11.76	0.0001	50.5	0.1	164.5
5	5	0.020	36.2	0.02	65.3	0.2	175.6
	3	0.02	36.4	0.02	65.4	0.2	175.4
	1	0.005	19.1	0.01	46.9	0.2	173.2
6	5	0.02	44.0	0.02	82.6	0.2	147.1
	3	0.020	44.3	0.02	81.6	0.2	146.6
	1	0.005	28.9	0.005	58.6	0.2	144.0
7	6	0.080	240.0	0.08	420.0	0.2	134.3
	4	0.080	236.0	0.08	413.0	0.2	134.1
	2	0.020	55.5	0.02	106.4	0.2	133.2
8	7	0.080	247.2	0.08	444.4	0.2	130.2
	4	0.080	239.6	0.08	431.3	0.2	130.1
	2	0.080	202.7	0.08	370.1	0.2	130.2
9	8	0.080	269.1	0.08	488.5	0.2	129.1
	5	0.080	264.4	0.08	480.5	0.2	129.1
	2	0.080	211.1	0.08	394.0	0.2	125.1
10	8	0.080	300.3	0.08	543.5	0.2	128.3
	5	0.080	292.9	0.08	531.3	0.2	128.5
	2	0.080	228.3	0.08	429.8	0.08	123.1
11	9	0.080	337.7	0.08	604.4	0.2	126.8
	5	0.080	326.9	0.08	587.5	0.2	127.3
	2	0.080	251.8	0.08	473.8	0.2	130.7

Tabela V.5 - Valores de E2 S(1) para o procedimento de refino de estimativa dos parâmetros do controlador DMC para os casos regulatórios e supervisorío

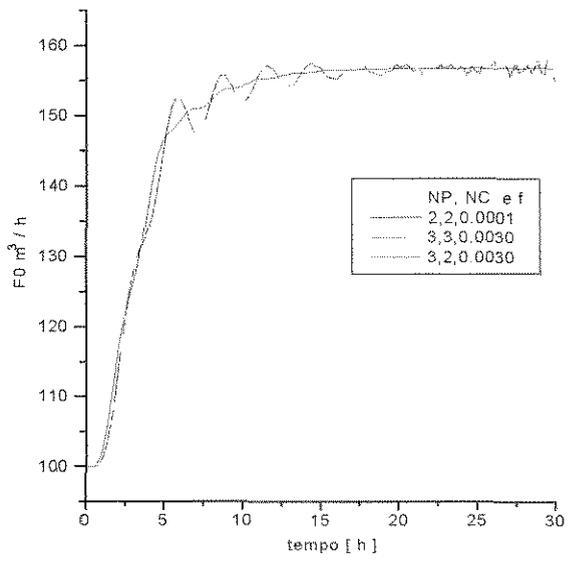
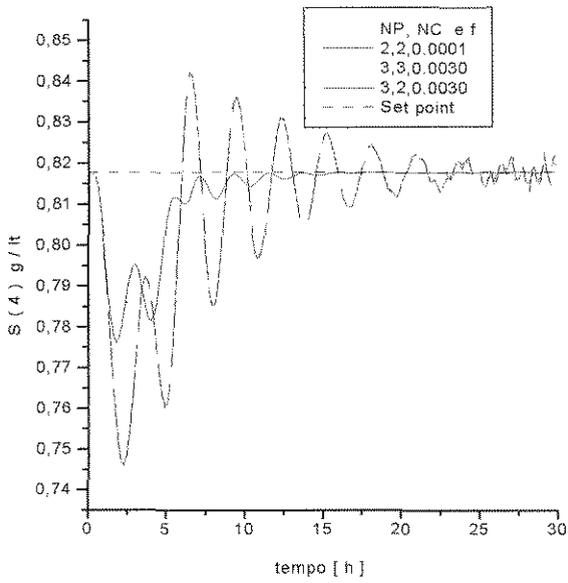
NP	NC	f	E2 S (1)	f	E2 S (1)	f	E2 S (1)
			degrau 10% S0		degrau -10% S0		SUPERVISÓRIO
3	2	0.5	154.7	0.25	93.9	0.5	390.9
	1	0.5	155.2	0.25	117.3	0.5	389.9
4	3	0.5	165.9	0.25	87.5	0.5	390.1
	2	0.5	174.0	0.25	88.8	0.5	392.4
	1	0.5	254.7	0.25	122.5	0.5	411.5
5	3	0.5	171.1	0.25	82.1	0.5	386.8
	2	0.5	198.9	0.25	81.5	0.5	395.6
	1	0.5	873.4	0.25	91.6	0.5	466.6
6	4	0.5	151.2	0.25	80.2	0.5	374.0
	3	0.5	157.3	0.25	80.1	0.5	376.8
	2	0.5	188.0	0.25	78.3	0.5	389.1
	1	0.5	194.9	0.25	73.7	0.5	489.9
7	5	0.5	136.1	0.25	80.0	0.5	361.8
	4	0.5	137.6	0.25	80.0	0.5	362.8
	3	0.5	141.9	0.25	79.9	0.5	365.3
	2	0.5	162.7	0.25	77.7	0.5	376.1
8	7	0.5	127.2	0.25	80.3	0.5	352.4
	5	0.5	127.9	0.25	80.3	0.5	353.2
	4	0.5	128.9	0.25	80.3	0.5	354.2
	3	0.5	131.1	0.25	80.4	0.5	355.5
	2	0.5	142.4	0.25	78.2	0.5	362.8
9	8	0.5	122.4	0.25	80.6	0.5	346.1
	5	0.5	123.1	0.25	80.7	0.5	347.2
	2	0.5	128.9	0.25	79.1	0.5	351.4
10	8	0.5	119.6	0.25	80.8	0.5	341.8
	5	0.5	120.3	0.25	81.0	0.5	343.1
	2	0.5	120.0	0.25	80.2	0.5	342.2
11	9	0.5	117.9	0.25	80.8	0.5	338.8
	5	0.5	118.6	0.25	81.2	0.5	340.2
	2	0.5	113.7	0.25	81.1	0.5	334.9
12	10	0.5	116.8	0.25	80.8	0.5	336.7
	6	0.5	117.2	0.25	81.3	0.5	338.1
	3	0.5	114.7	0.25	82.3	0.5	335.2
15	13	0.5	115.2	0.25	80.9	0.5	333.3
	8	0.5	115.3	0.25	81.1	0.5	333.3
	3	0.5	111.0	0.25	83.0	0.5	328.7

Baseando-se nos conjuntos de parâmetros que proporcionaram baixos valores de $E^2 S(4)$ e de $E^2 S(1)$ apresentados nas tabelas V.4 e V.5, respectivamente, plotou-se os valores das variáveis controladas em função do tempo, de forma a analisar qualitativamente as ações de controle.

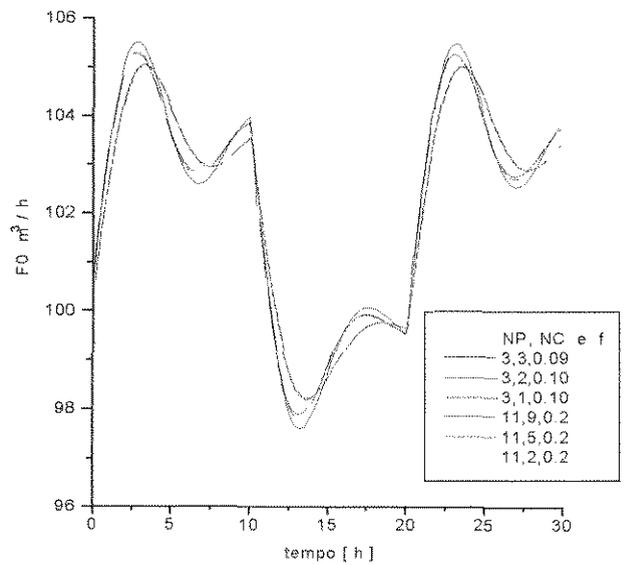
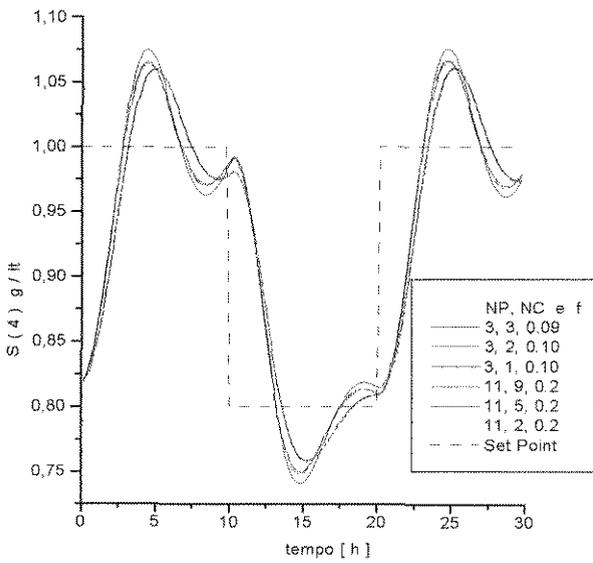
Nas figuras V.4, V.5 e V.6, são plotados os comportamentos $S(4)$ para os controles regulatórios de $\pm 10\%$ degrau em S_0 e supervisorio, respectivamente, enquanto que para a malha de $S(1)$ os comportamentos do sistema são mostrados nas figuras V.7, V.8 e V.9, da mesma forma que para a malha de $S(4)$.



