

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE  
DE FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA CONTÍNUA EM  
ESCALA INDUSTRIAL

Parecer

*Este exemplar corresponde a redação final  
da Tese defendida por Silvio Roberto  
Andrietta e aprovada pela comissão  
julgadora em 04.02.94*

*Silvio Roberto Andrietta 6/22/94*  
Engenheiro Químico, UFU, 1986




Orientador: Prof. Dr. Francisco Maugeri Filho

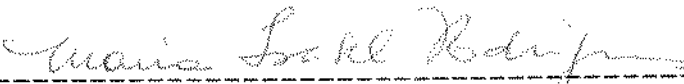
Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas para obtenção do título de Doutor em Engenharia de Alimentos


CAMPINAS  
1994


## Banca Examinadora

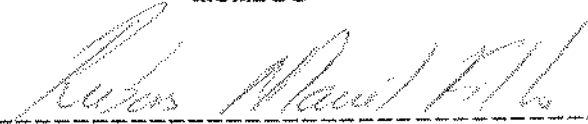
  
-----  
Professor Dr. Francisco Maugeri Filho  
orientador

  
-----  
Professor Dr. Antonio M. F. L. Bonomi  
membro

  
-----  
Professora Dra. Maria Isabel Rodrigues  
membro

  
-----  
Professor Dr. Carlos Osamu Hokka  
membro

  
-----  
Professor Dr. Enrique Ortega  
membro

  
-----  
Professor Dr. Rubens Maciel Filho  
membro

  
-----  
Professor Dr. Henri Aboutboul  
membro

Campinas, 04 de fevereiro de 1994

Dedico este trabalho:

A minha esposa Graça, a pessoa  
mais importante de minha vida.

## Agradecimentos

- Ao Professor Dr. Francisco Maugeri Filho pela dedicada orientação.
- Ao Professor Dr. Rubens Maciel Filho pelo grande auxílio prestado durante a elaboração deste trabalho.
- A Professora Dra. Maria Isabel Rodrigues pelo apoio e pela dedicada correção da tese.
- A minha esposa Graça pelo apoio e incentivo durante todas as fases deste trabalho.
- A CAPES, pelo auxílio financeiro, na forma de bolsa de estudo no início dos trabalhos (03/91 a 02/93).
- A Açucareia Guarani S.A., pela confiança que em mim depositaram ao permitir que sua unidade de fermentação fosse projetada e construída com base neste trabalho.
- A Associação Brasileira de Indústrias de Alimentos (ABIA), pela edição de cópias desta tese.

## ÍNDICE GERAL

Nomenclatura .....	vi
Valores das propriedades físicas e químicas .....	xi
Valores das constantes de projeto .....	xi
Resumo .....	xii
Summary .....	xiv
I. Introdução .....	1
II. Revisão bibliográfica .....	5
II.1. Introdução.....	5
II.2. Evolução dos processos de fermentação alcoó- lica .....	6
II.3. Cinética de fermentação alcoólica .....	9
II.3.1. Modelos cinéticos .....	10
II.3.1.1. Termos de inibição .....	12
II.3.1.2. Modelos mais usados .....	15
II.3.2. Parâmetros cinéticos .....	17
II.3.2.1. Efeito da temperatura nos parâmetros cinético .....	19
II.3.3. Restrições na utilização dos modelos não estruturados .....	20
II.4. Tipo de reatores e arranjo .....	21

II.5. Estratégia de controle .....	22
II.5.1. Sistema de monitoramento .....	22
II.5.2. Técnicas de controle .....	24
II.6. Conclusão .....	27
III. Projeto ótimo da planta .....	28
III.1. Introdução .....	28
III.2. Modelo cinético .....	30
III.3. Parâmetros cinéticos .....	35
III.4. Descrição de processo .....	37
III.5. Variáveis de processo .....	40
III.5.1. Concentração de ART no meio de alimentação (mosto) .....	41
III.5.2. Taxa de reciclo .....	43
III.5.3. Concentração de células no reciclo .....	43
III.5.4. Concentração de células no creme de levedura .....	44
III.5.5. Concentração de células no vinho de levedurado .....	45
III.5.6. Temperatura de operação .....	45
III.5.7. Temperatura da água de resfriamento.....	46
III.6. Fermentador - Tipo, arranjo e acessórios ..	47

III.6.1. Tempo de residência dos reatores .	48
III.6.1.1. Tubular .....	48
III.6.1.2. Mistura perfeita .....	52
III.6.2. Avaliação da produtividade dos reatores ideais em função da cinética do processo .....	54
III.6.3. Definição do tipo de arranjo dos reatores .....	58
III.6.3.1. Modelagem do reator tubular - Sistema 1....	63
III.6.3.2. Modelagem do reator de mistura perfeita - Sistema 2.....	68
III.6.3.3. Número de reatores requeridos.....	71
III.6.4. Determinação da temperatura de operação.....	76
III.6.5. Perfil de volumes .....	81
III.6.6. Definição das vazões de fluido reagente e de resfriamento nos trocadores de calor.....	85
III.7. Conclusão .....	88

IV. Estudo do estado estacionário .....	90
IV.1. Introdução .....	90
IV.2. Modelo para o estado estacionário .....	90
IV.2.1. Balanço de massa global para o reator i .....	92
IV.2.2. Balanço de substrato para reator i ..	92
IV.2.3. Balanço de etanol para o reator i ...	93
IV.2.4. Balanço de células para o reator i ..	94
IV.2.5. Balanço de energia para o fluido reagente no reator i .....	94
IV.2.6. Balanço de energia para o fluido reagente no trocador de calor i .....	95
IV.2.7. Balanço de energia para o fluido de resfriamento no trocador de calor i .	96
IV.3. Análise paramétrica .....	96
IV.4. Análise de sensibilidade dos parâmetros .....	106
IV.5. Conclusão .....	109
 V. Estudo do comportamento dinâmico do processo .....	111
V.1. Introdução .....	111
V.2. Adequação do modelo não estruturado para o es- tudo dinâmico do processo .....	112
V.3. Escolha da variável manipulada .....	114
V.4. Conclusão .....	124



VI. Estrutura e projeto do sistema de controle .....	126
VI.1. Introdução .....	126
VI.2. Descrição do sistema de controle .....	128
VI.3. Ajuste das constantes dos controladores .....	130
VI.3.1. Malha de controle da temperatura .....	130
VI.3.2. Malha para controle da concentração de ART no efluente do quarto reator ..	134
VI.4. Estudo do tempo de atraso .....	137
VI.5. Comportamento das malhas de controle em relação a perturbações nas variáveis de processo .....	140
VI.5.1. Malha de controle da temperatura .....	140
VI.5.2. Malha de controle da concentração de ART no efluente do quarto reator..	154
VI.6. Conclusão .....	161
VII. Conclusão .....	163
VIII. Referência bibliográfica .....	166

## NOMENCLATURA

a	Constante de ajuste da dependência de $P_{\max}$ com a temperatura ( $^{\circ}\text{C}^{-1}$ )
A	Constante de ajuste da dependência de $\mu_{\max}$ com a temperatura
$A_i$	Área de troca térmica do reator i ( $\text{m}^2$ )
$A_{\text{tr}}$	Área transversal do reator tubular ( $\text{m}^2$ )
$C_p$	Calor específico do fluido reagente ( $\text{cal g}^{-1}\text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$ )
$C_{p_j}$	Calor específico do fluido de resfriamento ( $\text{cal g}^{-1}\text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$ )
E	Energia de ativação ( $\text{cal mol}^{-1}$ )
F	Vazão do meio de alimentação ( $\text{m}^3\text{ h}^{-1}$ )
$F_{ci}$	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 ( $\text{m}^3\text{ h}^{-1}$ )
$F_{ll}$	Vazão de leite de levedura após sangria ( $\text{m}^3\text{ h}^{-1}$ )
$F_r$	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 de levedurado ( $\text{m}^3\text{ h}^{-1}$ )
$F_w$	Vazão de alimentação dos reator i ( $\text{m}^3\text{ h}^{-1}$ )

$K_s$	Constante de afinidade ao substrato ( $\text{g l}^{-1}$ )
$K_0$	Constante do modelo de dependência de $P_{\text{max}}$ com a temperatura ( $\text{g l}^{-1}$ )
$K_1, K_2, K_3$	Constantes dos termos de inibição
$K_c$	Ganho proporcional do controlador ( $\text{g}^{-1}$ ou $^{\circ}\text{C}^{-1}$ )
$K_{cr}$	Ganho proporcional crítico do controlador ( $\text{g}^{-1}$ )
LMDT	Média logarítmica das temperaturas
$m$	Potência do termo de inibição pela concentração celular
$n$	Potência do termo de inibição pelo produto
$P$	Concentração de etanol ( $\text{g l}^{-1}$ )
$P_{cr}$	Periodo crítico de oscilação (h)
$P_i$	Concentração de etanol no reator $i$ ( $\text{g l}^{-1}$ )
$P_{\text{max}}$	Concentração de etanol onde o crescimento celular cessa ( $\text{g l}^{-1}$ )
$P_r$	Concentração de etanol no reciclo ( $\text{g l}^{-1}$ )
Prodt	Produtividade ( $\text{g l}^{-1} \text{h}^{-1}$ )
$P_w$	Concentração de etanol na entrada do primeiro reator ( $\text{g l}^{-1}$ )
$R$	Taxa de reciclo
Rend	Rendimento do processo (%)
$R_g$	Constante dos gases ( $\text{cal K}^{-1} \text{mol}^{-1}$ )
$r_s$	Velocidade de consumo de substrato ( $\text{g l}^{-1} \text{h}^{-1}$ )
$S$	Concentração de ART ( $\text{g l}^{-1}$ )

$S_i$	Concentração de ART no reator $i$ ( $g\ l^{-1}$ )
$S_0$	Concentração ART no meio de alimentação ( $g\ l^{-1}$ )
$S_r$	Concentração de ART no reciclo ( $g\ l^{-1}$ )
$S_{SET}$	Concentração de ART no efluente do reator 4 - valor do "set-point" ( $g/l$ )
$S_w$	Concentração de ART na entrada do primeiro reator ( $g\ l^{-1}$ )
$T_i$	Temperatura do reator $i$ ( $^{\circ}C$ )
$T_a$	Temperatura de alimentação do reator 1 ( $^{\circ}C$ )
$T_{ci}$	Temperatura do fluido reagente na saída do trocador $i$ ( $^{\circ}C$ )
$T_{ji}$	Temperatura do fluido de resfriamento na saída do trocador $i$ ( $^{\circ}C$ )
$T_{je}$	Temperatura do fluido de resfriamento na entrada do trocador ( $^{\circ}C$ )
$T_r$	Temperatura do fluido reagente no estado estacionário ( $^{\circ}C$ )
$TS$	Intervalo de amostragem (h)
$T_{SET}$	Temperatura dos reatores - Valor de "set-point" ( $^{\circ}C$ )
$t$	Tempo de residência (h)
$U$	Coeficiente global de troca térmica ( $kcal\ h^{-1}\ ^{\circ}C^{-1}\ m^{-2}$ )
$V$	Volume do reator ( $m^3$ )

$V_c$	Volume de fluido reagente contido no trocador de calor ( $m^3$ )
$V_j$	Volume de fluido de resfriamento contido no trocador de calor ( $m^3$ )
$X$	Concentração de células ( $g\ l^{-1}$ )
$X_i$	Concentração de células no reator $i$ ( $g\ l^{-1}$ )
$X_l$	Concentração de células no leite de levedura ( $g/l$ )
$X_{max}$	Concentração de células onde o crescimento celular cessa ( $g\ l^{-1}$ )
$X_v$	Concentração de células no vinho de levedurado ( $g/l$ )
$Y_{p/s}$	Rendimento teórico em etanol
$Y_{x/s}$	Rendimento teórico em biomassa
$\mu$	Velocidade específica de crescimento do microrganismo ( $h^{-1}$ )
$\mu_c$	Velocidade específica de crescimento do microrganismo corrigida ( $h^{-1}$ )
$\mu_{max}$	Velocidade específica de crescimento máxima do microrganismo ( $h^{-1}$ )
$\Delta H$	Calor de reação ( $kcal\ kg^{-1}$ )
$\rho_i$	Densidade do fluido reagente no reator $i$ ( $kg\ m^{-3}$ )
$\rho_j$	Densidade do fluido de resfriamento ( $kg/m^3$ )

$\tau_I$  Tempo integral ou "reset time" (h)

$\tau_D$  Tempo derivativo (h)

## Valores das propriedades físicas e químicas

PROPRIEDADE	VALOR
$\rho_1$	1030 kg m <sup>-3</sup>
$\rho_2$	1015 kg m <sup>-3</sup>
$\rho^i$	1005 kg m <sup>-3</sup>
$\rho_l$	999 kg m <sup>-3</sup>
$\rho_j$	1000 kg m <sup>-3</sup>
C <sub>p</sub>	1 Kcal kg <sup>-1</sup> °C <sup>-1</sup>
C <sub>pj</sub>	1 Kcal kg <sup>-1</sup> °C <sup>-1</sup>
ΔH	51,76 kcal (kg ART) <sup>-1</sup>

## Valores das constantes de projeto

CONSTANTES	VALORES
V <sub>j</sub>	20 m <sup>3</sup>
V <sub>r</sub>	20 m <sup>3</sup>
U	3500 Kcal h <sup>-1</sup> °C <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup>

## RESUMO

Os objetivos deste trabalho, englobaram a obtenção do projeto ótimo de uma planta industrial de fermentação alcoólica contínua e a elaboração da estratégia de controle mais adequada para sua operação.

Através de modelagem matemática e simulações por computador, obteve-se como projeto ótimo, para as condições de operação das destilarias brasileira, àquele constituído de 4 reatores de mistura perfeita ligados em série, com a seguinte distribuição de volume em relação ao volume total de reator: 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.

O sistema de controle é constituído de duas malhas tipo "SISO" (Single Input - Single Output). Uma para controle da temperatura de cada reator, através da manipulação da vazão de fluido de resfriamento. Outra para controle da concentração de ART (açúcares redutores totais) no efluente do reator 4, manipulando-se a vazão de meio de alimentação (mosto), ou seja, alterando-se o tempo de residência dos reatores.



A estratégia de controle "FEEDBACK" foi adotada por apresentar excelente desempenho, ser a de menor complexidade e também a de menor custo viabilizando assim, sua implantação nas unidades industriais. A lei de controle utilizada para a malha de temperatura foi a proporcional e para a malha de ART as leis PI (proporcional-integral) e PID (proporcional-integral-derivativo), sendo que os parâmetros dos controladores PI e PID foram ajustados pelo procedimento de ZIEGLER-NICHOLS.

## SUMMARY

The aims of this work concern with the development of an optimal design of an industrial plant for continuous alcohol fermentation and the development of the most adequate control strategy for such a plant.

Through mathematical modeling and computer simulation an optimal design was obtained, for the Brazilian industrial operating conditions, which consists of 4 (four) well-mixed fermentors linked in series, with the following volume distribution related to the fermentor total volume: 20.96% for fermentor 1, 26.72% for fermentor 2, 31.56% for fermentor 3, and 20.76% for fermentor 4.

The control system consist of two "SISO" (Single Input - Single Output) loops. One controls the temperature of each fermentor, through manipulating out-flow chilling. The other controls TRS (Total reductor sugars) concentration in the effluent from fermentor 4, manipulating the feed medium.

The FEEDBACK control strategy was adopted for its excellent performance and for being the less complex as well

as presenting the lowest cost, fitting therefore the requirements of industrial units. The control law used for the temperature loop was the proportional and for the TRS loop the PI (Proportional-Integral) and PID (Proportional-Integral-Derivative) laws. The parameters for controllers PI and PID were adjusted according to the ZIEGLER-NICHOLS procedure.

## I. INTRODUÇÃO

A fermentação alcoólica no Brasil, inicialmente utilizada para a produção de aguardente a partir de caldo de cana-de-açúcar passou, mais tarde, a ser aplicada também na produção de etanol.

As primeiras indústrias brasileiras de produção de etanol surgiram vinculadas às usinas de açúcar onde o melaço, subproduto da fabricação do açúcar, era utilizado como matéria-prima. A intenção era transformar um produto sem grande valor comercial (melaço) em um outro de maior valor agregado (etanol).

Até o início dos anos 60, poucos eram os investimentos feitos nestas indústrias. Apesar do processo Melle-Boinot, batelada alimentada com reciclo de células, ter sido desenvolvido na França na década de 30, segundo LIMA (1960), os processos de cortes e o de utilização de pés individuais na fermentação (processo clássico ou batelada) eram ainda os mais utilizados.

As causas para este atraso provavelmente estavam ligadas ao problema de falta de incentivos, dificuldades de

obtenção de equipamentos e até mesmo no pequeno interesse que a produção de etanol despertava devido ao mercado interno ser pequeno e o externo possuir forte concorrência.

Já na década de 60, observou-se um início no processo de modernização desta indústria que foi acompanhada pelos pesquisadores. BORZANI & FERNANDES (1964), estudaram a cinética da fermentação alcoólica contínua, iniciando um processo que seria levado a cabo nos anos 70.

No início da década de 70, praticamente todas as destilarias de álcool já operavam com o processo Melle-Boinot, com grandes ganhos no rendimento e na produtividade. Nesta década este processo foi otimizado, chegando nos anos 80 no seu máximo de eficiência.

Em paralelo à otimização do processo Melle-Boinot, também chamado batelada-alimentada com reciclo de células, intensificou-se os estudos sobre o processo contínuo de fermentação alcoólica.

O avanço tecnológico da indústria alcooleira no Brasil nas décadas de 70 e 80, foram frutos do programa "PRO-ALCOOL", lançado pelo governo brasileiro com o objetivo de

substituir a gasolina derivada do petróleo, consumida nos veículos automotores, pelo etanol. A abertura de linhas de créditos e uma política de preço favorável, impulsionaram o desenvolvimento tecnológico deste setor.