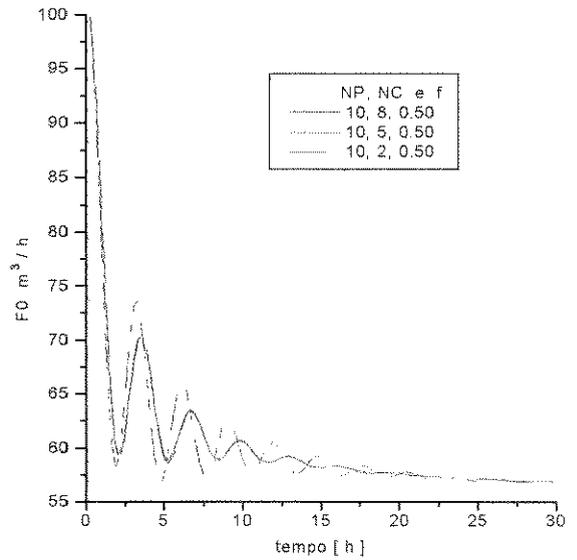
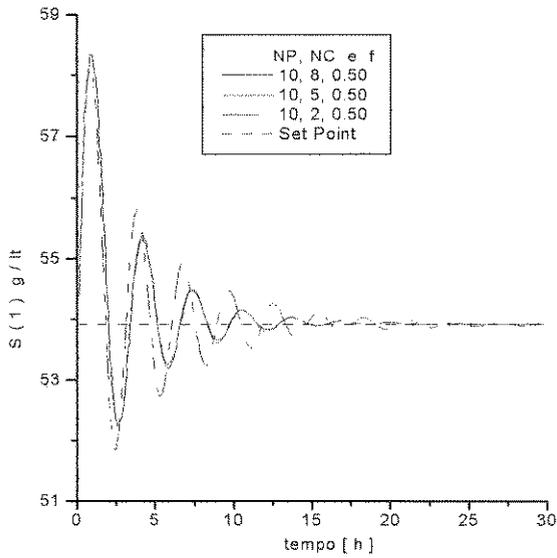
Figuras V.4 - Controle regulatório de $S(4)$ para degrau de 10% em S_0



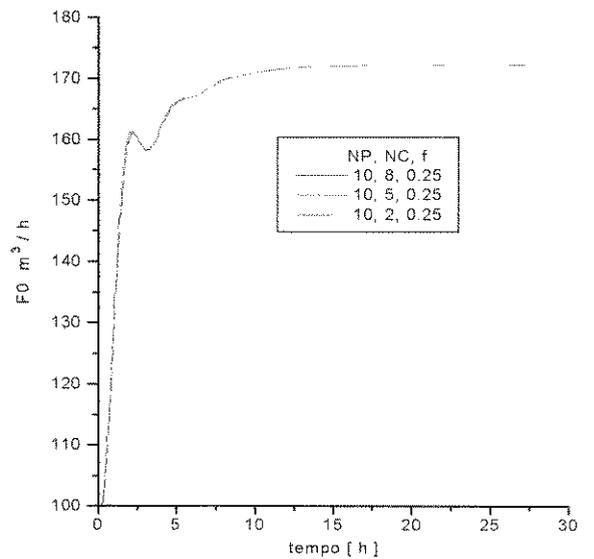
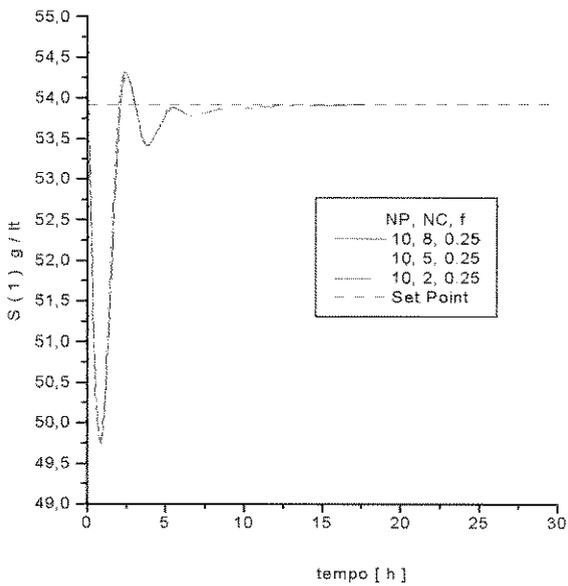
Figuras V.5 - Controle regulatório de S(4) para degrau de - 10% em S0



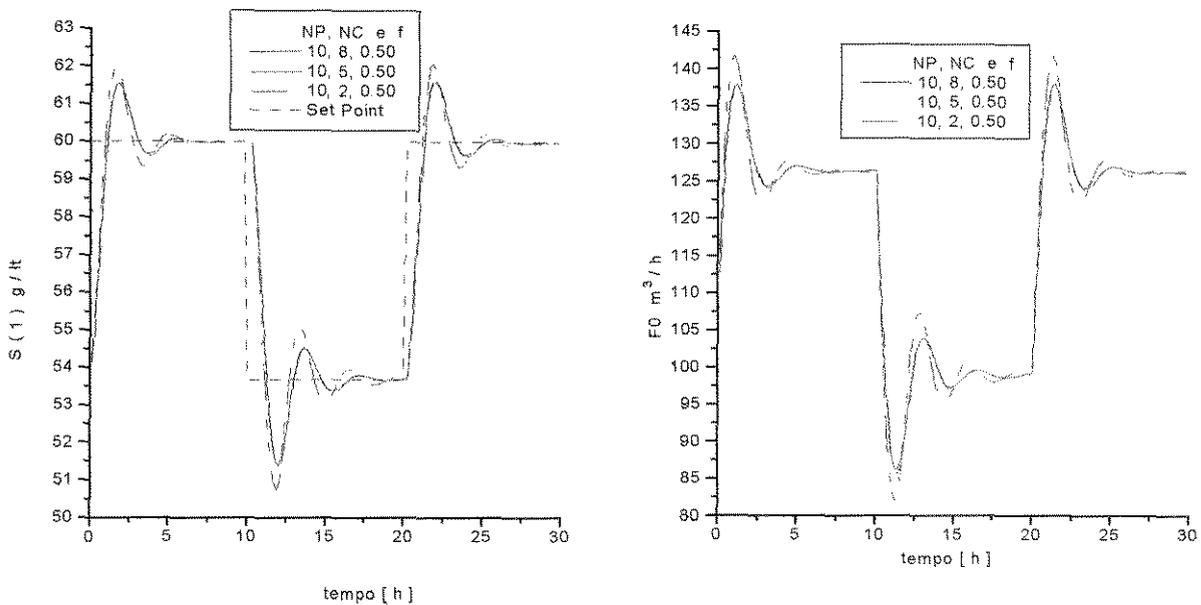
Figuras V.6 - Controle supervisorío de S(4)



Figuras V.7 - Controle regulatório de $S(1)$ para degrau de 10% em S_0



Figuras V.8 - Controle regulatório de $S(1)$ para degrau de - 10% em S_0

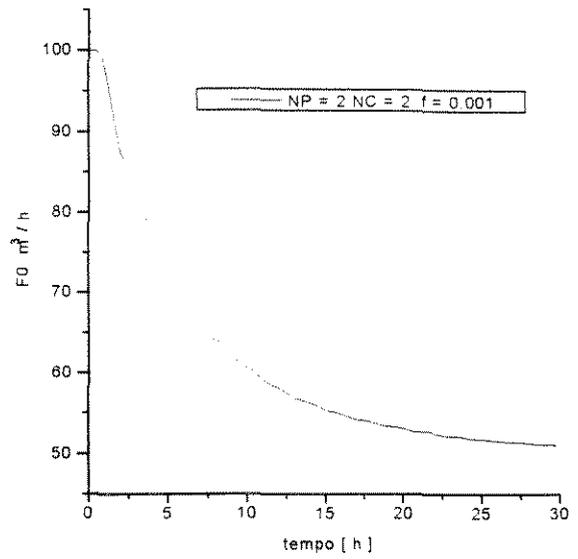
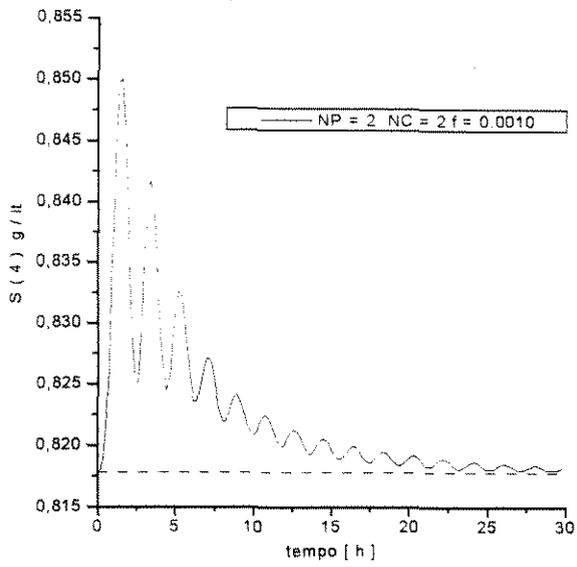


Figuras V.9 - Controle supervisorío de S(1)