A demanda crescente de etanol nestas décadas, levou os pesquisadores e as empresas ligadas ao setor a buscar processos de alta produtividade. Os caminhos seguidos por estes pesquisadores foram: primeiro otimizar o processo batelada-alimentada já existente e o segundo partir para o processo contínuo de fermentação.

Com os problemas das primeiras plantas de fermentação contínuas, este processo somente foi aceito a partir do total esgotamento das possibilidades de avanços no processo batelada-alimentada. Estes problemas, segundo FINGUERUT *et alii* (1992), foram devidos às primeiras plantas contínuas serem fruto de adaptações de baixo custo de plantas de batelada-alimentada já existentes.

Grande número de processos contínuos surgiram nestas duas últimas décadas, sendo a maioria desenvolvidas empiricamente, baseadas nas plantas já instaladas, com modificações que visavam eliminar os problemas detectados nas

anteriores.

Apesar da existência de trabalhos que tratavam da cinética de fermentação contínua desde 1964, pouca influência estes tiveram sobre o arranjo das plantas industriais instaladas no Brasil. No entanto, o projeto rigoroso de uma planta de fermentação tem que passar obrigatoriamente por uma modelagem também rigorosa do processo, utilizando modelos cinéticos precisos, possibilitando a obtenção de condições ótimas de processo. Por outro lado, a manutenção das condições ótimas de operação vai depender da escolha de uma estratégia de controle adequada às condições de processo, o que só é possível conhecendo-se o comportamento do processo. Isto pode ser adequadamente realizado através de estudos prévios de modelagem da planta e simulação em computador.

O objetivo, portanto, deste trabalho foi desenvolver uma estratégia de controle para o processo industrial de fermentação contínua, com um estudo prévio de modelagem e otimização da planta, a partir de simulações em computador.

## II. Revisão Bibliográfica

### II.1. Introdução

A indústria alcooleira, em sua história, passou por dois saltos tecnológicos, sendo que o primeiro ocorreu na década de 30, com o surgimento do processo MELLE-BOINOT e o segundo, com o surgimento do processo contínuo de fermentação consolidado no final da década de 80.

O Brasil foi o país que mais investiu no setor nas últimas décadas e como não poderia ser diferente, é hoje o maior produtor mundial de etanol por via fermentativa. Apesar disto, uma grande parte de suas unidades produtoras ainda hoje apresentam falhas tanto de projeto como operacionais, sendo a mais grave destas a desconsideração de fundamentos teóricos da cinética do processo no dimensionamento dos reatores e dos equipamentos de troca de calor. Além de elevarem o valor do investimento inicial, a não utilização de conceitos de engenharia no projeto das unidades industriais levam as plantas a terem problemas operacionais e de perdas em produtividade.



O conhecimento da cinética do processo de fermentação alcoólica é imprescindível não somente para a correção destas falhas, mas também para se elaborar uma estratégia de controle eficiente para as unidades industriais de produção de etanol, visando sobretudo, maximizar suas eficiências.

## **II.2. Evolução dos processos de fermentação alcoólica**

A fermentação alcoólica é conhecida desde os mais remotos tempos e era usada pelos povos antigos para produção de bebidas a partir de caldos açucarados obtidos por esmagamento de frutas. As primeiras idéias a respeito das causas do fenômeno apareceram por volta do século XIV e XV. Em função da publicação dos trabalhos de Pasteur a partir de 1857 foi aceito definitivamente que o etanol obtido durante a fermentação era produto do metabolismo da levedura (OLIVEIRA, 1960).

Mesmo sendo conhecida há tanto tempo, a fermentação alcoólica aplicada à produção industrial de etanol propriamente dita iniciou-se a partir do século XIX. Anterior a este século o que se produzia, na verdade, era aguardente (ALMEIDA, 1949).

Um grande avanço na produção industrial de etanol foi alcançado na década de 30, quando surgiu na França o processo Melle-Boinot (ALMEIDA, 1960). Segundo este autor este processo possui as seguintes vantagens:

- economia de açúcar devido a menor reprodução celular, elevando o rendimento em etanol;
- eliminação de contaminantes pela centrifugação do meio fermentado (separação de células de levedura);
- fermentação mais pura devido ao tratamento do leite de levedura (tratamento ácido); e
- eliminação da necessidade de cultura pura no preparo do 'pé-de-cuba', prática exigida no processo clássico, diminuindo portanto a complexidade das operações na planta.

Segundo LIMA (1960), até o início dos anos 60 os processos de corte e de utilização de pés-de-cuba individual (clássico) eram bastante utilizados na fermentação de melaço nas indústrias brasileiras. DREWS (1964), cita que o processo clássico no ano de 1964 estava presente somente em destilarias de pequeno porte e estava sendo rapidamente substituído pelo processo Melle-Boinot (batelada alimentada com reciclo de células).

A utilização do processo Melle-Boinot nas

plantas de produção de etanol brasileiras se generalizou no final da década de 60 e nos anos 70. Segundo ZARPELLON & ANDRIETTA (1992), todas as novas destilarias instaladas quando da criação do Programa Nacional do Alcool (1976), foram equipadas com este processo. Estes mesmos autores afirmam que apesar deste processo datar da década de 30, é um sistema satisfatório quanto à operação e eficiência na conversão do açúcar em álcool.

A eficiência do processo Melle-Boinot unida aos problemas das primeiras plantas de fermentação contínua surgidas no Brasil atrasaram a implantação deste processo na indústria. Segundo FINGUERUT *et alii* (1992), apesar da fermentação contínua ser uma evolução natural do processo Batelada-alimentada, não é um desenvolvimento recente. Estes mesmos autores citam a existência de instalações industriais na França na década de 30, operando com melão de beterraba. BORZANI (1960), cita vários trabalhos sobre fermentação contínua sendo o mais antigo datado de 1939. No Brasil a literatura traz trabalhos datados a partir de 1951, citado por ROUSSELET (1963).

BORZANI (1960) cita como vantagens dos processos fermentativos contínuos:

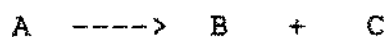
- maior produtividade;
- maior uniformidade do produto;
- maior adaptabilidade ao controle automático.

Segundo este mesmo autor, no ano de 1960 eram poucos os casos onde os processos fermentativos contínuos apresentavam aplicação industrial. A utilização do processo contínuo de fermentação alcoólica na indústria brasileira iniciou-se nos anos 70.

Segundo ZARPELLON & ANDRIETTA (1992), o interesse pelo processo de fermentação alcoólica contínua foi retomado no Brasil a partir da última década, principalmente pela razão dos processos mais recentes serem mais confiáveis e levarem a uma redução de custo de produção.

### II.3. Cinética da fermentação alcoólica

O estudo cinético de processos fermentativos não é recente. Ainda na década de 40, MONOD (1949), relacionou a velocidade específica de crescimento de microrganismo com a concentração de substrato. No Brasil, BORZANI (1964), assumindo a fermentação alcoólica como sendo uma reação química do tipo:



cuja cinética é representada pela equação:

$$r_A = kC_A^n$$

determinou que esta era de ordem 0,3.

Normalmente, o procedimento citado por BORZANI (1964) não é usual na Engenharia Bioquímica, e sim a construção de um modelo, o qual representa a cinética do processo fermentativo. Segundo SEVELY (1987), vários modelos para descrever a fermentação alcoólica têm surgido nos últimos anos.

### II.3.1. Modelos cinéticos

Os modelos cinéticos normalmente usados em fermentações, segundo BAYLEY & OLLIS (1986), podem ser divididos em:

- Não-estruturados e não-segregados, nos quais as células de microrganismos são consideradas como soluto;
- Estruturados e não-segregados, onde as células são tratadas como indivíduos de múltiplos componentes porém com composição média semelhante;
- Não-estruturados e segregados, onde as células são tratadas como seres individuais distintos porém descritos por um único componente; e

- Estruturados e segregados, onde as células de microrganismos são consideradas como indivíduos distintos e formados por múltiplos componentes.

O tipo de modelo mais encontrado na literatura para descrever a fermentação alcoólica são os do tipo não-estruturados e não-segregados. Estes, em sua maioria, baseiam-se na determinação da velocidade específica de crescimento do microrganismo ( $\mu$ ) ou da produção de etanol ( $v$ ) pelo decréscimo da velocidade específica máxima através de alguns termos de inibição e limitação.

Os fatores considerados como interferentes na velocidade específica de crescimento do microrganismo ou de produção de etanol diferem segundo cada autor. DAUGULIS & SWAINE (1987) e THATIPAMALA (1992), consideram estes fatores como sendo a inibição pelo substrato e pelo etanol, desprezando o efeito do substrato limitante. HOPPE & HANSFORD (1982) e MONBOUQUETTE (1986), assumem a inibição pelo produto e o substrato limitante como fatores de interferência. CHATTAWAY *et alii* (1988), consideram estes fatores como sendo a inibição pelo produto e pela concentração de células. Modelos mais completos citados por LEE *et alii* (1983), JARZEBSKI *et alii* (1989) e MONBOUQUETTE (1992), levam em

consideração as inibições pelo produto e pela concentração celular e ainda o efeito do substrato limitante.

DALE *et alii* (1990), considera a temperatura como um fator de interferência, mas de forma indireta, alterando os valores dos parâmetros do modelo.

### II.3.1.1. Termos de inibição

São várias as formas, encontradas na literatura, que relacionam a velocidade específica de crescimento do microrganismo ou de produção de etanol com os fatores de inibição.

LUONG (1985), cita as seguintes expressões para o termo de inibição pelo produto:

- Linear

$$\mu = \mu_{\max} \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)$$

$$\mu = \mu_{\max} - k_1 P$$

- Exponencial

$$\mu = \mu_{\max} e^{-k_2 P}$$

- Hiperbólica

$$\mu = \mu_{\max} \frac{1}{1 + \frac{P}{k_3}}$$

- Parabólica

$$\mu = \mu_{\max} \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^{0,5}$$

- Não linear generalizada

$$\mu = \mu_{\max} \left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right)^n$$

Este mesmo autor propõe a seguinte expressão para este termo:



$$\frac{\mu}{\mu_{\max}} = 1 - \left( \frac{P}{P_{\max}} \right)^n$$

A expressão utilizada para descrever o efeito do substrato limitante normalmente segue o modelo de Monod:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S}$$

KELLER & DUNN (1978), DAUGULIS & SWAINE (1987), e DOURADO *et alii* (1987), utilizaram a seguinte expressão para representar o termo de inibição pelo substrato:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{\left( K_s + S + \frac{S^2}{K_i} \right)}$$

THATIPAMALA *et alii* (1992), cita a seguinte expressão para este termo:

$$\mu = \mu_{\max} \left( \frac{S_{\max} - S}{S_{\max} - S_{\min}} \right)$$

onde:

$S_{\text{max}}$  = é a máxima concentração de substrato, acima da qual o microrganismo (*S. cerevisiae*) não consegue se desenvolver, assumido pelo autor como sendo 210 g/l;

$S_{\text{in}}$  = é a concentração onde se inicia o efeito de inibição, assumido pelo autor como sendo 150 g/l.

Para o termo de inibição pela concentração celular segundo CHATTAWAY *et alii* (1988) tem-se:

$$\mu = \mu_{\text{max}} \left(1 - \frac{X}{X_{\text{max}}}\right)$$

LEE *et alii* (1983), JARZEBSKI *et alii* (1989) e MONBOUQUETTE (1992) utilizam a seguinte expressão para representar esta inibição:

$$\mu = \mu_{\text{max}} \left(1 - \frac{X}{X_{\text{max}}}\right)^n$$

### II.3.1.2. Modelos mais usados

Os modelos mais utilizados na fermentação

alcoólica, segundo DOURADO et alii (1987) são os desenvolvidos por:

(i) GHOSE e THYAGI (1979), onde o microrganismo empregado é a *S. cerevisiae* NRRL Y132 e as características do modelo são:

- efeito substrato limitante (Monod)
- inibição pelo substrato (exponencial)
- inibição pelo produto (linear)
- relação não linear entre  $\mu$  e  $v$

(ii) SEVELY et alii (1980), onde o microrganismo utilizado é a *S. cerevisiae* e cujas as características do modelo são:

- efeito substrato limitante (Monod)
- sem inibição pelo substrato
- inibição pelo produto (parabólica)
- relação entre  $\mu$  e  $v$  (lei Luedeking-Piret)

(iii) JIN et alii (1981), citado por (DOURADO et alii, 1987) onde o microrganismo utilizado foi a *S. sake kyokai*, e cuja as características do modelo são:

- efeito substrato limitante (Monod)
- inibição pelo substrato (exponencial)
- inibição pelo produto (exponencial)
- relação entre  $\mu$  e  $v$  não linear

(iv) LEE *et alii* (1983), cujas as características do modelo são:

- efeito substrato limitante (Monod)
- sem inibição pelo substrato
- inibição pelo produto (não linear generalizada)
- inibição pela concentração de células
- relação entre  $\mu$  e  $v$  linear

### II.3.2 - Parâmetros cinéticos

Por dependerem do microrganismo utilizado e das condições em que foram realizados, encontra-se na literatura uma grande variedade de valores dos parâmetros cinéticos da fermentação alcoólica. Abaixo encontram-se listados alguns parâmetros comuns a vários modelos, e seus valores citados por vários autores:

- 1 -  $k_s$  (g/l) - constante de afinidade do microrganismo com o substrato;
- 2 -  $\mu_{\max}$  ( $h^{-1}$ ) - velocidade específica de crescimento máxima do microrganismo;
- 3 -  $P_{\max}$  (g/l) - Concentração de etanol na qual o microrganismo deixa de se desenvolver;

- 4 -  $X_{max}$  (g/l) - Concentração de células na qual o microrganismo deixa de se desenvolver;
- 5 - n - potência do termo de inibição pelo produto;
- 6 - m - potência do termo de inibição pela concentração celular.

AUTORES	1	2	3	4	5	6
Ghose & Thyagi (1979)	0,48	0,40	87	-	1,0	-
Sevely e colaboradores (1980)	5,0	0,30	85	-	1,0	-
Jin, Chiang e Wang (1981)	0,22	0,453	-	-	-	-
Hopper & Hansford (1982)	3,3	0,64	-	-	-	-
Lee et alii (1983)	1,6	0,24	90	100	1,0	1,0
Chattaway et alii (1987)	-	0,27	-	8,9	-	1,0
Dourado et alii (1987)	0,2	1,20	105	-	4,0	-
Jarzebski et alii (1989)	0,5	0,24	90	320	0,85	1,1
Andrietta & Stupiello (1990)	1,6	0,41	103	100	3,0	0,9
Monbouquette (1992)	0,5	0,24	90	150	0,85	1,1

Da mesma forma que os parâmetros, os valores de rendimento em biomassa ( $Y_{x/s}$ ) e em etanol ( $Y_{p/s}$ ) também variam de um autor para outro. LEE et alii (1983) assume estes valores como sendo 0,06 e 0,375. DAUGULIS & SWAINE (1987) assume valores destes rendimentos como sendo 0,08 e 0,425. JARZEBSKI et alii (1989) citam estes valores como sendo 0,12

e 0,30. ANDRIETTA & STUPIELLO (1990b), atribuem a estes, valores de 0,033 e 0,445.

### II.3.2.1. Efeito da temperatura nos parâmetros cinéticos.

Segundo DALE *et alii* (1990), a temperatura tem forte influência no valor da velocidade específica máxima de crescimento do microrganismo. Estes autores, trabalhando com *Kluyveromyces fragilis* em reator de células imobilizadas, sugerem a equação de Arrhenius para descrever esta dependência.

VAN UDEN (1985), descreve o comportamento da tolerância ao etanol da *S. cerevisiae* em função da temperatura. Os resultados mostram que para temperaturas intermediárias às chamadas críticas inferior (12°C) e superior (28°C), a tolerância ao etanol se mantém constante. Acima da temperatura crítica superior, a tolerância cai drasticamente com o aumento da temperatura e para temperaturas abaixo da crítica inferior, tem-se também a queda da tolerância, acompanhando a queda da temperatura. A tolerância ao etanol pode ser associada aos valores do parâmetro  $P_{MAX}$ .

### II.3.3. Restrições na utilização dos modelos não estruturados.

DUNN & MOR (1981), citam que modelos derivados aos de Monod só podem ser aplicados quando o crescimento balanceado é assumido. Sendo o crescimento balanceado definido como um estado biológico, durante o qual a cadeia de reações metabólicas intracelular está ocorrendo essencialmente em estado estacionário, e sendo este estado atingido somente quando alterações no meio externo são pequenas, estes autores advertem para o uso destes modelos no estudo dinâmico do processo. Entretanto, ESENER *et alii* (1981) afirmam que os modelos não estruturados descrevem bem os processos menos em condições altamente transientes.

PETERSEN & WHYATT (1990), utilizando o modelo desenvolvido por LEE *et alii* (1983), trabalharam com um algoritmo dinâmico de otimização de bioreatores. Estes autores citam ainda que o desempenho deste algoritmo é superior aos que utilizam o estado estacionário. O'NEIL & LYBERATOS (1990), propõem uma função de atraso para a velocidade específica do microrganismo para utilizar o modelo

não estruturado para descrever o estado transiente. Este mesmo autor conclui que a determinação desta função é complicada e pode ser diferente para cada perturbação.

A utilização deste tipo de modelo está vinculada com a manutenção do crescimento balanceado. Determinar o ponto exato de quando esta deixa de existir por perturbações externas é muito difícil, assim como é difícil também determinar o prejuízo dos resultados se estas condições não forem mantidas.

#### II.4. Tipo de reatores e arranjos

GHOSE & TYAGI (1979), citam que sistemas de fermentação alcoólica contendo dois reatores em série são mais produtivos que os constituídos de um único reator.

MAIORELLA *et alii* (1984), citam que para concentrações de etanol final elevadas, a utilização de múltiplos estágios de fermentação podem levar à reduções de até 41% do volume de reatores quando comparado a sistemas de um único estágio.

Segundo GOMA *et alii* (1990) a combinação de



reatores que levam a fermentação alcoólica ao máximo de produtividade é um primeiro reator de mistura perfeita seguido por um reator tubular.