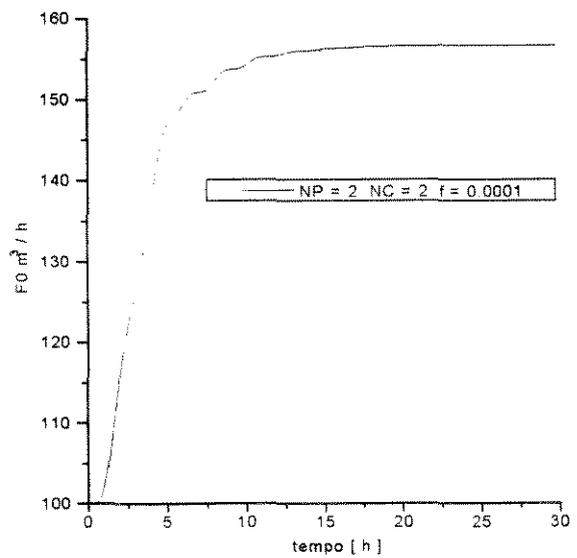
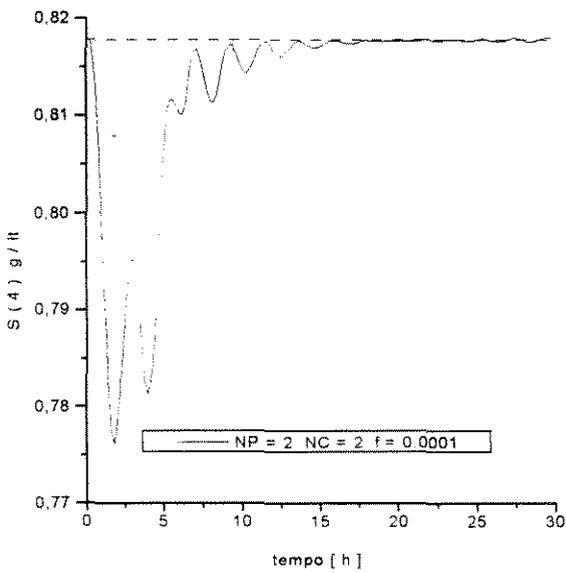
Analisando-se os gráficos das figuras V.4, V.5 e V.6, verifica-se que para alguns conjuntos de parâmetros do controlador DMC, mesmo proporcionando um erro quadrático pequeno, apresenta-se um comportamento fortemente oscilatório tanto para a variável controlada como para a variável manipulada, inviabilizando suas aplicações para controle.

Das figuras V.7, V.8 e V.9, verifica-se que todos os conjuntos ótimos dos parâmetros do controlador DMC para a malha de S(1) apresentaram comportamentos similares e satisfatórios.

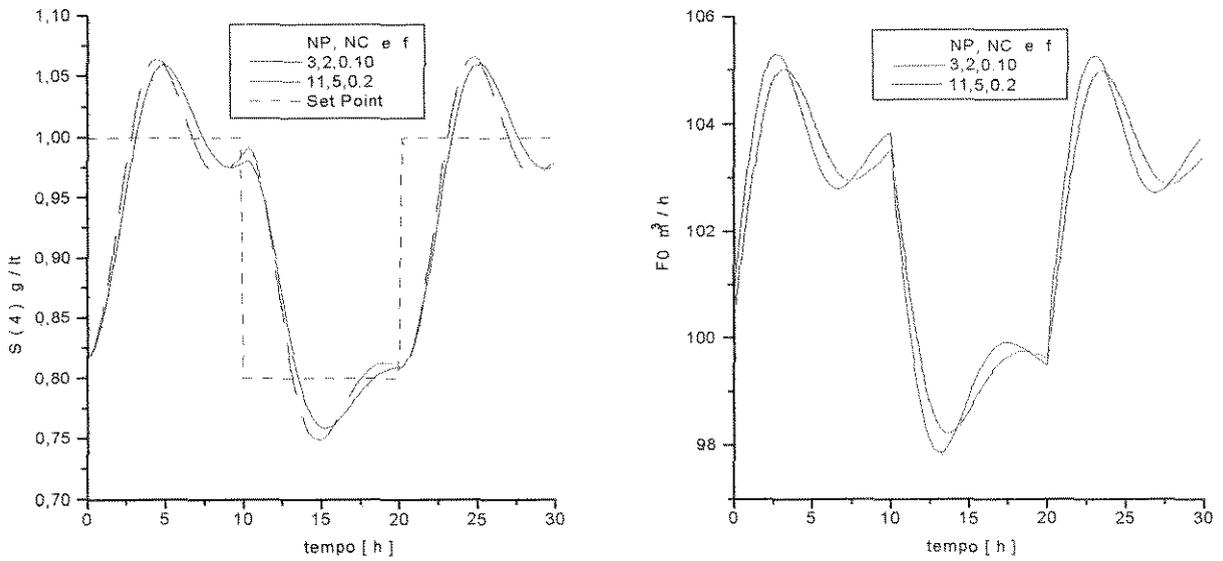
Com o intuito de selecionar adequadamente os parâmetros do controlador DMC para a malha de S(4), nas figuras subsequentes V.10, V.11 e V.12 são apresentados os melhores resultados para o controle da malha S(4) com os parâmetros mais adequados, dentre os obtidos através do processo de refino pela análise de $E^2 S(4)$.



Figuras V.10 - Controle regulatório de S(4) para degrau de 10% em S0.



Figuras V.11 - Controle regulatório de S(4) para degrau de - 10% em S0.



Figuras V.12 - Controle supervisorío de S(4).

Da análise dos resultados apresentados pelas tabelas V.4 e V.5, e pelos gráficos das figuras V.4 a V.12, os melhores conjuntos de parâmetros para o controlador DMC são apresentados resumidamente na tabela V.6.

Tabela V.6 - Valores otimizados para o controle DMC das malhas de S(4) e de S(1), para os casos estudados de controle regulatórios e supervisorío

	NP	NC	f
S(4) regulatório 10% S0	2	2	0.0010
S(4) regulatório -10% S0	2	2	0.0001
S(4) supervisorío	3 / 11	2 / 5	0.1000 / 0.2000
S(1) regulatório 10% S0	10	5	0.5000
S(1) regulatório -10% S0	10	2	0.2500
S(1) supervisorío	10	5	0.5000

Analisando-se os resultados apresentados na tabela V.6 verifica-se que para a malha de S(4) para os dois casos regulatórios estudados, os parâmetros foram praticamente iguais, diferindo apenas do fator de supressão que deve ser maior para o caso do degrau de -10% em S0. Entretanto se for utilizado o mesmo valor de $f = 0.001$, com $NC = NP = 2$, pode-se controlar a malha de S(4) de ambas as formas regulatórias sem incorrer em uma grande elevação do valor de $E^2 S(4)$. Além de não se aumentar em muito o erro quadrático total, nota-se também que os níveis de operação com relação a S(4) não ultrapassam de forma inaceitável as condições desejadas.

Para o controle supervisorio da malha de S(4) verifica-se, quanto a NP e NC, que estes são praticamente semelhantes aos obtidos para os controles regulatórios, mas com relação ao fator de supressão, este deve ser de magnitude 100 vezes maior para que se obtenha condições ótimas e favoráveis de controle.

Ainda para o controle supervisorio de S(4), verificou-se outra condição de parâmetros do controlador DMC [NP, NC e f], (11, 5, 0.2), diferente do conjunto similar às outras condições estudadas e que produziu bons resultados para o controle desta variável. Do conjunto alternativo de parâmetros obtido para o controle regulatório, merece destaque o fator de supressão que apresentou uma dimensão muito maior com relação aos dados anteriores. Pode-se explicar este fato pelo alto valor imposto para NP, mostrando que o controlador toma ações mais acentuadas com o aumento deste parâmetro (controle mais conservativo), e desta forma requer um maior valor para este fator, para que as ações não sejam tão bruscas.

Ainda com relação a esta outra condição ótima observada para os parâmetros DMC da malha S(4) no modo supervisorio, deve ser notado uma

diferença significativa da obtida pelo método de estimativa inicial empregado. Isto é uma indicação da necessidade de se realizar um refino dos parâmetros mais abrangente que os indicados por este procedimento, quando se tratar de um processo desta natureza, ou seja; biotecnológico de porte industrial constituído de reatores agitados ligados em série com reciclo de microorganismos; e principalmente o fato de apresentar grande atraso nos valores das medidas de concentrações de ART (12 minutos).

Com relação a malha de controle de S(1) por manipulação de F0, verifica-se dos parâmetros ótimos do controlador DMC apresentados na tabela V.6, que estes são praticamente iguais, sendo possível a utilização de um conjunto único destes parâmetros para todos os três casos de controle estudados neste trabalho. Observou-se ainda que os procedimentos de estimativas inicial “Minimal Prototype Design” e de refino, baseado na integral absoluta dos erros cometidos ao quadrado $\sum(C_{\text{set-point}} - C_{\text{processo}})^2$, obtiveram sucesso, demonstrando desta forma que a aplicação do controlador DMC a uma malha com menor interferência dos efeitos dinâmicos do reciclo pode além de ser melhor controlada, proporcionar um procedimento estruturado de estimativas dos parâmetros deste controlador mais confiável.

Ainda com relação ao controle da malha S(1), observa-se que esta não apresenta as fortes características oscilatórias da malha S(4), ou seja, demonstrando que o reciclo aliado ao alto valor do tempo de amostragem podem ser os grandes responsáveis pelo efeito oscilatório apresentado pela malha S(4). Pode-se portanto concluir que para sistemas complexos, tal como o estudado neste trabalho, deve-se merecer uma atenção especial o procedimento de estimativas dos parâmetros do controlador DMC, além do ‘design’ de uma estratégia de controle adequada.

V.3.1.3 - EFEITO DO CONTROLE DE S(1) SOBRE S(4)

A principal finalidade da aplicação do controle da concentração de saída de ART no 1º reator S(1) por manipulação da vazão de mosto F0, foi buscar antecipar as possíveis variações que um sistema deste porte e nesta configuração confere, ou seja, sub-amortecido onde as perturbações deslocam-se do 1º para o 4º reator. Deve ser ressaltado ainda que a presença do reciclo torna este comportamento dinâmico ainda mais complexo.