ANDRIETTA & STUPIELLO (1990 b) e ANDRIETTA (1991), citam que a produtividade passa de 1,084 ( $\text{g.l}^{-1}.\text{h}^{-1}$ ) para 10,092 ( $\text{g.l}^{-1}.\text{h}^{-1}$ ) quando se utiliza um sistema constituído de quatro reatores de mistura perfeita com volumes diferenciados ligados em série ao invés de um único.

## II.5. Estratégias de controle

### II.5.1. Sistemas de monitoramento

Uma das grandes dificuldades para o monitoramento dos processos fermentativos é a pouca disponibilidade de analisadores on-line relativamente baratos e de fácil manipulação. SCHMIDT *et alii* (1984), propõem um sistema de monitoramento de fermentação aeróbica e anaeróbica de glicose utilizando como agente a *S. cerevisiae*. Este sistema engloba a análise dos gases de saída do fermentador por analisadores convencional de  $\text{O}_2$  e  $\text{CO}_2$  além de um espectrômetro de massa; amostragem contínua do meio líquido, seguido de uma ultra-filtração e dosagens de glicose e

fosfato (espectrômetro), glicose (polarimetria) e ions amônio (sensores). Inclui-se ao sistema a separação dos voláteis em membranas de silicone e a determinação da massa destes utilizando espectrômetros de massa.

Algumas técnicas recentes de monitoramento de processos fermentativos tem surgido nos últimos anos. LI & HUMPHREY (1991) WANG & SIMMONS (1991) e PECK & CHYNOWETH (1992) utilizaram sondas fluorescentes comerciais para monitorar e controlar reatores bioquímicos. CATTANEO & LUONG (1993) utilizaram a quimioluminescência para monitorar glutamina em cultura de células animais, através de um biosensor de fibra óptica. LARSSON *et alii* (1991) utilizaram a microcalorimetria para monitorar o crescimento da *S. cerevisiae* em reator de batelada. YAMANE *et alii* (1992) utilizaram um turbidímetro a laser para automatizar um reator tipo batelada-alimentada empregado para cultivar *Escherichia coli* HB101.

Nos processos fermentativos, onde utiliza-se matérias-prima contendo diversos tipos de açúcares, o monitoramento se torna ainda mais difícil. WATANABE *et alii* (1991), sugerem a utilização de biosensores para análises simultâneas de sacarose e glicose, lactose e glicose, e amido

e glicose. PARK & KIM (1990), desenvolveram um biosensor que permite a determinação da concentração de glicose ou frutose, utilizando a oxidoreductase produzida pela *Zymomonas mobilis*. Existe no mercado, um equipamento da WATERS denominado Fermentation Monitoring System (FAM), que consiste em uma unidade de filtração acoplado a um cromatógrafo líquido a alta pressão que pode ser aplicado nestes processos.

### II.5.2. Técnicas de controle

Nos últimos anos, tem-se notado um grande avanço nas técnicas de controle utilizadas em processos fermentativos.

HENSON & SEBORG (1992), desenvolveram e avaliaram controladores para processos não lineares baseados na exata linearização para aplicação em processos fermentativos. Estes autores citam também que a técnica de linearização "state-space" não é aplicável a esta classe de processos. Afirmam que a exata "input-output-linearizing" leva a melhores resultados.

O'CONNOR *et alii* (1992), citam que o controle "feedback" é necessário nos processos fermentativos reais,

pois, existem variações na qualidade do inóculo e da matéria-prima, assim como distúrbios que causarão variações no desempenho do processo que não podem ser antecipadas. SHEPPARD & COOPER (1990), utilizaram esta estratégia para controlar o cultivo em batelada alimentada de *Bacillus subtilis* em fase contínua, utilizando como variáveis controladas o oxigênio dissolvido e a concentração do substrato limitante, manipulando a vazão de meio de alimentação.

PARK & RAMIREZ (1990), utilizaram a técnica de controle ótimo para regular a concentração de substrato em processo de produção de leveduras em reatores batelada-alimentada. VAN BREUSEGEM & BASTIN (1990), usaram esta mesma estratégia para maximizar a obtenção de biomassa de *S. thermophilus* e *L. bulgaricus* em cultura mista. Esta mesma estratégia foi usada por SHIMIZU *et alii* (1991) para a produção de glutatone em batelada-alimentada utilizando levedura como agente fermentativo.

SAKATO & TANAKA (1992) utilizaram a estratégia "Feedforward/Feedback" em cultivos batelada-alimentada de *S. cerevisiae* KY6186, para obtenção de glutatone. ALFAFARA *et alii* (1993) utilizaram para este mesmo processo, um controle

do tipo Fuzzy.

RODRIGUES (1993), cita que a estratégia de controle adaptativo para o controle de fermentação tem sido bastante utilizada devido as seguintes razões:

- Os processos de fermentação envolvem organismos vivos com um comportamento dinâmico fortemente não-linear e não-estacionário; e
- a falta de biossensores baratos capazes de fornecer medidas de concentração de açúcares "on-line".

VIGIÉ *et alii* (1990), utilizaram a estratégia de controle adaptativo em fermentação alcoólica contínua de múltiplos estágios, utilizando glicose como substrato e levedura como agente fermentativo. Estes autores definiram como variável manipulada a vazão de alimentação e a controlada a concentração de substrato na saída do último reator. SMITH *et alii* (1990) usaram o controle adaptativo para controlar a concentração de oxigênio e dióxido de carbono em meio de cultura de células animais. LEE *et alii* (1991), utilizaram esta mesma estratégia de controle para manter o nível de oxigênio dissolvido no ponto ótimo para reatores batelada-alimentada usados para produção de fermento biológico.

## II.6. Conclusão

Neste capítulo, foram apresentados os principais modelos cinéticos utilizados para a fermentação alcoólica, assim como as diferentes técnicas de monitoramento e estratégias de controle utilizadas para reatores bioquímicos. O grande número de trabalhos encontrado na literatura sobre estes assuntos, principalmente a partir de 1990 mostra o crescente interesse que este vem despertando nos últimos anos.

Todavia, em função da revisão bibliográfica, fica claro a carência de trabalhos voltados a desenvolver estratégias de controle aplicáveis ao processo industrial de fermentação alcoólica, importante para o aumento da eficiência das unidades industriais brasileiras. O volume de produção de etanol e o número de unidades produtoras no país, justifica o estudo de modelagem, simulação e controle destas plantas.

## III. Projeto Ótimo da Planta

### III.1. Introdução

No decorrer dos anos 70 e 80, o processo de fermentação alcoólica batelada-alimentada (MELLE-BOINOT) foi submetido a uma série de modificações as quais visavam a sua otimização. Na segunda metade da década de 80, o estágio de evolução em que se encontrava este processo era tal que, para se obter ganhos relativamente pequenos em seu desempenho, era necessário grandes investimentos. A partir disto o processo de fermentação contínua consolidou-se como uma alternativa viável industrialmente.

A substituição dos processos batelada-alimentada pelos processos contínuos, iniciou-se no Brasil nos anos 70, com projetos pouco elaborados o que gerou grandes problemas operacionais. Somente a partir da metade da década de 80 é que conceitos de engenharia começaram a ser utilizados no projeto destes processos. Com a melhora no projeto dos reatores e no dimensionamento das linhas de fluxos, estes processos começaram a mostrar algumas vantagens sobre o processo batelada-alimentada.

Todavia, os reatores destas unidades eram, e ainda são, dimensionados tendo como base o tempo de residência total do material em fermentação, não sendo levado em conta as variáveis de processo (taxa de reciclo, concentração final de etanol, temperatura de operação, etc) e muito menos o tipo de arranjo dos reatores. Este fato, impõe uma necessidade de se trabalhar com uma larga margem de segurança o que aumenta o volume de reator necessário, e consequentemente o valor do investimento inicial.

Diversos projetos de processos contínuos de fermentação alcoólica surgiram no decorrer da década de 80, sendo que, estes não foram projetados levando em conta os estudos cinéticos.

O objetivo deste capítulo foi determinar, baseando-se em modelos cinéticos, o projeto ótimo de uma unidade industrial, levando-se em conta o tipo e o arranjo de reatores que permitam atingir a maior produtividade possível. Os valores das variáveis de processo utilizadas neste trabalho são àqueles encontrado normalmente nas destilarias brasileiras.



### III.2 – Modelo Cinético

A transformação dos açúcares redutores (glicose e frutose) em etanol realizada pela *Saccharomyces cerevisiae* envolve um grande número de reações enzimáticas. Além do grande número de reações envolvidas na transformação, tem-se como agravante o fato de que estas ocorrem no interior de um organismo vivo. Estes fatos mostram o nível de complexidade do processo de produção de etanol por via fermentativa e conseqüentemente o nível de dificuldade para a modelagem deste sistema se as células forem consideradas como indivíduos distintos constituídos de vários componentes.

Esta complexidade torna pouco aconselhável a utilização de modelos muito elaborados, sendo a escolha mais indicada modelos do tipo não estruturado e não segregado. Este tipo de modelo é um dos mais simples, geralmente aplicado em bioengenharia, onde considera-se a célula de levedura como um soluto, sendo que esta simplificação diminui o número de parâmetros cinéticos a serem levantados experimentalmente. Outra vantagem está no fato destes parâmetros poderem ser obtidos com precisão através de ensaios relativamente simples e pouco dispendiosos, dispensando, na maioria das vezes, a utilização de

equipamentos sofisticados. A precisão atingida na obtenção dos parâmetros cinéticos, compensa em parte as imprecisões que possam vir a ocorrer devido as simplificações impostas ao modelo.

Os principais fatores que interferem na velocidade específica de crescimento da levedura ( $\mu$ ) são as concentrações de ART (açúcares redutores totais), células de levedura e etanol e a temperatura, ou seja:

$$\mu = F(S, X, P, T) \quad (3.1)$$

O modelo cinético adotado neste trabalho é o sugerido por LEE *et alii* (1983), cuja forma algébrica é:

$$\mu = \mu_{MAX} \frac{S}{S+K_S} \left(1 - \frac{P}{P_{MAX}}\right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{MAX}}\right)^m \quad (3.2)$$

Este modelo foi escolhido após ensaios em unidades industriais de fermentação alcoólica, os quais mostraram que este é capaz de representar com boa precisão o comportamento do processo.

Sendo este um modelo derivado do Modelo de Monod, sua aplicação também fica restrita aos casos onde se assume crescimento balanceado e portanto aplicável a processos contínuos de fermentação alcoólica no estado estacionário, ou então com dinâmica lenta, como é o caso dos processos fermentativos.

Fazendo-se :

$$G_S = \frac{S}{S+K_S} \quad (3.3)$$

$$G_P = \left(1 - \frac{P}{P_{MAX}}\right)^n \quad (3.4)$$

$$G_X = \left(1 - \frac{X}{X_{MAX}}\right)^m \quad (3.5)$$

e substituindo as equações (3.3), (3.4) e (3.5) na equação (3.2), tem-se:

$$\mu = \mu_{MAX} G_S G_P G_X \quad (3.6)$$

onde:

$G_S$  = Termo de limitação pela concentração do substrato;

$G_p$  = Termo de inibição pelo produto; e

$G_x$  = Termo de inibição pela concentração microbiana

Estando os valores de  $G_s$ ,  $G_p$  e  $G_x$  entre 0 e 1, observa-se pela equação (3.6) que o modelo se baseia no decréscimo do valor da velocidade específica de crescimento máxima através dos termos de inibição e limitação, ou seja, no caso onde não exista nenhum fator inibitório pronunciado, a velocidade específica de crescimento do microrganismo será igual a sua velocidade específica de crescimento máxima.

A influência da temperatura sobre a velocidade específica de crescimento do microrganismo não é considerada diretamente no modelo como os demais termos.

Tratando-se de uma grandeza física, é aconselhável determinar o seu efeito sobre os parâmetros cinéticos, principalmente aqueles relacionados com a resistência da levedura ao etanol.

Seguindo o padrão de comportamento da *S. cerevisiae* com relação a tolerância ao etanol citado por VAN UDEN (1985), propôs-se o seguinte comportamento para o valor de  $P_{MAX}$  em relação a temperatura:

a - abaixo da temperatura crítica superior,  $P_{MAX}$  é constante e seu valor é igual ao correspondente a temperatura crítica superior; e

b - acima da temperatura crítica superior, o valor de  $P_{MAX}$  decresce exponencialmente com o aumento da temperatura, segundo a equação (3.7)

$$P_{MAX} = K_0 e^{aT} \quad (3.7)$$

Ensaio preliminares realizados no Laboratório de Bioengenharia da Faculdade de Engenharia de Alimento da Universidade Estadual de Campinas, mostraram que para a levedura testada a temperatura crítica superior esta próxima dos 32°C.

DALE *et alli* (1990), afirmam que também a velocidade máxima de crescimento da levedura é afetada pela temperatura e sugere a equação de Arrhenius para descrever esta dependência:

$$\mu_{max} = Ae^{\left(-\frac{E}{R_0T}\right)} \quad (3.8)$$

### III.3 – Parâmetros Cinéticos

Por serem características do microrganismo e do meio de cultivo utilizado nos ensaios de obtenção, os valores dos parâmetros cinéticos encontrados na literatura variam bastante de um trabalho para outro.

Os valores dos parâmetros cinéticos utilizados neste trabalho, são aqueles citados por ANDRIETTA & STUPIELLO, 1991 (a). A escolha destes valores se baseou no fato de que estes autores, não somente tiveram o cuidado de tentar reproduzir em laboratório as condições industriais, como também promoveram um ajuste destes com dados de unidades industriais operando em batelada-alimentada.

Os valores destes parâmetros estão contidos na Tabela 3.1.

As constantes que relacionam o valor de  $P_{MAX}$  com a temperatura foram estimados através de extrapolação, tendo como base dados experimentais que expressam a tendência do comportamento deste parâmetro com a temperatura. Os valores destas constantes estão mostrados na Tabela 3.2.

Para temperaturas abaixo de 32°C, o valor de  $P_{MAX}$  é considerado constante e igual a 103 g/l.

As constantes que relacionam  $\mu_{MAX}$  com a temperatura estão contidos na Tabela 3.3. O valor da energia de ativação (E) foi determinado por DALE *et alii* (1990) e o valor da constante A foi ajustado para se obter valores compatíveis com àqueles encontrados para a *S. cerevisiae* em cultivo com células livres.

Tabela 3.1 - Valores dos parâmetros cinéticos citados por ANDRIETTA & STUPIELLO válidos para a temperatura de 32°C

PARAMETROS	VALORES
$\mu_{MAX}$	0,41 1/h
$P_{MAX}$	103 g/l
$X_{MAX}$	100 g/l
n	3,0
m	1,0
$K_s$	1,6
$Y_{D/S}$	0,445
$Y_{X/S}$	0.033

Tabela 3.2 - Valores das constantes da equação (3.7)

CONSTANTES	VALORES
$K_n$	895,6 g/l
a	-0,0676 °C <sup>-1</sup>

Tabela 3.3 - Valores das constantes da equação (3.8)

CONSTANTES	VALORES
E	$1,54 \times 10^4$ cal x mol <sup>-1</sup>
A	$4,50 \times 10^{10}$

### III.4 - Descrição do Processo

O processo de fermentação alcoólica continua pode ser dividido em 3 partes:

- unidade de tratamento ácido,
- unidade de separação de células de levedura e
- fermentadores.

A Figura 3.1 mostra um esquema geral do processo. Como se observa nessa figura, as células de leveduras, após terem sido submetidas ao tratamento ácido (fermento tratado), deixam a unidade de tratamento e são



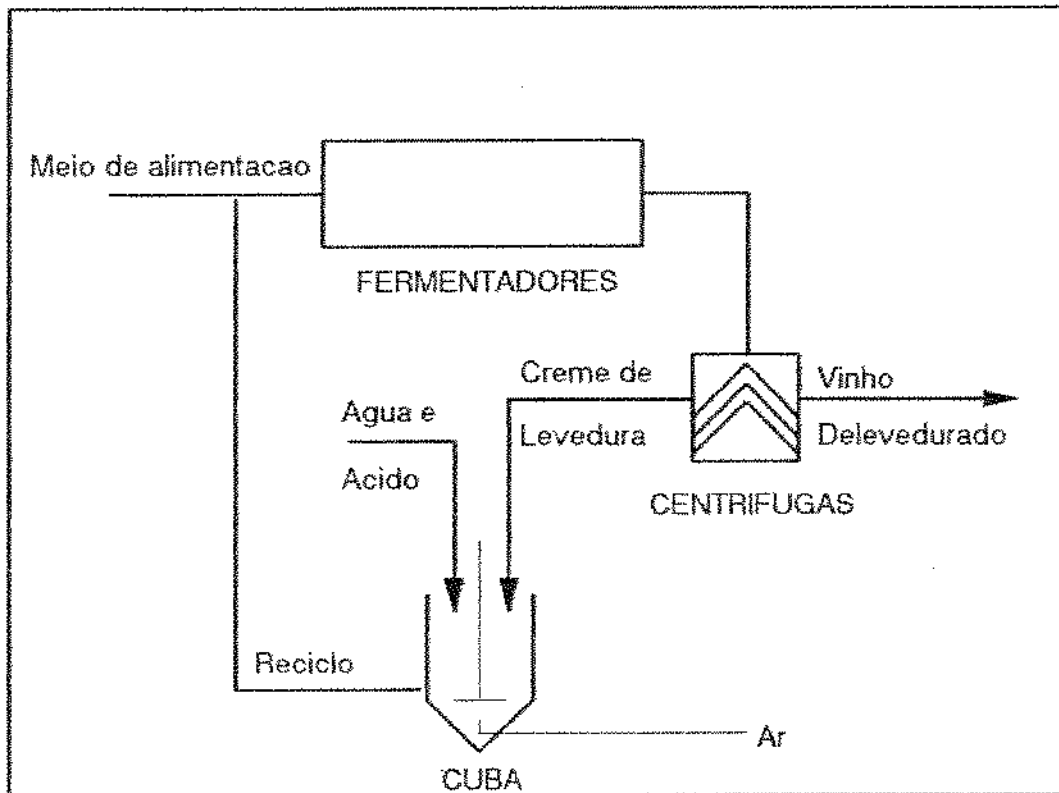


Figura 3.1 - Fluxograma esquemático do processo industrial de fermentação alcoólica.

misturadas com o meio de alimentação (mosto). Esta mistura é então enviada aos fermentadores. A fração entre a vazão de fermento tratado e a vazão total de alimentação dos fermentadores é chamada de taxa de reciclo.