Além do fato do sistema ser fortemente amortecido, a presença do atraso nos instrumentos de medida aumenta em muito os efeitos das ações do controlador no comportamento do processo.

O estudo desta malha de controle tem o intuito de antecipar aos efeitos amortizantes do sistema, de forma a manter a concentração S(1) aos níveis indicados pelo sistema no estado estacionário inicial, no qual a concentração S(4) é baixa, sendo este o objetivo principal do presente trabalho.

Desta forma, plotou-se o comportamento da concentração S(4) com o tempo, figura V.13, para o controle regulatório de degrau 10% em S0 da malha de S(1), a fim de se analisar qual a influência do controle desta malha (S(1)), sobre a saída do sistema (S(4)), a qual não esta diretamente sob as ações de controle. Nesta figura são mostrados ainda o comportamento de S(4) em malha aberta e sob as ações de controle no próprio S(4).

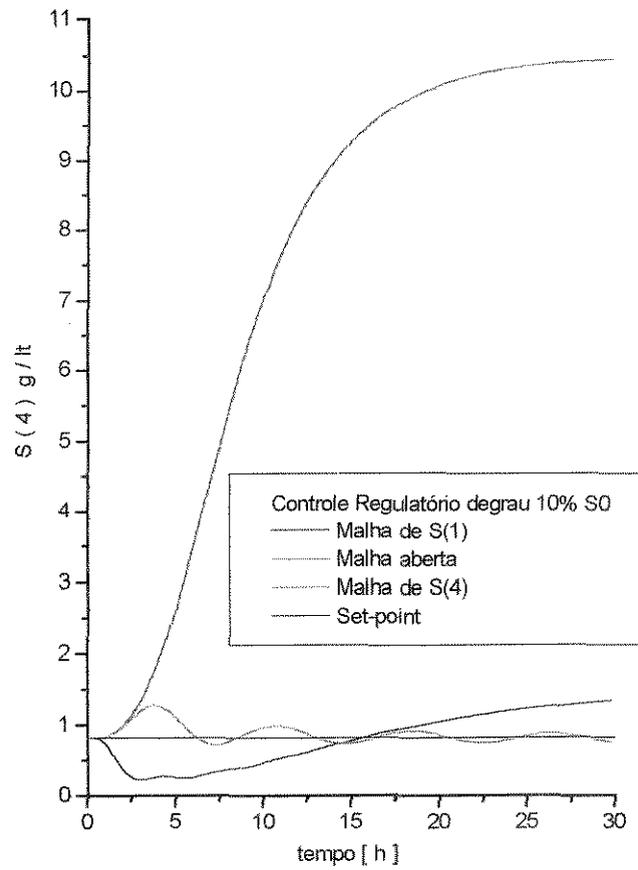


Figura V.13 - Comportamento dinâmico de S(4) para degrau de 10% em S0 para três condições diferente: em malha aberta, sob controle de S(4) e sob controle de S(1)

Verifica-se da figura V.13 que com o controle da malha S(1) a concentração de S(4) distoa-se do valor de ‘Set-Point’ original para níveis inferiores a este até o tempo de 15 horas, e que a partir deste tempo, ela passa a ter valores maiores proporcionando perdas para o processo com relação a um maior descarte de açúcares (ART) da matéria prima.

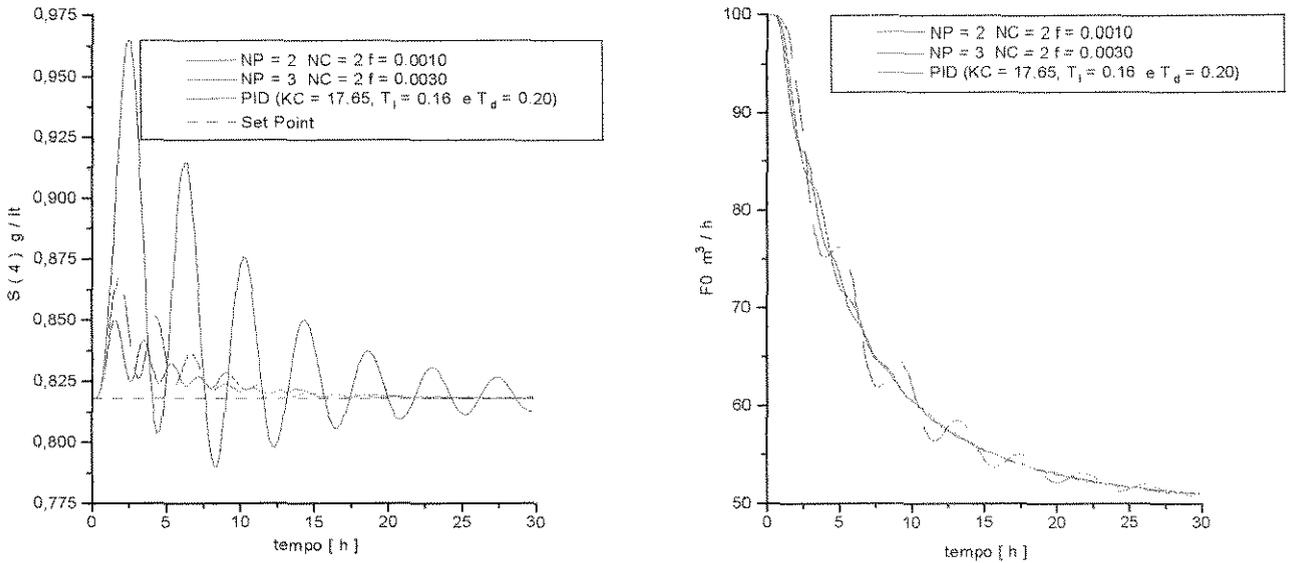
Verifica-se ainda que, mesmo com o aumento da concentração S(4) após 15 horas, o controle da malha S(1) mantém a concentração S(4) a níveis muito inferiores aos observados em malha aberta, mas piores que os observados pelo controle da malha de S(4).

Desta forma, nas condições operacionais estudadas, apenas com o controle de $S(1)$, foi possível manter o objetivo principal de controle, ou seja, manter concentrações baixas de ART na saída do sistema até um determinado tempo, enquanto que, após este tempo esta concentração começa a subir e se estabiliza em um patamar de concentração superior, mas que ainda se mantém a níveis toleráveis de operação.

V.3.2- COMPARAÇÃO DE DESEMPENHO DMC x PID

O controle PID foi aplicado no trabalho desenvolvido por *ANDRIETA (1994)*, onde foi aplicado um extensivo estudo de estimativas dos parâmetros do controlador PID para o controle regulatório da malha de $S(4)$ por manipulação de F_0 para perturbações degrau em S_0 .

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. O resultado do controle PID utilizando os parâmetros propostos por *ANDRIETA (1994)* são comparados neste trabalho com os obtidos pelo DMC para a malha de $S(4)$, sendo estes apresentados na figura V.14.



Figuras V.14 - Comparação de desempenhos dos controladores DMC x PID, para o controle regulatório da malha de S(4) de degrau +10% em S0

Da análise da figura V.14, verifica-se que o controlador DMC com parâmetros otimizados neste trabalho apresentou melhor desempenho que o obtido utilizando o controle clássico PID com os parâmetros obtidos por *ANDRIETA (1994)*.

Cabe-se ressaltar que os resultados apresentados pela figura V.14, foram obtidos considerando um tempo de atraso nas medidas de 12 minutos.

Embora, em princípio o controlador PID possa apresentar tão bons resultados quanto o DMC para este caso SISO, deve-se salientar quando da aplicação do PID, o sistema torna-se mais sensível a quaisquer perturbações que possam vir ocorrer nas condições operacionais, o que certamente poderia colocar em risco a qualidade de suas atuações. Também deve ser considerado o esforço de ajuste dos parâmetros do PID para obter a performance atingida nesta situação.

Com relação ao controle DMC não poderia ser diferente que mesmo com uma menor sensibilidade das condições operacionais, este poderia vir a falhar. No entanto é interessante ressaltar que devido aos parâmetros do controlador DMC serem mais representativos 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 modificação deste parâmetro durante o processo, o que para o PID é extremamente difícil, se não inviável.

Visando aplicar esta flexibilidade que a estratégia DMC apresenta com relação ao fator de supressão, no item V.3.6, propõe-se o algoritmo com um fator de supressão variante conforme o comportamento dinâmico do sistema em malha fechada, aproximando de uma estratégia de controle do tipo ‘gain-scheduler’, ou ganho programado *SEBORG et al. (1988)*.

V.3.3 -ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DO TEMPO DE AMOSTRAGEM DE CONCENTRAÇÃO DE ART

Dos resultados apresentados acima pôde-se concluir da complexidade deste sistema para estudo dinâmico bem como da aplicação das estratégias de controle. Dentre os fatores analisados, verifica-se que as condições físicas do sistema, ou seja, disposição física do sistema (4 reatores ligados em série), reciclo de microorganismos e a própria dimensão industrial deste, influenciam fortemente para que este apresente um comportamento altamente complexo.

Além das dificuldades com relação às condições físicas do sistema, a presença de um tempo de atraso elevado para a concentração de ART, também compromete a qualidade das ações do controlador.

Neste sentido, neste ítem analisa-se a qualidade das ações de controle do DMC considerando tempo de amostragem menor que o realmente necessário por um instrumento adequado de medida. Com base nas informações industriais é considerado um Cromatógrafo HPLC acoplado em linha com o processo, o qual demora 12 minutos para processar uma amostra e indicar seu valor ao computador.