Após ocorrida a transformação dos açúcares em etanol, o vinho fermentado contendo células de levedura (vinho bruto) é enviado para a unidade de separação. Esta unidade é constituída de separadoras centrífugas de prato que trabalham a uma velocidade angular em torno de 8000 rpm. Estas separadoras recebem o vinho bruto contendo de 30 a 45g de células por litro de vinho e fornecem 2 produtos: uma fase leve e outra pesada. A fase pesada contendo entre 160 a 200 g de células por litro é chamada de leite ou creme de levedura. Este creme é enviado para a unidade de tratamento ácido. A fase leve, praticamente isenta de células de levedura (concentração máxima permitida 3 g de células por litro) é chamada de vinho delevedurado e é enviado ao tanque pulmão da unidade de destilação, também chamada de dorna volante.

A unidade de tratamento ácido é constituída de 2, 3 ou 4 tanques, equipados com sistemas de agitação denominados cubas. O tratamento é contínuo e consiste em se

receber o creme de levedura na primeira cuba, diluí-lo com água de boa qualidade na proporção: 1 de creme para 1 de água. Em seguida ajusta-se o pH do creme diluído a 2,0 - 2,5 utilizando ácido sulfúrico concentrado. O volume total das cubas é suficiente para se obter um tempo de tratamento entre 1 e 2 horas.

O meio de alimentação (mosto) é constituído geralmente de uma mistura de caldo tratado e melão proveniente da fabricação de açúcar. O caldo de cana-de-açúcar enviado para a destilaria, geralmente recebe um tratamento que consiste basicamente em um aquecimento seguido por uma decantação. Com isto, pretende-se eliminar sólidos insolúveis presentes, tais como, terra, bagacilho, etc.

De uma forma geral, não se usa adicionar nutrientes ao meio de alimentação (mosto).

### III.5. Variáveis de Processo

Os valores das variáveis de processo assumidos neste trabalho são aqueles possíveis de se obterem nas unidades industriais, capazes de levar a valores de produtividade aceitáveis sem comprometer a viabilidade

econômica e operacional da planta.

As principais variáveis a serem definidas são:

- Concentração de ART no meio de alimentação,
- Taxa de reciclo,
- Concentração de células no reciclo,
- Concentração de células no creme de levedura,
- Concentração de células no vinho de levedurado,
- Temperatura de operação e
- Temperatura da água de resfriamento.

### **III.5.1. Concentração de ART no meio de alimentação (mosto)**

A concentração de açúcares redutores totais (ART) no meio de alimentação deve ser tal que a concentração de etanol obtida esteja dentro de uma faixa que não tenha efeitos negativos para a fermentação e nem para a destilação.

As vantagens de se trabalhar com alta concentração de etanol no vinho de levedurado são:

- maior produtividade dos aparelhos de destilação,
- menor consumo de vapor,
- menor volume de vinhaça por litro de álcool produzido e

- menor quantidade de separadoras centrífugas requeridas.

Em contra partida, temos que a produtividade da fermentação diminui com o aumento da concentração de etanol. Em geral, concentrações de etanol em torno de 65 a 70 g/l são recomendadas para que se consiga bons valores de produtividade fermentativa, sem acarretar grandes problemas no processo de destilação.

Para se atingir estes patamares de concentração de etanol na industria, a concentração de ART no meio de alimentação deve estar em torno de 180 g/l. Este valor é facilmente obtido nas destilarias anexas, ou seja, destilarias acopladas a fábricas de açúcar, onde tem-se disponível o melaço. Nas destilarias autônomas com sistema de tratamento de caldo, estas concentrações de ART podem também ser atingidas por meio de evaporadores-concentradores. Mas, em unidades que trabalham com caldo sem tratamento, a utilização destes evaporadores para a correção da concentração do meio de alimentação é inviável devido a problemas operacionais. A concentração de ART no meio de alimentação destas unidades, é uma função da concentração do caldo da cana-de-açúcar e da quantidade de água de embebição utilizada na moenda para melhorar a extração, o que foge do

controle do processo.

Para este estudo concentração de 180 g/l de ART no meio de alimentação sera adotado.

### III.5.2. Taxa de Reciclo

Definida como sendo a fração entre a vazão de fermento tratado e a vazão total de alimentação do fermentador, o valor da taxa de reciclo utilizada com maior frequência nas unidades industriais é de 30%. Este valor foi adotado tendo como base o utilizado nos processos batelada-alimentada, onde o volume de fermento tratado corresponde a 1/3 do volume total do fermentador.

### III.5.3. Concentração de células no reciclo

A concentração de células no reciclo é fixada em 90 g/l na maioria das unidades industriais e está ligada diretamente ao desempenho das unidades separadoras e à quantidade de água adicionada na cuba de tratamento.

A água adicionada no tratamento ácido tem como objetivos:

- quebrar o poder tampão do creme de levedura, permitindo assim que se atinja o valor de pH de tratamento adicionando menos ácido,

- diminuir a concentração de produtos inibitórios ao crescimento da levedura, tais como etanol, ácidos orgânicos, etc que retornam com o creme de levedura e,

- facilitar a transferência de oxigênio para o meio em tratamento, permitindo que as células de levedura produzam algumas substâncias essenciais, somente possível na presença deste elemento.

Recomenda-se que o volume de água adicionado seja igual ao volume de creme a ser tratado.

#### **III.5.4. Concentração de células no creme de levedura**

Para que se possa manter a concentração de células no reciclo igual a 90 g/l e a adição do volume de água recomendado durante o tratamento ácido, a concentração de células no creme de levedura deve ser de 180 g/l.

### **III.5.5. Concentração de células no vinho delevedurado**

As separadoras centrífugas de uso industrial permitem uma pequena perda de células de levedura pelo vinho delevedurado. Esta perda é uma função das condições de operação da máquina. Em condições normais, perda de 3 g/l de células é considerada o máximo permitido, sendo que concentrações superiores a esta indicam necessidade de lavagem da máquina.

### **III.5.6. Temperatura de operação**

A temperatura de operação possui uma grande influência sobre a produtividade. Todavia, esta não deve ser o único fator analisado para sua determinação. Um segundo fator, de ordem econômica, deve ser considerado, pois, dependendo do valor assumido por esta variável a área de troca térmica necessária para mantê-la torna-se muito grande, elevando em muito o investimento inicial e os custos de manutenção. Normalmente, utiliza-se como valor desta variável a temperatura onde o volume de reator necessário e a área de troca térmica requerida, combinados, forneçam o menor valor.



O valor desta variável será definido mais adiante, no item III.6.4.

### III.5.7. Temperatura da água de resfriamento

Função de vários fatores, esta será assumida como sendo de 28°C. Para unidades que captam esta água diretamente de rios ou lagoas, este é o valor máximo durante o ano nas zonas produtoras de álcool e açúcar do interior do estado de São Paulo.

A Tabela 3.4 contém os valores das variáveis de processo assumidas neste trabalho.

Tabela 3.4 - Valores das variáveis de processo.

VARIÁVEIS	VALORES
Conc de ART no mosto	180 g/l
Taxa de reciclo	30 %
Conc células creme	180 g/l
Conc de células reciclo	90 g/l
Conc de cel. vinho delev.	3 g/l
Temp. fluido resfriamento	28°C

Um trabalho do efeito destas variáveis de

processo sobre a produtividade de um sistema contínuo de fermentação alcoólica de 4 estágios isotérmicos (32°C), com reciclo de células e tratamento ácido, foi realizado por ANDRIETTA & STUPIELLO, 1990(b). Os resultados deste trabalho mostram que a produtividade atingida com os valores das variáveis de processo contidas na Tabela 3.4, são bastante satisfatórios (maiores que  $10 \text{ g x l}^{-1} \text{ x h}^{-1}$ ) e que estes valores não causam nenhum problema econômico e operacional.

### III.6. Fermentadores – Tipo, arranjo e acessórios

A escolha do tipo de fermentador é o primeiro passo para a definição do sistema como um todo.

Assumindo os fermentadores como sendo reatores químicos, pode-se basear este estudo nos dois tipos de reatores ideais:

- o reator tubular e
- o reator de mistura perfeita.

Através do comportamento característico de cada um destes reatores, pode-se avaliar qual o de maior produtividade, utilizando para tanto o modelo cinético da fermentação alcoólica.

### III.6.1. Tempo de Residência dos Reatores

#### III.6.1.1. Tubular

A Figura 3.2 mostra esquematicamente um reator tubular com escoamento empistonado, onde está selecionado uma fatia de espessura igual a  $\Delta z$ .

Fazendo-se um balanço de massa em relação ao substrato neste infinitésimo elemento de volume no estado estacionário, tem-se :

$$FS_z - FS_{z+\Delta z} - r_s \Delta V = 0 \quad (3.9)$$

onde :

F - Vazão do fluido reagente,

S - concentração de substrato no ponto z e z+ $\Delta z$ ,

$r_s$  - velocidade de consumo de substrato e

$\Delta V$  - volume da fatia de espessura  $\Delta z$ .

Sendo a área transversal igual a  $A_{tr}$  e a velocidade do fluido reagente v e sabendo-se que a vazão é o produto da velocidade pela área, tem-se:

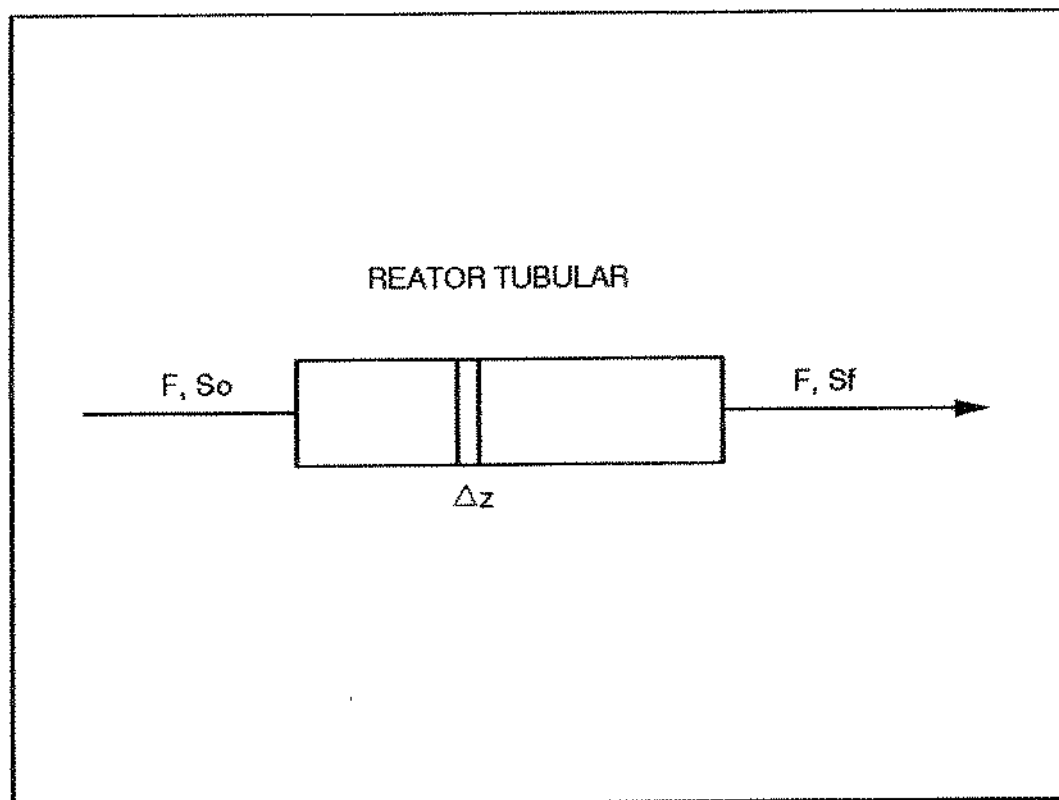


Figura 3.2 - Reator tubular

$$F = vA_{tr} \quad (3.10)$$

Substituindo a equação (3.10) na equação (3.9),  
tem-se:

$$vA_{tr}S_z - vA_{tr}S_{z+\Delta z} - r_B \Delta V = 0 \quad (3.11)$$

Pela Figura 3.2, tem-se que:

$$\Delta V = A_{tr} \Delta z \quad (3.12)$$

Dividindo-se a equação (3.11) por  $\Delta V$ , tem-se:

$$r_B = \frac{vS_z - vS_{z+\Delta z}}{\Delta z} \quad (3.13)$$

Pela definição de derivada, tem-se que:

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{vS_z - vS_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{dvS}{dz} \quad (3.14)$$

Substituindo a equação (3.14) na equação (3.13), e sabendo-se que  $v$  é constante ao longo de todo o

reator, tem-se:

$$r_s = v \frac{ds}{dt} \frac{dt}{dz} \quad (3.15)$$

mas,

$$\frac{dt}{dz} = \frac{1}{v} \quad (3.16)$$

Substituindo a equação (3.16) na equação (3.15) e isolando dt, tem-se:

$$dt = -\frac{ds}{r_s} \quad (3.17)$$

Portanto, o tempo de residência de um reator tubular é dado pela integral da equação (3.17), ou seja:

$$\tau = \int_{S_0}^S \frac{ds}{r_s} \quad (3.18)$$

A equação (3.18) fornece o tempo de residência necessário para que a concentração de substrato decaia de  $S_0$

para S, para um reator operando isotermicamente.

### III.6.1.2 - Mistura Perfeita

O esquema de um reator de mistura perfeita é mostrado na Figura 3.3.

Um balanço de massa em relação ao substrato em torno do reator no estado estacionário fornece a seguinte equação:

$$FS_0 - FS - r_s V = 0 \quad (3.19)$$

onde:

- F - vazão do fluido reagente,
- $S_0$  - concentração de substrato na alimentação,
- S - concentração de substrato na saída do reator,
- V - volume do reator e
- $r_s$  - velocidade de consumo de substrato.

Dividindo-se a equação (3.19) pelo volume do reator, tem-se:

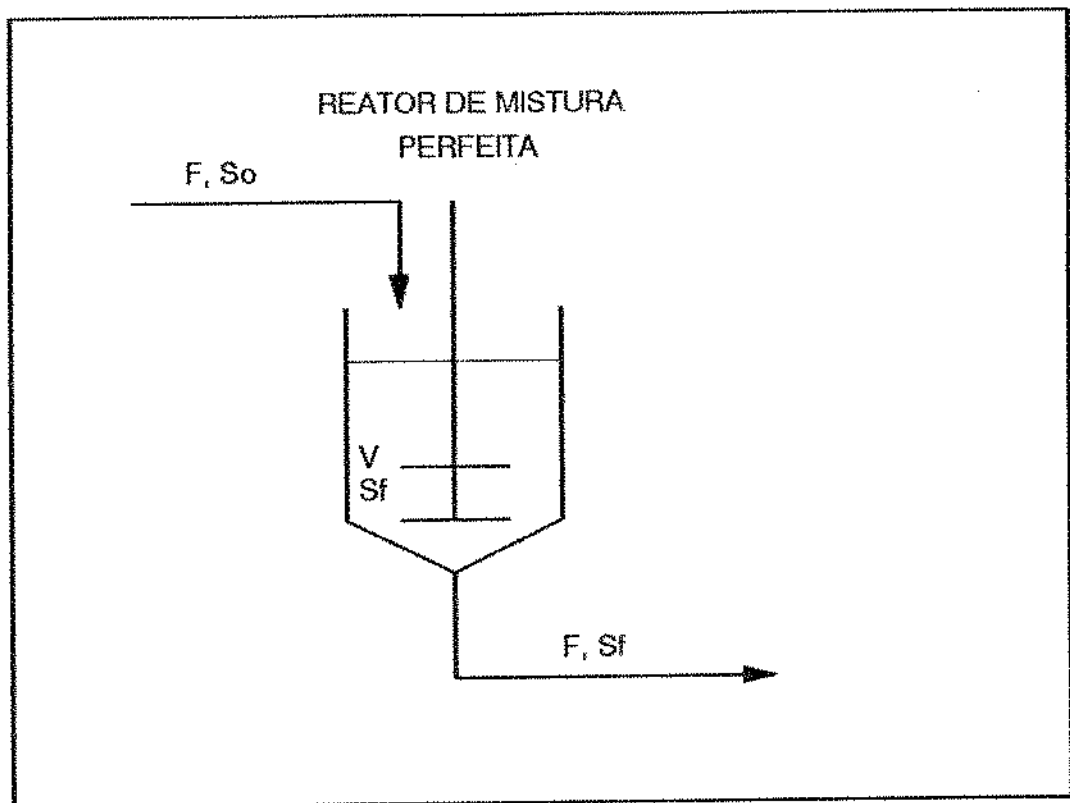


Figura 3.3 - Reator de mistura perfeita



$$\frac{F}{V}S_0 - \frac{F}{V}S - r_s = 0 \quad (3.20)$$

mas,

$$\frac{F}{V} = \frac{1}{t} \quad (3.21)$$

Substituindo a equação (3.21) na equação (3.20), tem-se:

$$\tau = \frac{(S_0 - S)}{r_s} \quad (3.22)$$

para uma dada temperatura de operação.

A equação (3.22) fornece o tempo de residência necessário para que a concentração de substrato decresça de  $S_0$  a  $S$  em um reator de mistura perfeita.

### III.6.2. Avaliação da produtividade dos reatores ideais em função da cinética do processo.

A partir do modelo cinético, conhecendo-se os valores de seus parâmetros, é possível determinar a

velocidade de consumo de substrato em varias concentrações deste.

A equação da velocidade de consumo de substrato para o processo de fermentação alcoólica pode ser obtida pela combinação da equação (3.2) com a definição de velocidade específica de crescimento ( $\mu$ ).

Sendo  $\mu$  definido como:

$$\mu = \frac{1}{X} \frac{dX}{dt} \quad (3.23)$$

pode-se dizer que:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (3.24)$$

Substituindo a equação (3.2) na equação (3.24), tem-se:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{MAX} X \left( \frac{S}{K_s + S} \right) \left( 1 - \frac{P}{P_{MAX}} \right)^n \left( 1 - \frac{X}{X_{MAX}} \right)^m \quad (3.25)$$

Sabendo-se que  $Y_{x/s}$  é definido como sendo:

$$Y_{x/s} = \frac{dx/dt}{ds/dt} \quad (3.26)$$

tem-se:

$$-\frac{ds}{dt} = \frac{\mu_{MAX} X}{Y_{x/s}} \left( \frac{S}{K_s + S} \right) \left( 1 - \frac{P}{P_{MAX}} \right)^n \left( 1 - \frac{X}{X_{MAX}} \right)^m \quad (3.27)$$

A relação da concentração de células com a de substrato é fornecida pela integração da equação (3.26) de  $X_0$  a  $X$  e de  $S_0$  a  $S$  e considerando  $Y_{x/s}$  constante, obtém-se o seguinte resultado:

$$X = Y_{x/s} (S_0 - S) + X_0 \quad (3.28)$$

Da mesma forma, sabendo-se que  $Y_{p/s}$  é definido como sendo:

$$Y_{p/s} = \frac{dP/dt}{ds/dt} \quad (3.29)$$

integrando esta equação de  $P_0$  a  $P$  e de  $S_0$  a  $S$  e considerando  $Y_{p/s}$  constante, tem-se:

$$P=Y_{P/S}(S_0-S)+P_0 \quad (3.30)$$

Utilizando-se a equação (3.27), os valores dos parâmetros contidos na Tabela 3.1 e as concentrações de etanol e leveduras obtidos pelas equações (3.28) e (3.30) para várias concentrações de substrato, construiu-se a curva do inverso da velocidade de consumo de substrato versus a concentração de substrato, para obtenção do tempo de residência do reator tubular e de mistura perfeita. Os valores de  $S_0$ ,  $X_0$  e  $P_0$  foram estimados, por cálculos preliminares, através de simulação utilizando condições industriais, como sendo 120, 30 e 10 g/l respectivamente, para que os resultados contidos na curva ficassem próximos dos encontrados na indústria.

Uma avaliação gráfica dos tempos de residência para cada tipo de reator ideal, utilizando a curva contida na Figura 3.4 entre as concentrações de 20 e 120 g/l de substrato, mostra que o reator tubular é o de maior produtividade, pois, precisa de um menor tempo de residência menor.

Esta avaliação é baseada nas equações (3.18) e (3.22) que fornecem o tempo de residência dos reatores ideais

do tipo tubular e de mistura perfeita respectivamente. As áreas correspondente ao tempo de residência de cada tipo de reator, definida por suas respectivas equações, estão mostrada na Figura 3.4. A área em forma de retângulo correspondente ao tempo de residência do reator de mistura perfeita, é nitidamente maior que a área contida abaixo da curva correspondente ao tempo de residência do reator tubular.

### III.6.3. Definição do tipo de arranjo dos reatores

A utilização de reatores tubulares na fermentação alcoólica não é indicada devido as características do processo. A grande quantidade de gas produzido durante a fermentação, não permite a formação de um fluxo do tipo pistonado no interior do reator, descaracterizando portanto, este como tubular.

As dificuldades práticas encontradas na utilização do reator tubular, deixa como alternativa a utilização de reatores de mistura perfeita em arranjos que possam elevar sua produtividade.

Segundo LEVENSPIEL (1974), o comportamento de

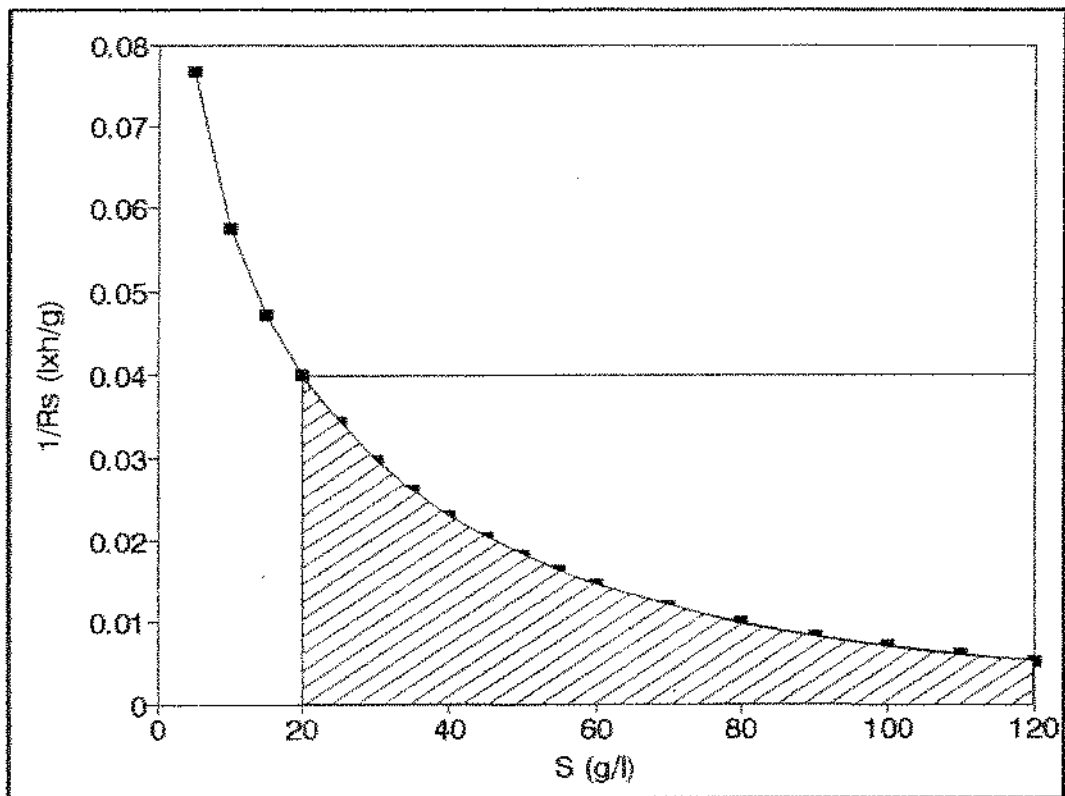


Figura 3.4 - Curva do inverso da velocidade de consumo de substrato em função da concentração de substrato para concentrações de  $S_0$ ,  $X_0$  e  $P_0$  igual a 120, 30 e 10 g/l respectivamente.

um reator tubular ideal pode ser alcançado por n reatores de mistura perfeita ligados em série.

Esta afirmação está ilustrada na Figura 3.5, onde utilizou-se como exemplo um sistema contendo 5 reatores de mistura perfeita ligados em série. Comparando-se as áreas correspondente ao tempo de residência do reator de mistura perfeita na Figura 3.4 à soma das 5 contidas na Figura 3.5, observa-se que o sistema com reatores ligados em série é de maior produtividade.

A análise gráfica leva a conclusão de que se o número de reatores de mistura perfeita ligados em série for grande o suficiente, este sistema terá o comportamento próximo ao de um reator tubular ideal.

A mesma conclusão pode ser alcançada matematicamente, já que o tempo de residência total de um sistema constituído de vários reatores de mistura perfeita ligados em série é dado por:

$$\tau = \sum_{i=1}^n \frac{(S_{i-1} - S_i)}{r_B} \quad (3.31)$$

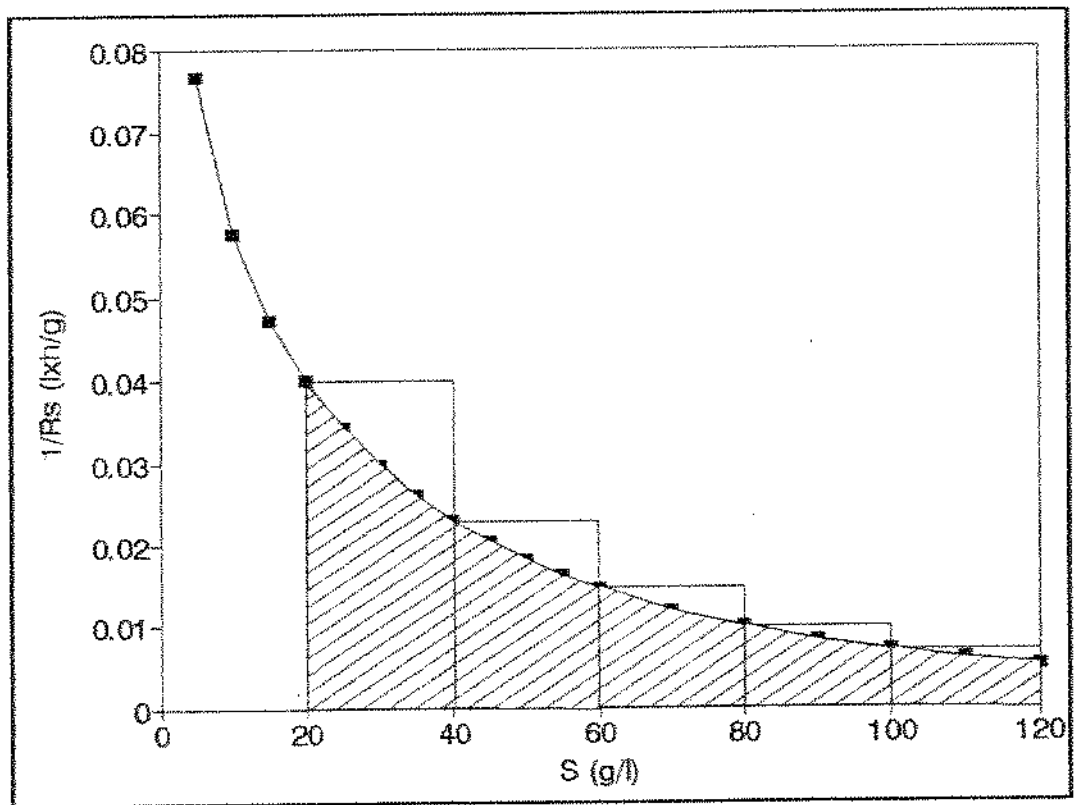


Figura 3.5 - Curva do inverso da velocidade de consumo de substrato em função da concentração de substrato para  $S_0$ ,  $X_0$  e  $P_0$  igual a 120, 30 e 10 g/l respectivamente. Exemplo para um sistema de 5 reatores ligados em série.



Quando o número de reatores ( $n$ ) for grande o suficiente para que a diferença entre a concentração de substrato inicial e final possa ser considerada infinitesimal, a somatória da equação (3.31) pode ser substituída pela integral e o termo  $(S_{i-1} - S_i)$  substituído por  $dS$ . Estas substituições transformam a equação (3.28) na equação (3.18) que fornece o tempo de residência do reator tubular ideal.

O número necessário de reatores para que se atinja o comportamento de um reator tubular é uma função do modelo cinético utilizado. Para modelos simples, tais como o de Monod, segundo ANDRIETTA (1991), este comportamento pode ser atingido com 2 reatores ligados em série. Para modelos mais complexos o número necessário de reatores aumenta drasticamente. Para avaliar o número necessário de reatores para o processo de fermentação alcoólica foi considerado 2 sistemas operando nas mesmas condições, variando somente o tipo de reator empregado. Um deles operando com reator tubular e outro com reatores de mistura perfeita. Calculou-se o volume do reator tubular necessário para uma conversão desejada e em seguida variou-se o número de reatores do outro sistema até que estes volumes se aproximassem.

### III.6.3.1. Modelagem do Reator Tubular -

#### Sistema 1

Um fluxograma esquemático do sistema equipado com reator do tipo tubular está mostrado na Figura 3.6.

Para a determinação das concentrações de entrada do reator, fez-se um balanço de massa global, no qual algumas suposições foram feitas. Pela Figura 3.6, observa-se que ao passar pela separadora centrífuga, as concentrações de substrato e etanol permaneceram constantes e iguais ao da saída do reator. Na realidade, estas concentrações, principalmente a de etanol, podem ser diferentes nas linhas de vinho de levedurado e de creme de levedura se as concentrações intracelulares destes forem diferentes ao do meio externo.

Fixou-se a concentração de células de levedura no reciclo em 90 g/l, variando-se a vazão de água de diluição ( $F_a$ ) de acordo com a concentração de células no creme de levedura. Manteve-se constante a massa de células de levedura em processo por meio de uma purga pela linha de sangria ( $F_s$ ). Esta purga também permite que se despreze o efeito de morte celular citada por DALE *et alii* (1990), pois, esta permite

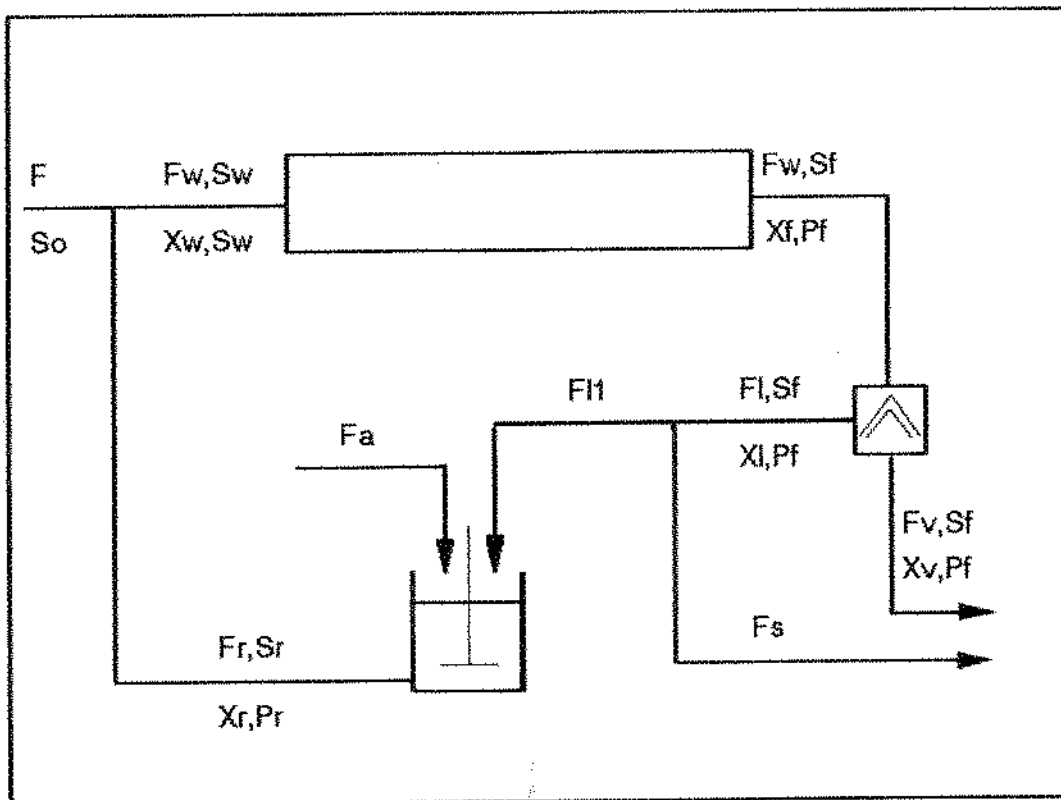


Figura 3.6 - Fluxograma esquemático do sistema equipado com reator do tipo tubular.

uma renovação constante das células em processo.

As equações de balanço são:

$$F_w = \frac{F}{(1-R)} \quad (3.32)$$

$$F_r = F_w - F \quad (3.33)$$

$$F_{11} = \frac{F_r X_r}{X_1} \quad (3.34)$$

$$F_s = F_r - F_{11} \quad (3.35)$$

$$F_v = F_w \frac{(X_1 - X_r)}{(X_1 - X_v)} \quad (3.36)$$

$$F_1 = F_w - F_v \quad (3.37)$$

$$F_s = F_1 - F_{11} \quad (3.38)$$

$$S_r = \frac{F_{11} S_f}{F_r} \quad (3.39)$$

$$S_w = \frac{F_r S_r + F S_o}{F_w} \quad (3.40)$$

$$P_r = \frac{F_{11} P_f}{F_r} \quad (3.41)$$

$$P_w = \frac{F_r P_r}{F_w} \quad (3.42)$$

Estas equações são validas tanto para o sistema de reator tubular (Figura 3.6) quanto para o sistema de reatores de mistura perfeita (Figura 3.7).

Em se tratando de um reator tubular ideal e isotérmico, este pode ser modelado através de um balanço mássico em um infinitézimo de volume de espessura  $\Delta z$ , como feito anteriormente no item III.6.1.1. Partindo-se da equação (3.15), e sabendo-se que a velocidade é dada pelo produto da vazão com a área de escoamento, tem-se:

$$\frac{dS}{dz} = \frac{r_s A_{tr}}{F_w} \quad (3.43)$$

onde  $A_{tr}$  é a área transversal do reator, que dividida pela vazão ( $F_w$ ), fornece o inverso da velocidade do fluido reagente no interior do reator ( $1/v$ ).