Este estudo se faz realista uma vez que a redução deste tempo de amostragem, possa ser obtido tanto através de melhorias nos instrumentos de análises existentes, quanto do acoplamento de modelos matemáticos em paralelo com o processo, bem como da utilização de estimadores especialmente projetados para esta finalidade, tais como: Filtro de Kalman (ASSIS, 1996), Redes Neurais Artificiais ZORZETO (1995), e outros.

Nas figuras V.15 e V.16 são mostrados o comportamento da variável controlada $S(4)$ para os casos regulatórios de degrau 10% em S_0 e supervisorio, respectivamente, com diminuição no tempo de amostragem das medidas de $S(4)$.

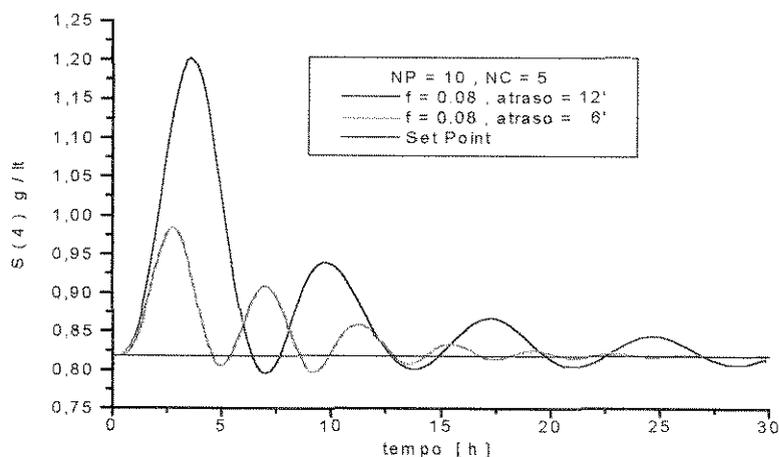


Figura V.15 - Comportamento da variável $S(4)$ para o controle regulatório de degrau 10% S_0 , análise da variação do intervalo de amostragem

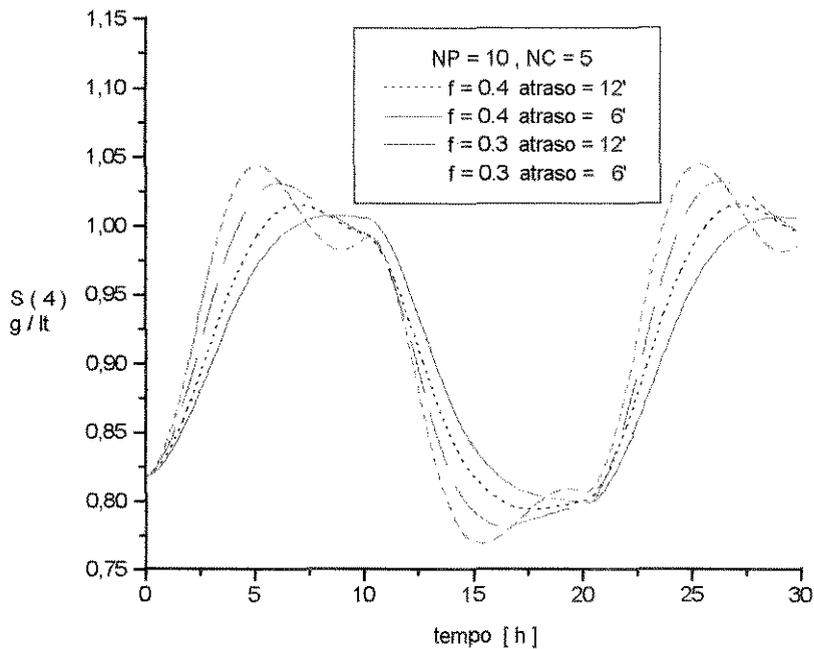


Figura V.16 - Comportamento da variável S(4) para o controle Supervisório, análise da variação do intervalo de amostragem

Nota-se pelo comportamento da variável controlada S(4) para o controle regulatório de degrau de 10% em S0, figura V.15, que a diminuição do tempo de amostragem da concentração de açúcares ART, melhora significativamente a qualidade das ações de controle. A melhora do comportamento da variável controlada não é sentida apenas na minimização do pico inicial apresentado, e com isso minimizando o erro quadrático global, mas também na minimização do comportamento oscilatório apresentado próximo ao final da simulação de 30 horas.

Para o controle supervisorio nas condições estudadas, figura V.16, não se verifica uma melhora substancial nas ações de controle com a diminuição do tempo de amostragem. Desta forma pode-se dizer que o tempo de amostragem apresenta uma menor influência, quando comparado à outros efeitos sobre as ações de controle, para o caso do controle supervisorio da malha de S(4) nas

condições operacionais estudadas e os parâmetros do controlador DMC considerados.

Dos resultados apresentados nesta seção verifica-se que, com a diminuição do tempo de amostragem, há uma melhora nas ações de controle, mas se faz necessário algumas modificações a nível de estratégia de controle para que outros efeitos conjunturais sejam minimizados. Isto pode ser obtido através da incorporação de um fator de supressão não fixo, que é abordado adiante no item V.3.6.

V.3.4 - ANÁLISE DA REPRESENTATIVIDADE DA MODELAGEM DE CONVOLUÇÃO

Poucos são os trabalhos da literatura que apresentam uma análise da representatividade do modelo de convolução empregado. Acredita-se que esta possa ser uma etapa inicial e de fundamental importância, uma vez que esta modelagem toma parte direta das ações de controle do DMC.

Para se analisar a influência do modelo de convolução, deve-se primeiro identificar o comportamento dinâmico do sistema frente a perturbações degrau em determinadas variáveis importantes do processo, procedimento feito no capítulo IV.3.3. Isto é necessário pois o modelo de convolução baseia-se na análise do comportamento dinâmico do sistema frente a uma única perturbação degrau na variável manipulada.

Fez-se então uma análise da representatividade do modelo de convolução, que é obtido através de uma perturbação degrau na variável manipulada (F0 - Vazão de entrada de Mosto) e verificação dos coeficientes da resposta da variável controlada (S(4) - Concentração de ART da saída do quarto reator).

Através do modelo de convolução obtido, pôde-se prever o comportamento da variável controlada para outras intensidades de variação na variável manipulada, equação III.1 para Δm_1 , e se comparar a representatividade deste com os resultados obtidos através de perturbações diretamente ao modelo de simulação (mais rigoroso).

Para tanto comparou-se o comportamento dinâmico da variável controlada $S(4)$ prevista pelo modelo de convolução, que foi obtido para 1% de perturbação degrau na vazão de entrada de mosto F_0 , com valores obtidos diretamente do modelo de simulação para alguns valores de perturbações impostas na variável manipulada. Os resultados desta análise são apresentados na figura V.17:

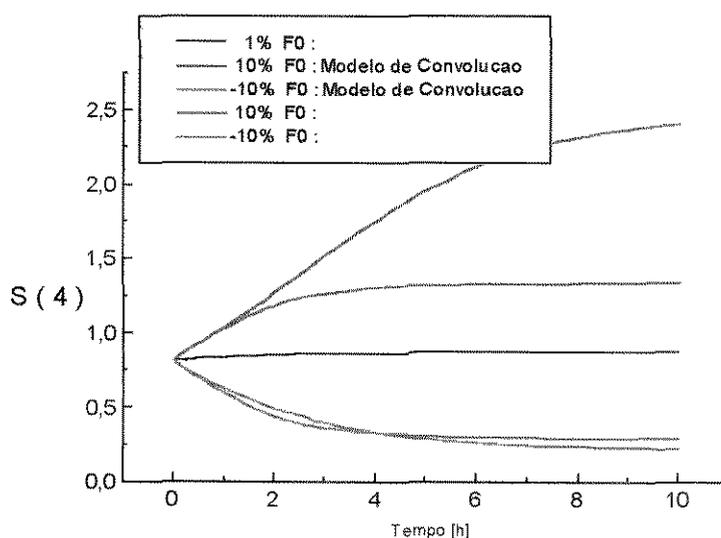


Figura V.17 - Análise da representatividade do modelo de convolução

Do comportamento observado na figura V.17 verifica-se uma discrepância entre os resultados da planta, quando o modelo é submetido a uma variação degrau positiva de 10% em F_0 , enquanto que para -10%, não houve diferença significativa.

Embora houve diferença entre os resultados para perturbação degrau positiva, nota-se que o modelo de convolução mantém as mesmas características da resposta do sistema até o tempo de operacional de duas horas, o que em termos de intervalos de amostragem corresponde a dez (10) intervalos. Desta forma o modelo pode ser considerado adequado para representar o sistema em malha aberta para um horizonte de predição em torno de 10 intervalos de amostragem.

O comportamento obtido por esta análise não conclui que o modelo de convolução seja totalmente adequado, pois esta análise feita pode não ser válida para outras condições operacionais, que poderão se distanciar significativamente do comportamento real do sistema.

Entretanto como o algoritmo de controle DMC considera apenas o modelo de convolução baseado nesta condição operacional inicial, esta análise tornou-se válida.

V.3.5 - ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DA INTENSIDADE DO DEGRAU À VARIÁVEL MANIPULADA NA CONFECÇÃO DA MATRIZ DINÂMICA

Mesmo verificando-se através da figura V.17 que o modelo de convolução é bem representativo, fez-se ainda uma análise da influência da magnitude do degrau imposto à variável manipulada no instante $t=0$ para confecção do modelo de convolução, sobre o comportamento das ações de controle.