Sabendo-se que:

$$r_s = -\frac{dS}{dt} \quad (3.44)$$

substituindo a equação (3.27) na equação (3.43), tem-se:

$$\frac{dS}{dz} = -\frac{A_{tr} \mu_{MAX} X}{F_w Y_{x/s}} \frac{S}{K_S + S} \left(1 - \frac{P}{P_{MAX}}\right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{MAX}}\right)^m \quad (3.45)$$

Analogamente pode-se obter as equações de variação de concentração de células e etanol ao longo do reator, utilizando-se as definições de  $Y_{x/s}$  (3.28) e  $Y_{p/s}$  (3.30)

$$\frac{dX}{dz} = \frac{A\mu_{MAX}X}{F_w} \frac{S}{K_s+S} \left(1 - \frac{P}{P_{MAX}}\right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{MAX}}\right)^m \quad (3.46)$$

$$\frac{dP}{dz} = \frac{A\mu_{MAX}XY_{P/S}}{F_w Y_{X/S}} \frac{S}{K_s+S} \left(1 - \frac{P}{P_{MAX}}\right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{MAX}}\right)^m \quad (3.47)$$

Integrando estas 3 equações, obtém-se as concentrações de ART, levedura e etanol ao longo de todo o comprimento do reator.

### III.6.3.2. Modelagem do Reator de Mistura

#### Perfeita - Sistema 2

A Figura 3.7 mostra o fluxograma esquemático deste sistema.

As equações de balanço mássico utilizadas para se determinar as concentrações de entrada no primeiro reator são as mesmas desenvolvidas para o reator tubular (Sistema 1).

Considerando o reator isotérmico e de mistura ideal, este pode ser modelado a partir de um balanço de massa

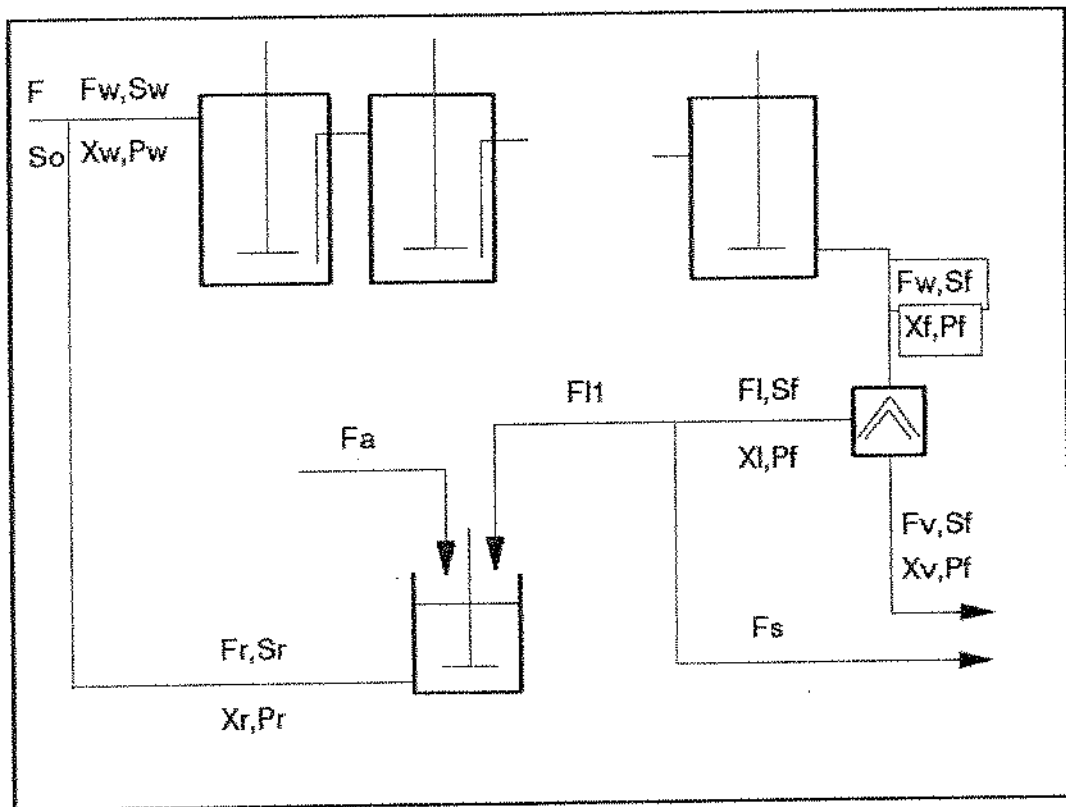


Figura 3.7 - Fluxograma esquemático do sistema equipado com reatores de mistura perfeita.



global.

- Balanço de massa em relação a células de levedura

$$V \frac{dx}{dt} = F_w X_w - F_w X_f + r_x V \quad (3.48)$$

Considerando que o reator esteja no estado estacionário e substituindo a equação (3.24) na equação (3.48), tem-se:

$$F_w (X_w - X_f) + \mu X_f V = 0 \quad (3.49)$$

Dividindo a equação (3.49) pelo volume do reator (V), tem-se:

$$\frac{F_w}{V} (X_w - X_f) + \mu X_f = 0 \quad (3.50)$$

ou,

$$\frac{F_w}{V} = \mu \frac{X_f}{(X_f - X_w)} \quad (3.51)$$

substituindo a equação (3.2) na equação (3.51), tem-se:

$$\frac{F_w}{V} = \mu_{MAX} \frac{S}{K_S + S} \left(1 - \frac{P}{P_{MAX}}\right)^n \left(1 - \frac{X}{X_{MAX}}\right)^m \left(\frac{X_f}{X_f - X_w}\right) \quad (3.52)$$

Com as equações (3.28), (3.30) e (3.52), conhecendo-se a conversão requerida e a vazão de alimentação (F), obtém-se o volume de reator necessário.

Em sistemas com mais de um reator, estas equações devem ser resolvidas para cada um deles e as concentrações da saída do anterior são as de entrada do posterior.

### III.6.3.3 – Número de Reatores Requerido

Utilizando os valores das variáveis de processo contidas na Tabela 3.4, a menos da temperatura de operação assumida como sendo 32°C, e uma vazão de alimentação de 100.000 l/h, o perfil de concentração em um reator tubular de área transversal igual a 7 metros (diâmetro = 3 m) é mostrado na Figura 3.8. Estas curvas foram obtidas a partir da integração numérica pelo método RUNGE-KUTTA de quarta ordem das equações (3.45), (3.46) e (3.47).

Considerando condições de operação industrial,

a quantidade de açúcares residuais na saída do reator, deve ser no máximo de 1 g/l, o que corresponde a uma conversão da ordem de 99,2%. Assim, a simulação para a determinação do volume de reator terminou quando este objetivo foi atingido.

O perfil de concentração de substrato contido na Figura 3.8, mostra que esta conversão é atingida 73 metros após o início do reator, de onde se tira que o volume do reator tubular é de 511 m<sup>3</sup>.

Utilizando as mesmas condições citadas para o reator tubular (Sistema 1), calculou-se os volumes necessários para atingir a conversão de 99,3% utilizando reatores de mistura perfeita ligados em série (Sistema 2).

Nos casos onde mais de um reator foi utilizado, o volume destes foram considerados iguais.

A Figura 3.9 mostra o volume total de reatores requerido para se atingir a conversão de 99,3% de cada sistema constituídos de diferentes números de reatores. Estes mesmos valores estão listados na tabela 3.5. Nota-se por esta figura que mesmo sistemas contendo 11 reatores em série requerem volumes bastante superiores a de um reator tubular.

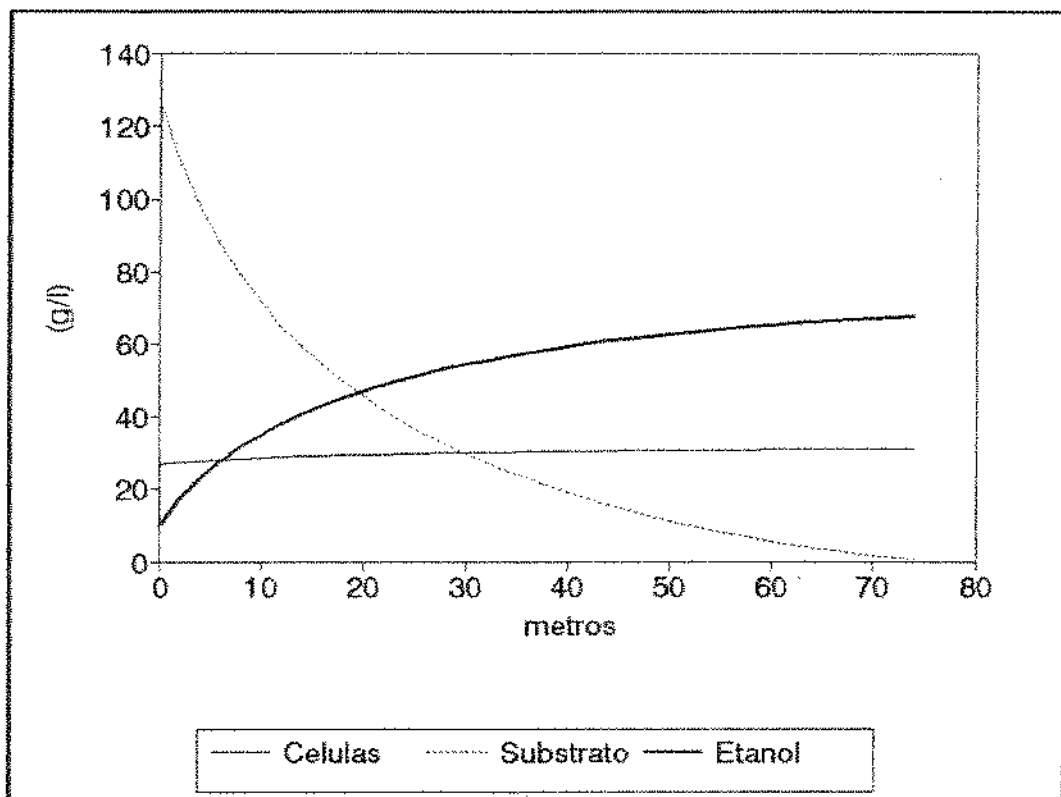


Figura 3.8 - Perfil de concentração de ART, etanol e células de levedura ao longo do reator tubular - Sistema 1.

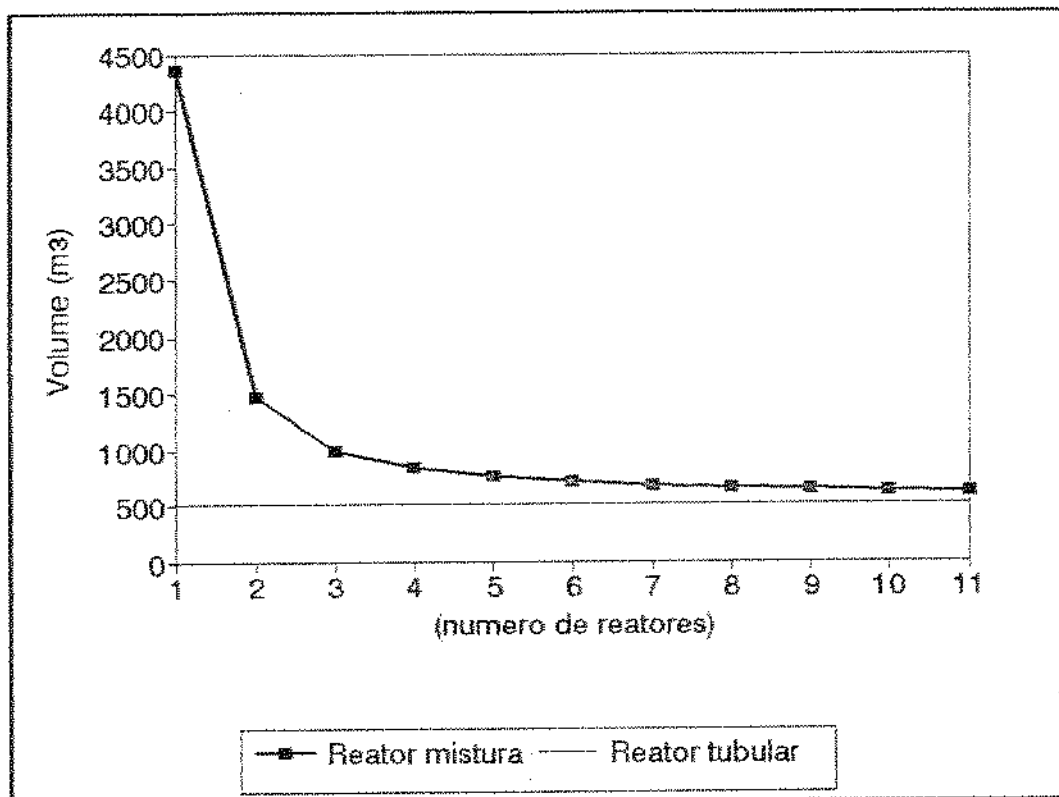


Figura 3.9 - Curva de volume total de reatores em função do número de reatores de mistura perfeita ligados em série.

Tabela 3.5 - Volume total de reator para sistemas contendo diferentes números de reatores de mistura perfeita ligados em série.

NÚMERO DE REATORES	VOLUME (m)
1	4359
2	1466
3	1002
4	847
5	758
6	709
7	679
8	658
9	643
10	628
11	613

Não se prosseguiu com as determinações até que o volume de um reator tubular fosse alcançado, pois, industrialmente sistemas com grande número de estágios não são considerados viáveis. Além da produtividade, o aspecto econômico e operacional devem ser levados em conta. Sistemas com grande número de reatores levam a problemas operacionais tais como:

- problemas de escoamento do fluido reagente, exigindo maiores desníveis entre o primeiro e último reator além de problemas de curto circuito, principalmente nos primeiros

reatores, devido a alta velocidade de produção de dióxido de carbono,

- maior produção de espuma nos primeiros reatores devido a maior velocidade de fermentação, exigindo maiores volume de expansão ou utilização de anti-espumante, e

- concentrações de etanol no primeiro reator abaixo de 40 g/l o que favorece o crescimento de populações de bactérias contaminantes proveniente do meio de alimentação.

Tendo em vista estes fatos, buscou-se nos valores da Tabela 3.5, um sistema que continha o menor número possível de reatores e que o sistema subsequente a este não apresentasse ganhos apreciáveis em produtividade (diminuição do volume total de reatores menor que 15%). Escolheu-se então o sistema constituído de 4 reatores de mistura perfeita ligados em série.

#### **III.6.4. Determinação da temperatura de operação**

Esta determinação foi realizada para sistemas de quatro reatores de volumes iguais, utilizando as equações do sistema 2, acrescidas de um balanço de energia. A Figura 3.10 mostra um esquema do sistema utilizado. As equações do balanço de energia para o estado estacionário são:

$$T_{ci} = T_r + \frac{\mu X V \Delta H}{\rho C_p F_{ci} Y_{x/s}} + \frac{F_w (T_a - T_r)}{F_{ci}} \quad (3.53)$$

$$T_{ji} = T_{je} + \frac{F_{ci} C_{p,i} (T_r - T_{ci})}{F_{ji} C_{p,j} \rho_j} \quad (3.54)$$

$$A_i = \frac{F_{ji} (T_r - T_{ci}) C_{p,i} V_j}{U V_j LMDT} \quad (3.55)$$

$$LMDT = \frac{(T_r - T_{ji}) - (T_{ci} - T_{je})}{\ln \frac{(T_r - T_{ji})}{(T_{ci} - T_{je})}} \quad (3.56)$$

Considerando as vazões de fluido reagente e de resfriamento no trocador iguais, e com valores de 900 m<sup>3</sup>/h, obteve-se o volume total de reatores e área de troca térmica para varias temperaturas de operação. Os valores das vazões de fluido reagente e de resfriamento foram obtidos por cálculos prévios, os quais indicaram esta como sendo a menor vazão para que o reator 1 pudesse operar a 30 °C.

Nota-se pelas curvas (Figura 3.11a) que o volume total de reator requerido diminui com o aumento da temperatura até se atingir 32 °C, aumentando entretanto, com



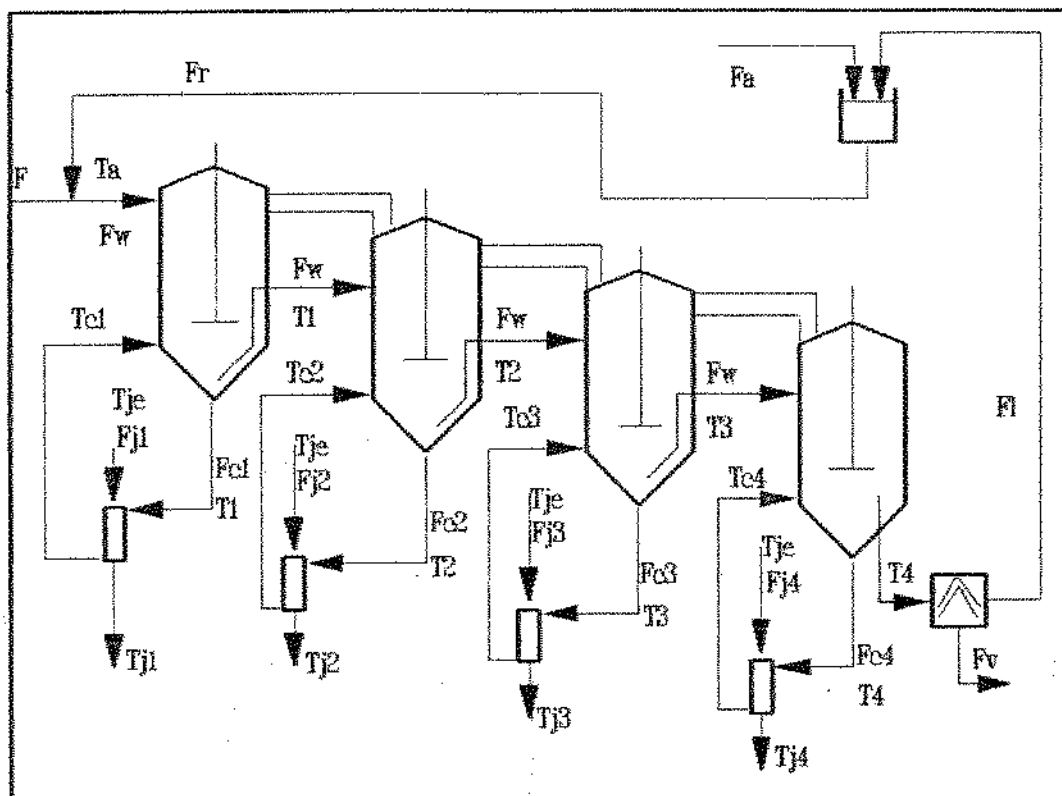


Figura 3.10 - Fluxograma esquemático do sistema de 4 reatores ligados em série com sistema de resfriamento.

com o aumento desta para valores maiores que 32 °C. Sendo o volume de reator requerido uma função da velocidade de fermentação, este fato pode ser explicado observando-se os modelos cinéticos utilizados. Os dois parâmetros cinéticos afetados diretamente pela temperatura são:  $P_{MAX}$  negativamente e  $\mu_{MAX}$  positivamente. Em temperaturas abaixo de 32 °C,  $P_{MAX}$  é constante, e o efeito do aumento da temperatura sobre o valor de  $\mu_{MAX}$  é positivo, levando a uma diminuição no volume total de reator necessário. Já acima deste valor de temperatura, o parâmetro  $P_{MAX}$  é o mais afetado, provocando um aumento no volume total de reator o que causa uma diminuição na produtividade. Quanto a área total de troca térmica, esta diminui com o aumento do valor da temperatura de operação, diminuição esta esperada, uma vez que as diferenças de temperatura entre os fluidos, reagente e de resfriamento, na entrada e saída dos trocadores aumentam com o aumento da temperatura de operação.