Com o intuito de se analisar este parâmetro, utilizou-se o conjunto de parâmetros ótimos para o controle regulatório da malha de S(4) com degrau positivo de 10% em S0, que fora obtido com o modelo de convolução

confeccionado por um degrau de F_0 de 2%, sendo os resultados mostrados nas figuras V.18.

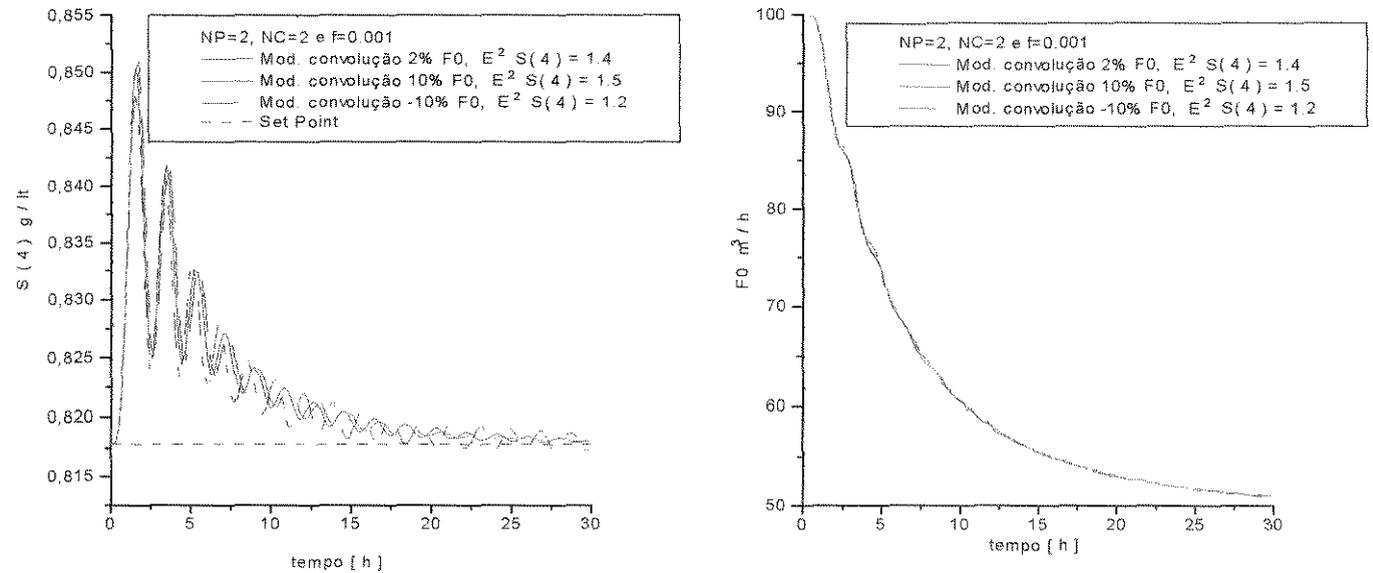


Figura V.18 - Comportamento da variável controlada $S(4)$, caso regulatório de degrau de 10% em S_0 , análise do efeito da magnitude degrau inicial em F_0 (variável manipulada)

Analisando-se o comportamento da variável $S(4)$ controlada por DMC utilizando os parâmetros ótimos mas com mudança significativa na intensidade do degrau na variável manipulada (F_0) em $t=0$, nota-se, através das figura V.15 e de $E^2 S(4)$ que não houve significativas alterações. De fato para este processo, nestas condições operacionais, este fator pode não ser importante, mas acredita-se que ao trabalhar com processos do tipo multi-variáveis esta possa ser uma etapa preliminar necessária para a boa qualidade das ações de controle do DMC.

V.3.6 - PROPOSTA DE INCORPORAÇÃO DE UM FATOR DE SUPRESSÃO NÃO FIXO

Neste ítem buscou-se identificar a influência da consideração de um fator de supressão variante ao longo do horizonte de controle, bem como em função do comportamento dinâmico apresentado pelo sistema em malha fechada, ou seja, função do erro na variável controlada e seu respectivo valor de 'set-point'.

Este procedimento foi proposto devido ao sistema apresentar um comportamento altamente oscilatório para alguns conjuntos de parâmetros DMC, principalmente quando este estava próximo da condição de controle estabelecida.

A análise foi feita de duas maneiras distintas e de certa forma aleatórias, considerando formas crescentes e decrescentes para o fator de supressão ao longo do horizonte de controle (NC), bem como desta mesma imposição mas com perfis de fator de supressão variáveis em função do comportamento do erro absoluto na variável controlada. Assim pode-se escrever:

$$\text{Abs}(t) = \left| \frac{(y_t - y_t^{\text{Set-Point}})}{y_t} \right|$$

onde Abs(t) é o erro absoluto entre a variável controlada e seu respectivo Set-Point no instante de tempo t.

Para efeitos de mudança no perfil dinâmico do fator de supressão de forma dinâmica, considerou-se sempre a soma deste erro absoluto durante um

intervalo de três tempos de amostragens passados, como mostrado abaixo designado de SOMA:

$$SOMA = Abs(t) + Abs(t - \Delta t_{amostragem}) + Abs(t - 2 * \Delta t_{amostragem})$$

	SOMA	>	10.0 %	perfil f_5	ganho (5)
5.0 % <	SOMA	≤	10.0 %	perfil f_4	ganho (4)
2.5 % <	SOMA	≤	5.0 %	perfil f_3	ganho (3)
1.0 % <	SOMA	≤	2.5 %	perfil f_2	ganho (2)
	SOMA	≤	1.0 %	perfil f_1	ganho (1)

Desta forma no programa computacional, escrito em linguagem FORTRAN, lê-se os perfis de f_1, f_2, f_3, f_4 e f_5 , compostos de NC valores e com estes dados são confeccionados cinco diferentes matrizes ganho para o controlador DMC, sendo este ganho definido na equação III.19 e III.20.

Nas figuras V.19 e V.20, são mostrados os comportamentos da variável controlada $S(4)$ para o controle regulatório de degrau de 10% em S_0 , onde varia-se o valor do fator de supressão f , tanto ao longo do horizonte de controle (NC) bem como do comportamento dinâmico do sistema em malha fechada, para [NP e NC], [6 , 3] e [10 , 5], respectivamente. Nestas figuras são apresentados os resultados obtidos pela consideração de um valor fixo para o fator de supressão, como forma de comparação de desempenhos.

Da mesma forma, a figura V.21 apresenta o comportamento da variável controlada $S(4)$ para o caso supervisorio, com $NP = 10$, $NC = 5$ e variando-se o fator de supressão.

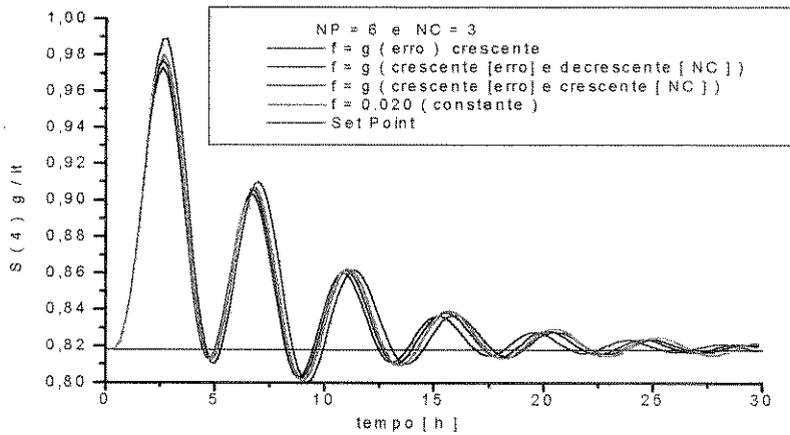


Figura V.19 - Análise da variação do fator de supressão sobre o comportamento da variável controlada, caso regulatório de degrau 10% em S_0 , com $NP = 6$ e $NC = 3$

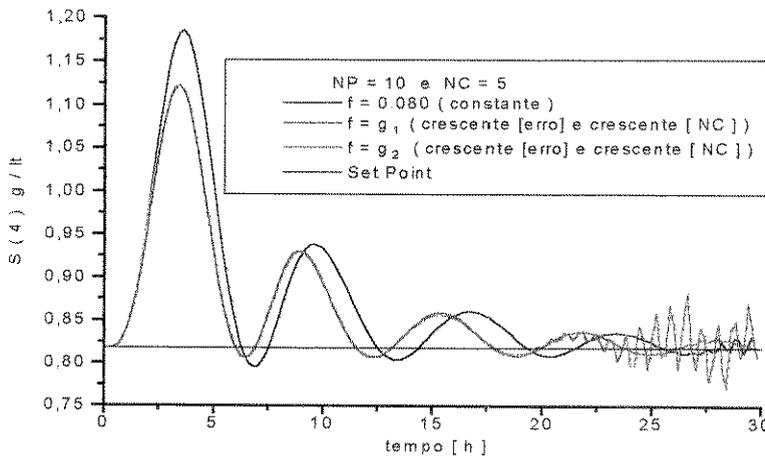


Figura V.20 - Análise da variação do fator de supressão sobre o comportamento da variável controlada, caso regulatório de degrau 10% em S_0 , com $NP = 10$ e $NC = 5$

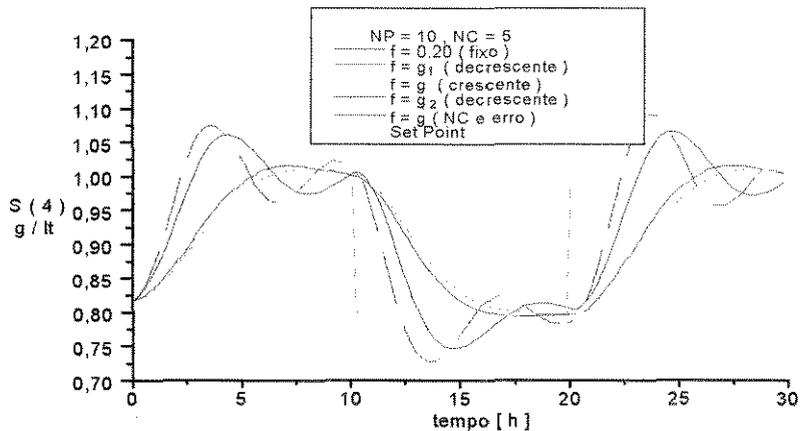


Figura V.21 - Análise da variação do fator de supressão sobre o comportamento da variável controlada, caso supervisorio, com $NP = 10$ e $NC = 5$

Analisando-se o gráfico da figura V.19, verifica-se que a variação imposta ao fator de supressão não proporcionou grandes melhoras com relação ao comportamento da variável controlada $S(4)$, para esta condição operacional estudada.

Da figura V.20, verifica-se que a incorporação de um fator de supressão não fixo, proporcionou uma atuação mais rápida e com pico de concentração menor, resultando em uma melhora substancial no comportamento da variável controlada.

Ainda na figura V.20, observa-se que com a utilização de um fator de supressão fixo, $f = 0,080$, a variável controlada apresenta um leve comportamento oscilatório próximo ao estabelecimento da condição de controle. Entretanto, com a incorporação de um perfil adequado para o fator de supressão f , perfil (g_2), houve uma melhora substancial no comportamento da variável controlada $S(4)$, proporcionando uma menor oscilação, menor pico de concentração $S(4)$, ou seja, uma melhora global nas ações de controle para este caso de controle regulatório.

As figuras V.19 e V.20 apresentam resultados utilizando-se tanto NP quanto NC maiores, com relação aos da figura V.18. Com isto pode-se verificar uma resposta significativamente mais rápida com relação à variação de f . Este resultado mostra claramente que, para NC pequeno, o perfil de f com relação a NC exercerá menor influência sob as ações de controle. Desta forma mostra-se claramente, para as condições estudadas, que o perfil do fator de supressão deva ser função direta do horizonte de controle (NC).

Para o caso supervisorio, Figura V.21, verificou-se uma melhor adequação da variável controlada à variação do seu 'set-point', mas que esta melhora não é substancialmente apreciável.

Dos resultados apresentados para o estudo realizado sobre a implementação de um fator de supressão variante ao invés de um fixo, indica-se claramente que esta metodologia proporciona um grau de liberdade maior com relação ao controle deixando claro que este parâmetro pode variar de forma inteligente a se adaptar às condições operacionais.

Isto significa que é possível incorporar uma estratégia de variar o fator de supressão de forma planejada com as alterações ocorridas no processo, aproximando-se assim de um controle do tipo adaptativo de ganho programado.

Com a consideração deste parâmetro f como uma variante, a metodologia DMC torna-se um pouco mais complexa com relação à estimativa de seus parâmetros, mas não perde a simplicidade de implementação prática que é uma de suas principais vantagens.

CAPÍTULO VI

CONCLUSÕES

Diante dos objetivos propostos, do sistema estudado e das condições operacionais analisadas, as principais conclusões são:

- A dinâmica do sistema estudado é complexa merecendo o início de um estudo para a aplicação de uma técnica de controle avançado preditiva, DMC, que necessita do acoplamento de computadores digitais em linha com o processo;
- O método de estimativas inicial dos parâmetros do controlador DMC mostrou-se ser adequado para este sistema, mesmo na presença de um alto valor imposto ao tempo de amostragem;
- O procedimento de refino destes parâmetros, baseado na integral absoluta dos erros quadráticos entre a variável controlada e seu 'set-point', é um procedimento adequado em muitos casos, mas que para este sistema em particular, deve ser usado com cautela, baseando-se sempre que possível na análise direta do comportamento gráfico da variável controlada;
- O sistema, sob as ações de controle nas concentrações de S(4) e S(1) por manipulação de F0, apresenta um forte comportamento oscilatório, dificultando em muitos casos as ações de controle;

- O controlador DMC aplicado de forma SISO, foi adequado para as condições estudadas, sendo seus parâmetros ótimos identificados através de procedimentos de simples implementação e análise;
- Para o controle da malha S(4), não foi possível a determinação de um conjunto ótimo único para os três casos estudados. Com relação ao controle supervisorio observou-se a necessidade da incorporação de um maior valor para o fator de supressão, em relação aos obtidos nos casos regulatórios. Ainda, para o controle supervisorio desta malha, observou-se a presença de dois conjuntos distintos de parâmetros NP e NC, um da mesma ordem de grandeza que os obtidos para os controles regulatórios e outro de maior dimensão, acompanhado de um maior valor para o fator de supressão;
- Para o controle da malha S(1), obteve-se um conjunto único para os parâmetros do controlador DMC;
- Mesmo obtendo-se um conjunto ótimo de parâmetros do controlador DMC para malha de S(1), observou-se que o efeito desta malha não mantém a concentração de ART na saída do sistema no ‘set-point’ especificado;
- A causa que leva a concentração S(4) a não permanecer no ‘set-point’ mesmo com o controle na malha de S(1), é devido ao sistema apresentar outras condições de estado estacionário (múltiplos estados estacionários);
- Além de se obter parâmetros similares para o controlador DMC, com comportamentos mais previsíveis para as malhas de controle estudadas,

observou-se que, para o controle da malha de $S(4)$ no caso regulatório, o DMC apresentou melhor desempenho que o PID com parâmetros otimizados por *ANDRIETA (1994)*, considerando um tempo de atraso de 12 minutos para a análise de $S(4)$;

- Com relação ao tempo de amostragem considerado, verifica-se que sua diminuição proporciona ações corretivas mais rápidas com um menor erro global associado;
- Com relação ao modelo de convolução, observou-se que, para o intervalo *de NP estudado, este foi representativo para o comportamento dinâmico* da variável de saída estudada;
- A incorporação de um fator de supressão não fixo ao longo do horizonte de controle, bem como variante com o comportamento dinâmico do sistema, proporcionou melhores resultados para alguns perfis deste fator;
- A adoção do fator de supressão variante com o comportamento dinâmico do sistema proporcionou, ainda que de forma simplificada, a aplicação do DMC de forma adaptativa, aproximando-se de uma estratégia de ganho programado ‘gain-scheduler’;

Uma conclusão final para o trabalho, é que o controlador DMC aplicado a este processo fermentativo contínuo de porte industrial, apresentou bons resultados para se obter altas taxas de produtividade/rendimento, mostrando-se ser factível para aplicações de nível industriais.

CAPÍTULO VII

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Da experiência adquirida com este trabalho, sugere-se como possíveis trabalhos futuros os seguintes tópicos;

- Aplicação do controle DMC para este sistema no caso ‘MIMO’, ou seja, Múltiplas Saídas com Múltiplas Entradas;
- Aplicação de estimadores de estados e parâmetros e/ou modelos simplificados em paralelos de forma a prever as concentrações de ART, com a finalidade de diminuir o tempo de amostragem considerado no trabalho;
- Incorporação de estratégias adaptativas, tanto com relação ao modelo interno de convolução, quanto ao parâmetro f que suprime os movimentos da variável manipulada;
- Acoplamento de cascas otimizadoras ao processo juntamente com o algoritmo de controle DMC.

CAPÍTULO VIII

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALFAFARA, C.G.; K. MIURA ; H. SHIMIZU ; K. SHIOYA ; K. SUGA;
K.SUZUZKI (1993) 'Fuzzy control of ethanol concentration and its
aplication to maximum glutathione production in yeast fed-batch culture'
BIOTECHNOL. AND BIOENG., 41:493-501.
- ANDRIETA,S.R. (1994) 'Modelagem, Simulação e Controle de Fermentação
Alcoólica Contínua em Escala Indústriaal', **TESE DE DOUTORADO,**
FEA/UNICAMP.
- ASSIS, A.J. (1996) 'Controladores Adaptativos Auto-ajustáveis', **TESE DE**
MESTRADO, DPQ/FEQ/UNICAMP, Maio de 1996.
- ÄSTRÖM, K.J. & B. WITTENMARK (1984) **Computer Controlled**
Svstens, Prentice-Hall, USA.
- BAILEY, J.A. & OLLIS, D.F. (1986) **Biochemical Engineering**
Fundamentals, 2nd edition, New York, McGraw-Hill
- CLARKE, D.W., MOHTADI, C. AND TUFFS, P.S. (1987) 'Generalized
Predictive Control - Part I. The Basic Algorithm', **Automatica,** vol. 23,
nº 2, 147-148.