A temperatura de operação ótima para este sistema foi extraída da Figura 3.11b, onde se encontra a curva que relaciona o produto do volume de reator e área de troca térmica necessária com a temperatura de operação. O ponto mínimo desta curva, atingido a 33,5°C, representa o valor de temperatura onde se satisfaz o compromisso entre

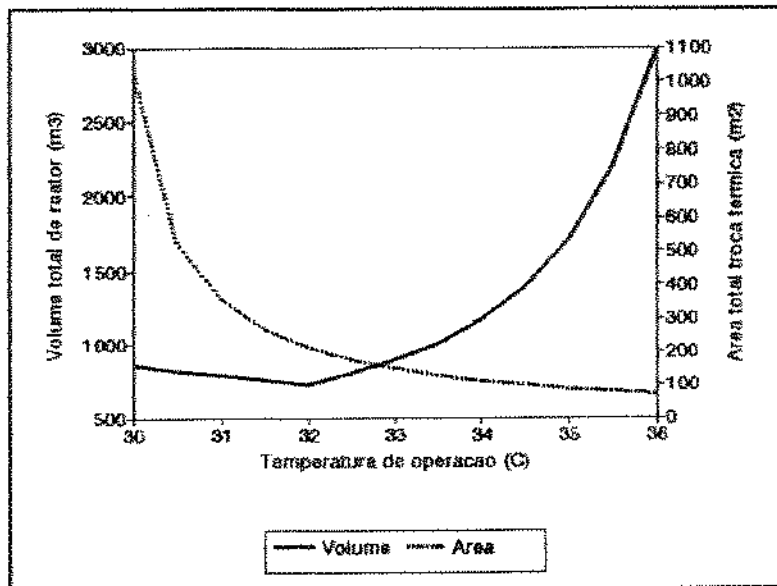


Figura 3.11a - Curva de volume total de reator e área de troca térmica em função da temperatura de operação.

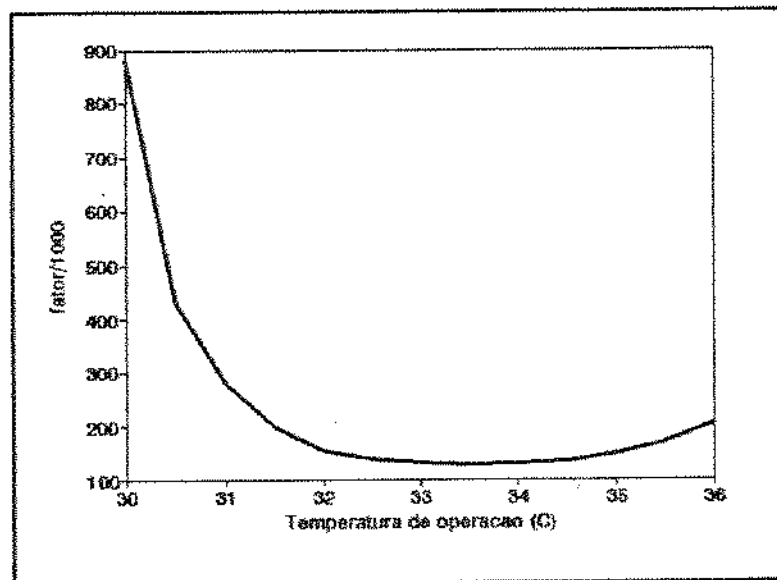


Figura 3.11b - Curva do produto entre volume total de reator e área total de troca térmica em função da temperatura de operação

a produtividade e o investimento inicial na aquisição dos trocadores de calor, os quais tem custo elevado.

### III.6.5. Perfil de volumes

Após a determinação do número de estágios, uma otimização na distribuição do volume total para cada estágio é aconselhável para que se possa atingir o máximo de produtividade da planta.

Nesta otimização, utilizou-se o método denominado SIMPLEX para duas variáveis (conversão do reator 2 e 3).

Este método consiste em se construir em um gráfico cujo os eixos são as variáveis estudadas (conversão do reator 2 versus conversão do reator 3) um triângulo de três lados iguais. Os três pontos que compõe os vértices do primeiro triângulo são escolhidos dentro da faixa em que se acredita estar o ponto ótimo. Determina-se então o valor da variável resposta utilizada na otimização (produtividade). Comparando-se os resultados encontrados e o vértice que possuir o menor valor da variável resposta deve ser projetado perpendicularmente ao lado oposto do triângulo, de tal forma

que se construa um novo triângulo simétrico ao anterior em relação ao lado oposto do vértice projetado, comum aos dois triângulo. Determina-se então o valor da variável resposta (produtividade) para esta nova condição e compara-se novamente os valores desta entre os vértices do novo triângulo, projetando-se o de menor valor e repete-se o procedimento. Este procedimento permite caminhar em direção ao ponto ótimo, executando o menor número possível de simulações.

Por se desejar otimizar 3 variáveis (conversões do reator 1, 2 e 3), utilizando o método SIMPLEX para duas variáveis, procedeu-se da seguinte forma:

- Fixou-se as conversões dos reatores 1 e 4.
- Estimou-se as conversões iniciais dos reatores 2 e 3.
- Calculou-se o volume total de reator necessário para cada condição. A produtividade é uma função do volume total de reator ( $V$ ), vazão de entrada do reator 1 ( $F_w$ ) e concentração de etanol no efluente do reator 4 ( $P_4$ ). Como as condições de operação foram sempre as mesmas (Tabela 3.4) e a vazão de alimentação constante, a concentração de etanol no efluente do reator 4 foi sempre a mesma, pois a conversão é fixa no reator 4, portanto a produtividade dependia somente do volume total de reator. Desta forma determinou-se a produtividade

utilizando-se a seguinte equação:

$$Prod_t = \frac{F_v}{V} P_4 \quad (3.57)$$

- Os resultados encontrados alimentavam o método de otimização que gerava as novas condições que deveriam ser testadas. Repetia-se o procedimento até a obtenção do ponto de máximo para este valor de conversão no reator 1.
- Quando o máximo era encontrado, alterava-se o valor de conversão do reator 1 e repetia-se novamente a otimização.
- Os máximos para cada conversão do reator 1 foram comparados e o de máxima produtividade foi escolhido.

O resultado desta otimização encontra-se na Tabela 3.6. A diferença nos valores de produtividade entre o perfil contido na segunda linha desta tabela e o da terceira linha está na quarta casa decimal. A escolha do perfil contido na terceira linha baseou-se não somente nesta diferença, mas também no fato deste arranjo levar a uma maior concentração de etanol no primeiro reator. O volume dos reatores 1, 2, 3 e 4 em relação ao volume total para estas conversões são respectivamente 21; 27; 31 e 21%, ou seja, o volume dos reatores cresce até o terceiro, e diminui para o

quarto.

A razão pela qual optou-se por utilizar o método SIMPLEX para duas variáveis, é a maior garantia de se atingir o ponto de máximo, pois, para três variáveis este método pode apresentar problemas de oscilação ao redor do ponto de máximo, e também por este apresentar uma maior facilidade de interpretação quando elaborado para avaliação de duas variáveis por formar figuras planas (triângulo).

Tabela 3.6 - Resultado da otimização. Conversões em cada reator que levam ao máximo de produtividade para vários valores de conversão no reator 1

Conversão reator 1	Conversão reator 2	Conversão reator 3	Conversão reator 4	Produti- vidade
55	83	96	99,3	7,932
56	83	96	99.3	7,936
57	83	96	99.3	7,936
58	84	96	99.3	7,935
59	84	96	99.3	7,930

### III.6.6. Definição das vazões de fluido reagente e de resfriamento nos trocadores de calor

Da mesma forma que o custo dos trocadores de calor aumenta com a área de troca térmica, as bombas de recirculação também têm seus custos, tanto operacional quanto de manutenção, aumentados em função do aumento da vazão. A determinação destas vazões deve levar em conta estes fatores.

Utilizando o sistema de quatro estágios com o perfil de volume determinado no item III.6.5 e a temperatura de operação definida no item III.6.4, obteve-se a área de troca térmica necessária para cada reator com diversas vazões de fluido reagente e de resfriamento, as quais foram consideradas iguais para cada trocador. As Figuras 3.12a, b, c e d mostram o comportamento da área de troca térmica requerida com as vazões de fluido reagente e de resfriamento para cada reator. Nota-se por estas figuras que o comportamento para todos os reatores são bastante similares, onde tem-se inicialmente uma queda acentuada da área de troca térmica com o aumento das vazões de fluido reagente e de resfriamento. Mas, a partir de um certo valor, o aumento destas vazões não possuem um grande efeito sobre a área do trocador, ou seja, para se obter uma pequena



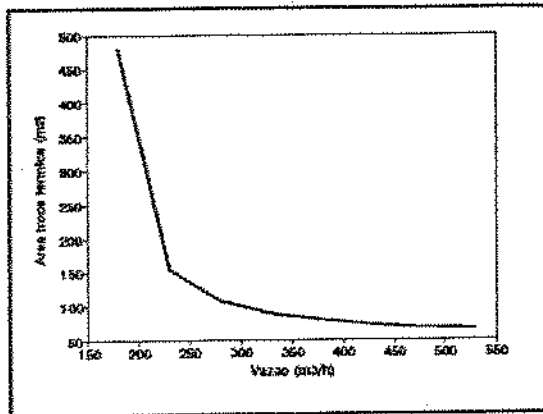


Figura 3.12a - Curva de área de troca térmica em função da vazão dos fluidos reagente e de resfriamento - reator 1

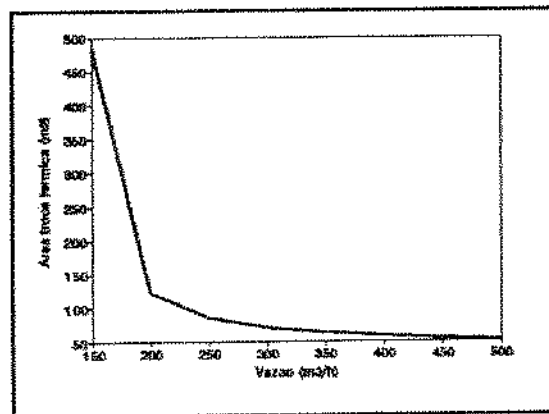


Figura 3.12b - Curva de área de troca térmica em função da vazão dos fluidos reagente e de resfriamento - reator 2

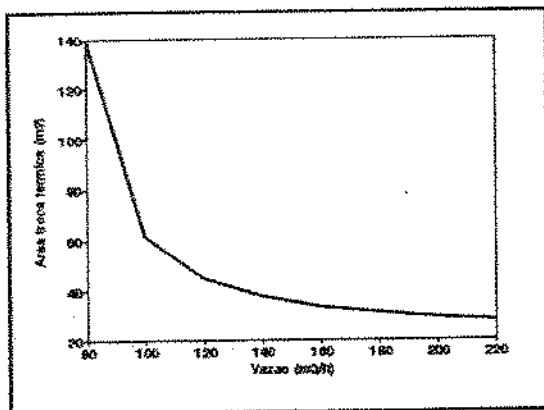


Figura 3.12c - Curva de área de troca térmica em função da vazão dos fluidos reagente e de resfriamento - reator 3

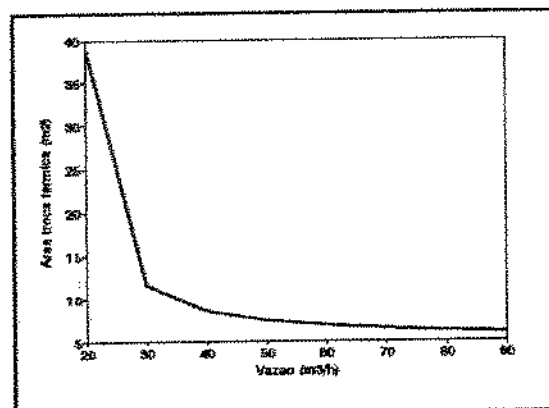


Figura 3.12d - Curva de área de troca térmica em função da vazão dos fluidos reagente e de resfriamento - reator 4

diminuição da área de troca térmica é necessário um grande acréscimo na vazão.

As vazões escolhidas para cada reator, foram aquelas cujo o aumento de seus valores não acarretaram uma diminuição significativa da áreas de troca térmica, baseando-se nas curvas contidas nas Figuras 3.13a, b, c e d.

A Tabela 3.7 mostra as vazões assumidas para cada reator.

Tabela 3.7 - Vazões de fluido reagente e de resfriamento para cada reator.

REATORES	REAGENTE	RESFRIAMENTO
1	400m <sup>3</sup> /h	400 m <sup>3</sup> /h
2	350 m <sup>3</sup> /h	350 m <sup>3</sup> /h
3	180 m <sup>3</sup> /h	180 m <sup>3</sup> /h
4	60 m <sup>3</sup> /h	60 m <sup>3</sup> /h

### III.7. Conclusão

Neste capítulo foi estudado o "design" ótimo de uma unidade industrial de produção de etanol. As variáveis de processo utilizadas neste estudo foram as médias dos valores geralmente encontrado nas unidades industriais.

Pelo modelo cinético adotado, o reator tubular é o de maior produtividade, mas quando se utiliza reatores de mistura perfeita ligados em série, a produtividade do sistema aproxima-se ao daquele que utiliza reator tubular. Demonstrou-se que um sistema contendo quatro reatores em série é o melhor arranjo por satisfazer as condições de não acarretar problemas de fluxo de material em processo e levar a bons resultados de produtividade.

O perfil de volume que leva a maior produtividade é aquele que permite conversões de 57, 83, 96, 99,3% nos reatores 1, 2, 3 e 4 respectivamente.

A temperatura de operação que permite o menor investimento inicial em volume de reatores e equipamentos de troca térmica é a de 33,5 °C. Relacionado a isto, ainda temos as vazões de fluido reagente e de resfriamento pelo trocador

de calor. Estas vazões foram escolhidas levando em conta os custos de investimento inicial e de operação da planta.

## IV. Estudo do estado estacionário

### IV.1. Introdução

O estudo do comportamento dos valores de rendimento e produtividade frente às variáveis de processo e parâmetros cinéticos é de grande importância para a otimização do processo e para a definição das faixas adequadas de operação do sistema.

É através deste estudo também, que se obtém o estado estacionário de referência, utilizado no estudo dinâmico do processo.

O objetivo deste capítulo é realizar uma análise paramétrica do processo, assim como uma análise de sensibilidade dos parâmetros.

### IV.2. Modelo para o estado estacionário

O sistema utilizado neste estudo segue o esquema mostrado na Figura 3.10.

No balanço de massa desprezou-se o gás "hold up" que por estimativas grosseiras em unidades industriais operando em regime batelada alimentada podem atingir no máximo 2% do volume útil do reator. Também foi desprezado na modelagem do reator, o volume de células, seguindo a recomendação de MONBOUQUETTE (1992), que afirma ser este efeito desprezível para reatores operando com um volume de células em torno de 10% (30 g/l massa seca). Desta forma as equações de balanço (3.32) a (3.42) utilizadas na determinação das concentrações de entrada no primeiro reator são válidas.

Sendo a resolução analítica do modelo para o estado estacionário impossível, utilizou-se o modelo dinâmico para determinar os novos valores da concentração de ART, etanol e células, e da temperatura do fluido reagente após as mudanças em cada variável.

A modelagem do sistema foi realizada através dos balanços de massa e energia, considerando os reatores de mistura perfeita, que segundo RODRIGUES *et alii* (1992) é uma boa aproximação para zonas de estagnação de até 10% do volume total do reator. Através de análises de alguns reatores industriais agitados os volumes de zonas de estagnação foram

considerados desprezíveis.

A resolução do sistema de equações diferenciais ordinárias obtidas na modelagem matemática, foi numérica utilizando o método de Runge-Kutta de quarta ordem.