- CUTLER, C.R. (1983) 'DMC: An Optmial Multivariable Control Algorithm With Constraints', **PhD Thesis, Univ. Of Houston.**
- CUTLER, C.R. & R.B. HAWKINS (1988) 'Aplication of a Large Predictive Multivariable Controler to a Hydrocraker Second Stage Reactor', **Proc. Am. Control Conf.**, 284.
- CUTLER, C.R. AND R.B. HAWKINS (1987), **Proc. Am. Control Conf.**, pp. 1014-1020.
- CUTLER,C.R. AND B.L. RAMAKER (1979) 'DMC - A Computer Control Algorithm', **AIChE Annual Meeting**, Houston
- CUTLER,C.R. (1982) 'DMC of Inbalanced Systens', **ISA Trans.**, 21 (1) P.1.
- CUTLER, C.R. & S.G. FINLAYSON (1988) 'Design Considerations for a hydrocraker Preflash Column Multivariable Constraint Controller', **Model Based Process Control**, Edited by T.J. McAVOY, Y. ARKUN & E. ZAFIRIOU, Pergamon Press, 1988. Proc. of the IFAC Workshop, Atlanta, Georgia, USA, 13-14 june.
- DESHPANDE, P.B.(1985) '**Distillation Dynamics and Control**, Ed. Edward Arnold.
- DUNN, I.J. & MOR, J.R. (1975) 'Variable-volume continuous cultivation', **Biotechnol. and Bioeng.**, 17: 1805-1822.
- FRANKS, R.G.E. (1972) '**Modelling and Simulaation in Chemical Engineering**, John Willey.

- 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 Tuning Guidelines', Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 24, pp. 484-494.
- GARCIA, C.E.; PRETT, D.M.; MORARI, M. (1989) 'Model Predictive Control: Theory and Practice - a Survey', Automatica, 25(3), pp. 335-348.
- GATTU, G. AND E. ZAFIRIOU (1992) 'Nonlinear Quadratic DMC With State Estimation', Ind. Eng. Chem. Res., 31, 1096-1104
- GENCELI, H AND M. NIKOLAOU (1993) 'Robust Stability Analysis of Constrained $\|l_1$ -Norm Model Predictive Control', AIChE J., 39(12), 1954-1965.
- GEORGIOU, A., C. GEORGAKIS AND W.L. LUYBEN (1988) 'Nonlinear DMC for High-Purity Distillation Columns', AIChE J., 34(8), 1287 - 1298.
- GUPTA, A. & R. RHINEHART (1995) 'Experimental Comparison of Advanced Control Techniques on a Lab-Scale Distillation Column', Proceedings of the American Control Conference, Seattle, Washington.

- HENSON, M.A. & D.E. SEBORG (1992) 'Nonlinear control strategies for continuous fermenters', Chemical Engineering Science, 47(4):821-835.
- HIMMELBLAU, D.M. (1972) 'Applied Nonlinear Programming', New York, McGraw-Hill
- KONG, W.H. (1992) 'Otimização de Plantas Industriais Complexas', Tese de doutorado, EP-USP.
- LEE, J.M. ; J.F. POLLARD ; G.A. (1983) 'Coulman Ethanol fermentation with cell recycling: computer simulation', Biotechnol. and Bioeng., 25:447-458.
- LEE, S.C. ; Y.B. HWANG ; H.N. CHANG ; Y.K. CHANG (1991) 'Adaptive control of dissolved oxygen concentration in a bioreactor', Biotechnol. and Bioeng., 37:597-607.
- LIMA, U.A. 'Sistema de Fermentação alcoólica', In: Semana da fermentação Alcoólica, 1., Piracicaba, 1960., anais. p. 242-253
- LUYBEN, W.L. (1989) Process Modelling, Simulation and Control for Chemical Engineers, 2ª edição, McGraw Hill,.
- MARCHETTI, J.L.; MELLICHAMP, D.A. & SEBORG, D.E. (1983) 'Predictive Control Based on Discrete Convolution Models', Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 22, pp. 488-495.
- MARTIN, G.D. (1981) 'Long-Range Predictive Control', AIChE, J., (27),5.

- MAURATH, P.R.; MELLICHAMP, D.A.; SEBORG, D.E. (1988) 'Predictive Controller design for Single-Input/Single-output (SISO) systems', **Ind. Eng. Chem. Res.**, V.27, nº 6, p.956-963.
- MCAVOY, T.J., ARKUN Y., AND ZAFIRIOU, E. (1989) **Workshop Proceedings on Model Based Process Control**, Pergamon Press, Oxford, IFAC.
- 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.
- MORARI, M., GARCÍA, C.E. AND PRETT, D.M. (1988) 'Model Predictive Control: Theory and Practice', **Model Based Process Control**, Edited by T.J.MCAVOY, Y. ARKUN & E.ZAFIRIOU, Pergamon Press., Proceedings of the IFAC Workshop, Atlanta, Georgia, USA, june 1988.
- MORSHEDI, A.M., C.R. CUTLER AND T.H. SKOVANEK (1985) Optimal Solution of DMC with linear Programing Techniques (LDMC), **Proc. Automatica Control Conf.**, p.199, Boston
- MORSHEDI, A.M. (1986) 'Universal Dynamic Matrix Control', **Chemical Process Control**, CPCIII -Morari & McAvoy (Editors), Ashanove C.A.

- NIKOLOAU, M. AND V. HANAGANDI (1993) 'Control of Nonlinear Dynamical Systems Modeled by Recurrent Neural Networks', **AICHE, J.**, 39(11),1890-1894.
- O'CONNOR, G.M.; RIERA, F.S.; COONY, C.L. (1992) 'Desing and evaluation for control strategies for high cell density fermentation', **Biotechnology and Bioengineering**, 39:293-304.
- OGUNNAIKE, B.A. (1986a) 'Controller Design for Nonlinear Process Systens via Variable Transformation', **I&EC Proc. Des. Dev.**, 25, 241
- OGUNNAIKE, B.A. (1986b) 'DMC: A Nonstochastic Industrial Process Control Technique With Parallels in Applied Statistics', **Ind. Eng. Chem. Fund.**, 25,712
- O'NEIL, D.G. & LYBERATOS, G. (1990) 'Dynamic model development or a continuous culture of *S. cerevisiae*', **Biotechnol. & Bioeng.**, 36: 437-445.
- PARK, S. & F. RAMIREZ (1990) 'Optimal regulatory control of bioreactor nutrients concentration incorporating system identification', **Chemical Engineering Science**, 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 Semibatch Polymerization Reactor', **Chemical Eng. Sci.**, 47(4), 737-753.
- PINTO, J.M. (1990) 'Controle por Matriz dinâmica em coluna de destilação', **Tese de mestrado, COPPE-UFRJ**, out-1990.

- PRESS, W.L.; FLANERY, B.P.; TEUKOLSKY, S.A.; VETTERLING, W.T. (1986) Numerical Recipes 'The Art of Scientific Computing', Cambridge University Press, Cambridge UK.
- PRETT, D.M. & GILLETTE (1979), X.X. AIChE 86th Annual Meeting, April 1979, pp. 51-C
- RAWLINGS, J.B. AND JOHN W. EATON (1986) 'Optimal Control and Model Identification Applied to the Shell Standard Control Problem', The Second Shell Process Control Workshop, Pretti/ García/ Ramaker (Editors)
- RICHALET, J.; RAULT, A.; TESTUD, J.L. AND PAPON, J. (1978) 'Model predictive heuristic control: Applications to industrial process', Automatica, v.14, n5, p.413-328.
- RICKER, N.L., T. SIM AND C.M. CHENG (1986) 'Predictive Control of a Multieffect Evaporation System', Proc. Am. Control Conf., p.355.
- RICKER, N.L. (1990) 'Model Predictive Control With State Estimation', Ind.Eng.Chem.Res., 29, pp. 374-382.
- RHOUANI, R. & MEHRA, R.K. (1982) 'Model Algorithmic control (MAC): basic Theoretical properties, Automatica, 18(4), pp. 401-414.
- RODRIGUES, M.I. (1993) 'Modelagem, Simulação e controle de um processo de purificação de enzimas', Tese de doutorado, FEA/UNICAMP.

- SAKATO, K. & H. TANAKA (1992) 'Advanced control of glutathione fermentation process', **Biotechnol. and Bioeng.**, 40:904-912.
- SEBORG, D.E., EDGAR T.F. AND MELLICHAMP, D.A. (1989) '**Process Dynamics and Control**, John Willey.
- SHIMIZU, H.; K. ARAKI ; S. SHIOYA; K. SUGA (1991) 'Optimal production of glutathione by controlling the specific growth rate of yeast in fed-batch culture, **Biotechnol. and Bioeng.**,38:196-205.
- SISTU,P.B., R.S. GOPINATH & 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', **AIChE, J.**, 37, nº 11
- SMITH, J.M. ; S.W. DAWISON ; G.F. PAYNE (1990) 'Development of a strategy to control the dissolved concentration of oxygen and carbon dioxide at constant shear in a plant cell bioreactor, **Biotechnol. and Bioeng.**, 35:1111-1119.
- STEPHANOPOULOS, G. (1984) '**Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice**, Prentice-Hall, Inc., New Jersey.
- VAIDYA, C.M. & DESHPANDE, P.B. (1988) 'Single Loop Model Predictive Control', **Hydrocarbon Processing**, 67(6)

- VAN BREUSEGEM, V. & G. BASTIN (1990) 'Optimal control of biomass growth in mixed culture', **Biotechnol. and Bioeng.**, 35: 349-355.
- VIGIÉ, P. ; G. GOMA ; P.Y. RENAUD ; G. CHAMILOTHORIS ; B. DAHOU ; J.B. POURCIEL (1990) 'Adaptive predictive control of a multistage fermentation process, **Biotechnol. and Bioeng.**, 35:217-223.
- ZAFIRIOU, E. AND A.L. MARCHAL (1991) 'Stability of SISO QDMC with Hard Output Constraints, **AIChE, J.**,37(10),1550-1560.
- ZORZETTO, L.F.M. (1995) 'Bioprocess Monitoring with Hybrid Neural Network/Mechanistic Model Based State Estimators', **PhD Thesis, Univ. of Nottingham/UK.**