#### IV.2.1. Balanço de massa global para o reator i

$$\frac{d(\rho_i V_i)}{dt} = F_{i-1} \rho_{i-1} - F_i \rho_i \quad (4.1)$$

Assumindo a densidade do líquido reagente constante para cada reator, temos:

$$\frac{dV_i}{dt} = \frac{F_{i-1} \rho_{i-1} - F_i}{\rho_i} \quad (4.2)$$

#### IV.2.2. Balanço de substrato para o reator i

Para o sistema em regime transiente, temos:

$$\frac{d(VS)}{dt} = F_{i-1}S_{i-1} - F_i S_i + r_s V \quad (4.3)$$

Substituindo a equação (3.27) na equação (4.3), temos:

$$\frac{d(V_i S_i)}{dt} = F_{i-1} S_{i-1} - F_i S_i - \frac{V_i X_i}{Y_{x/s}} \mu_i \quad (4.4)$$

onde  $\mu_i$  é definido pela equação (3.2)

#### IV.2.3. Balanço de etanol para o reator i

Da mesma forma que para o item IV.2.1, tem-se:

$$\frac{d(V_i P_i)}{dt} = F_{i-1} P_{i-1} - F_i P_i + r_p V_i \quad (4.5)$$

Pela equação (3.29), tem-se que:

$$\frac{dP}{dt} = Y_{P/S} \frac{dS}{dt} \quad (4.6)$$



Substituindo a equação (3.27) na equação (4.6) e posteriormente na equação (4.5), tem-se:

$$\frac{d(V_i P_i)}{dt} = F_{i-1} P_{i-1} - F_i P_i + V_i X_i \left( \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} \right) \mu_i \quad (4.7)$$

#### IV.2.4. Balanço de células para o reator i

$$\frac{d(V_i X_i)}{dt} = F_{i-1} X_{i-1} - F_i X_i + r_x V_i \quad (4.8)$$

Substituindo a equação (3.25) na equação (4.8), tem-se:

$$\frac{d(V_i X_i)}{dt} = F_{i-1} X_{i-1} - F_i X_i + V_i X_i \mu_i \quad (4.9)$$

#### IV.2.5. Balanço de energia para o fluido reagente no reator i

Seguindo o esquema da Figura 3.10, tem-se:

$$\frac{\rho C_p d(V_i T_i)}{dt} = F_{i-1} T_{i-1} \rho C_p - F_i T_i \rho C_p + \rho C_p F C_i (T C_i - T_i) + V_i \Delta H r_s \quad (4.10)$$

Reordenando a equação (4.10), tem-se:

$$\frac{d(V_i T_i)}{dt} = F_{i-1} T_{i-1} - F_i T_i + F C_i (T C_i - T_i) + \frac{V_i \Delta H X_i}{\rho C_p Y_{X/S}} \mu_i \quad (4.11)$$

#### IV.2.6. Balanço de energia para o fluido reagente no trocador de calor i

Para o trocador de calor tem-se:

$$\frac{\rho C_p d(V C_i T C_i)}{dt} = \rho C_p F C_i (T_i - T C_i) - U A_i L M D T \quad (4.12)$$

Considerando  $V C_i$  constante tem-se:

$$\frac{d(T C_i)}{dt} = \left( \frac{F C_i}{V C_i} \right) (T_i - T C_i) - \left( \frac{U A_i}{V C_i \rho C_p} \right) L M D T \quad (4.13)$$

#### IV.2.7. Balanço de energia para o fluido de resfriamento no trocador de calor i

$$\frac{\rho_j C_{pj} d(Vj_i Tj_i)}{dt} = \rho_j C_{pj} Fj (Tj_e - Tj_i) + UA_i LMDT \quad (4.14)$$

Considerando  $Vj_i$  constante tem-se:

$$\frac{d(Tj_i)}{dt} = \left(\frac{Fj_i}{Vj_i}\right) (Tj_e - Tj_i) + \frac{UA_i}{Vj_i \rho_j C_{pj}} LMDT \quad (4.15)$$

As equações (4.2), (4.4), (4.7), (4.9), (4.11), (4.13) e (4.15) são as equações do modelo dinâmico do sistema. Os valores iniciais para integração pelo método de Runge-Kutta de quarta ordem estão apresentados nas Tabelas 3.1, 3.2, 3.3 e 3.4 e o passo de integração usado nas simulações foi de 0,001 hora.

#### IV.3. Análise paramétrica

Os valores dos parâmetros e das variáveis de

processo utilizados para esta análise são aqueles citados nas Tabelas 3.1, 3.2, 3.3 e 3.4.

As simulações foram realizadas a partir do estado estacionário padrão cujos valores estão listados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Estado estacionário de referência

REAT.	S	P	X	V	Tc	Tj	AT
1	54,23	41,83	29,37	210,4	31,21	30,18	76,36
2	21,44	56,42	30,45	268,0	31,28	30,11	63,24
3	5,04	63,72	30,99	316,7	31,34	30,05	31,06
4	0,88	65,57	31,13	208,2	31,86	29,56	6,87

Com estímulos tipo degrau de 10 e 20% acima e abaixo dos valores de referência das variáveis estudadas, obteve-se os valores de rendimento e produtividade nos novos estados estacionários, assim como as concentrações finais de ART para cada perturbação.

As variáveis estudadas foram:

- vazão de alimentação;
- taxa de reciclo;
- concentração de ART no meio de alimentação;

- temperatura do meio de alimentação;
- temperatura da água de resfriamento;
- concentração de células no creme de levedura; e
- volumes dos reatores 1, 2, 3 e 4.

A equação que fornece os valores de rendimento é:

$$Rend = \frac{F_v P_4}{F S_0} \frac{100}{0,511} \quad (4.16)$$

Esta equação baseia-se na quantidade de etanol produzido ( $F_v P_4$ ) e na quantidade de açúcar que entrou no processo ( $F S_0$ ). O fator 0,511 contido na equação, vem da estequiometria da fermentação alcoólica considerando que somente etanol e gás carbônico são produzidos.

Os valores de produtividade é dado pela equação (3.57).

A Figura 4.1, mostra o efeito da vazão de alimentação sobre o rendimento e a produtividade do processo. Nota-se por esta figura que enquanto a produtividade sobe

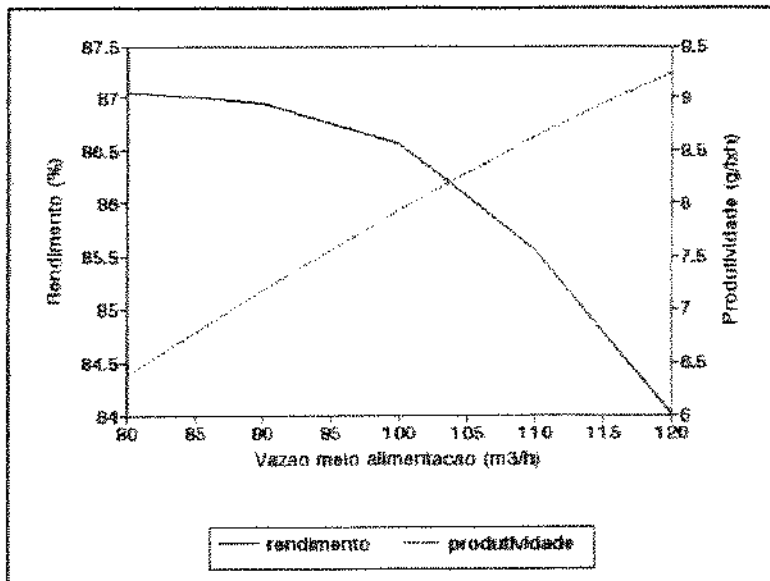


Figura 4.1 - Efeito da vazão de meio de alimentação sobre o rendimento e a produtividade do processo

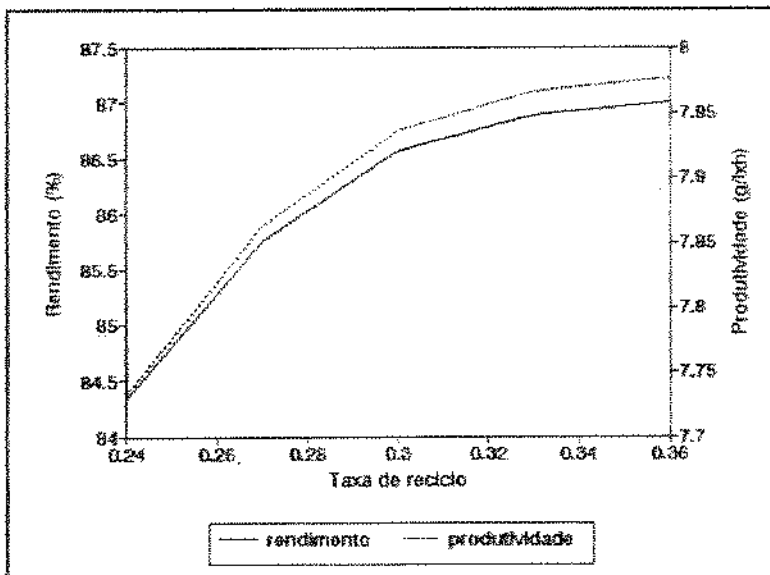


Figura 4.2 - Efeito da taxa de reciclo sobre o rendimento e a produtividade do processo

quase linearmente com o aumento da vazão, o rendimento mostra uma queda mais acentuada para vazões acima de 100 m<sup>3</sup>/h. Com a taxa de reciclo, isto não acontece, como mostra a Figura 4.2. Para este caso, tanto o rendimento como a produtividade crescem com o aumento da taxa de reciclo. Este fato pode ser explicado da seguinte forma: quando a taxa de reciclo é aumentada, segundo sua definição, a vazão de meio de alimentação diminui em relação a vazão de reciclo, que por consequência diminui a concentração de ART na linha que alimenta o primeiro reator, provocando uma diminuição da concentração de etanol final. A queda na concentração de etanol, apesar de afetar negativamente a produtividade pela equação (3.57), porém seu efeito favorável na cinética da fermentação é maior, elevando assim a produtividade e rendimento. Outro fator que auxilia a produtividade é o fato de que quanto maior a taxa de reciclo maior a quantidade de células nos reatores. As desvantagens de se trabalhar com grandes taxas de reciclo são:

- com a diminuição da concentração de etanol no vinho delevaturado, perde-se capacidade de produção nos aparelhos de destilação;
- sendo a fermentação alcoólica um sistema aberto, no sentido microbiológico, a diminuição da concentração de etanol no primeiro reator, torna o processo mais suscetível a ação de

microrganismos contaminantes; e

- altas concentrações de células nos reatores causam problemas operacionais (principalmente hidráulicos) além de exigirem maior número de separadoras centrífugas e unidades de tratamento de grande volumes. O consumo de insumos tal como o ácido sulfúrico se elevam, onerando o custo de produção.

Observa-se também pela Figura 4.2, que os valores de rendimento e produtividade tem sua velocidade de acréscimos diminuída para valores de taxa de reciclo acima de 0,3.

A concentração de ART no meio de alimentação possui relação direta com a concentração de etanol final e conseqüentemente sobre a produtividade do processo. Na Figura 4.3, observa-se que para valores desta variável menor que 180 g/l, o rendimento se mantém praticamente estável com produtividade crescente. Mas, acima deste valor nota-se uma acentuada queda nos valores de rendimento e uma estabilização na produtividade.

A Figura 4.4 mostra o efeito da temperatura de alimentação do reator 1 sobre os valores de rendimento e



produtividade. Nota-se por esta figura que quanto menor for esta temperatura melhor para o processo. Contudo, é muito difícil em plantas industriais obter valores desta variável abaixo de 28°C devido as características dos materiais que compõe esta mistura (fermento tratado, caldo tratado e resfriado, melação e água), os quais geralmente possuem temperaturas abaixo da ambiente.

Outra variável de grande influência na produtividade e rendimento do processo é a temperatura da água de resfriamento. Como se observa na Figura 4.5, para temperaturas acima de 28°C os valores de rendimento e produtividade possuem um decréscimo acentuado em seus valores. Isto é devido à grande influência da temperatura sobre o processo e a pequena diferença entre as temperaturas do fluido reagente e o de resfriamento. Qualquer variação na temperatura do fluido de resfriamento provoca um grande alteração na temperatura do reator causando, conseqüentemente, variações no valor da produtividade. Esta é outra variável sobre a qual não se tem controle sendo sua variação, na maioria das unidades industriais, efeito das condições climáticas, já que esta é captada diretamente de represas abastecidas diretamente por rios.

Na Figura 4.6, observa-se um acréscimo nos valores de rendimento e produtividade quando do aumento da concentração de células de levedura no creme. Este acréscimo da produtividade é devido à adição de maiores volumes de água durante o tratamento, já que a concentração de células no reciclo é fixada em 90 g/l. A adição de maior volume de água no tratamento, diminui a concentração de etanol no fermento tratado, favorecendo a cinética da fermentação. Quanto maior for a concentração de células no creme, maior a produtividade e rendimento. Todavia, os valores desta variável são limitados pela capacidade operacional das máquinas centrífugas. Além do limite devido as propriedades físicas do creme de levedura, que quando muito concentrado tem seu escoamento no interior da máquina comprometido, levando a perdas de células pelo vinho delevedurado, ainda temos o problema de produtividade da máquina. Por não escoarem bem no interior da máquina, cremes muito concentrados diminuem a capacidade nominal destas.

Nas Figuras 4.7, 4.8, 4.9 e 4.10, encontram-se respectivamente o efeito das variações de volumes dos reatores 1, 2, 3 e 4 sobre o rendimento e produtividade do processo. O comportamento é bastante parecido para os 4 reatores, sendo que o efeito diminui do primeiro para

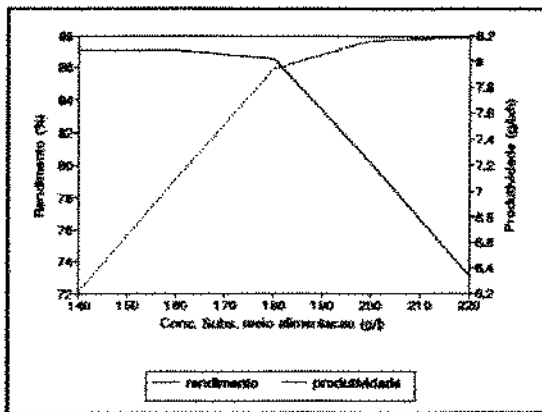


Figura 4.3 - Efeito da concentração de ART no meio de alimentação sobre o rendimento e a produtividade do processo

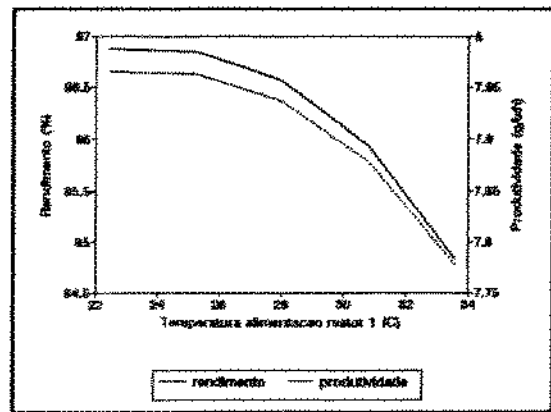


Figura 4.4 - Efeito da temperatura de alimentação do reator 1 sobre o rendimento e a produtividade do processo

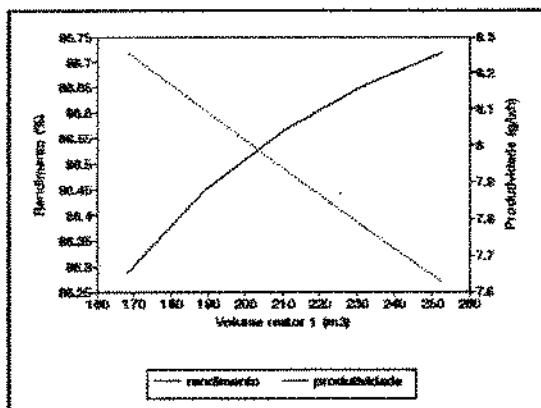


Figura 4.5 - Efeito da temperatura de entrada do fluido de resfriamento sobre o rendimento e a produtividade do processo

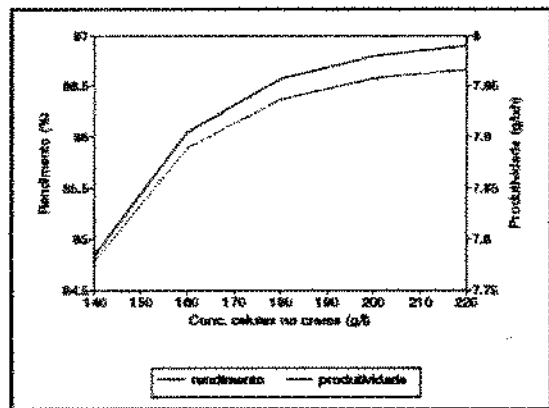


Figura 4.6 - Efeito da concentração de células no creme de levedura sobre o rendimento e a produtividade do processo

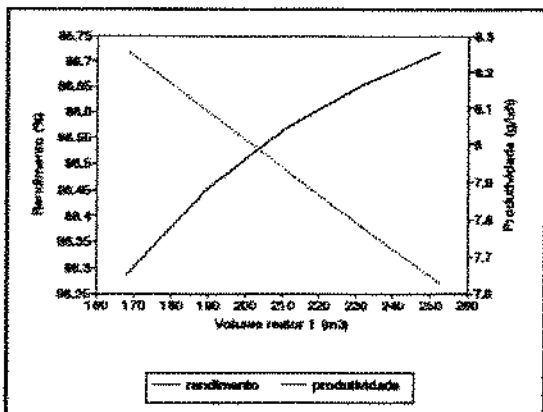


Figura 4.7 - Efeito do volume do reator 1 sobre o rendimento e a produtividade do processo

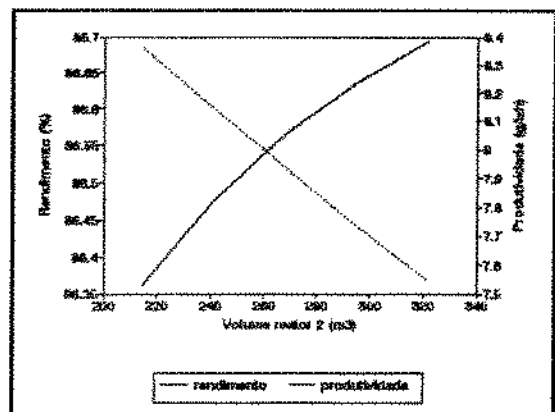


Figura 4.8 - Efeito do volume do reator 2 sobre o rendimento e a produtividade do processo

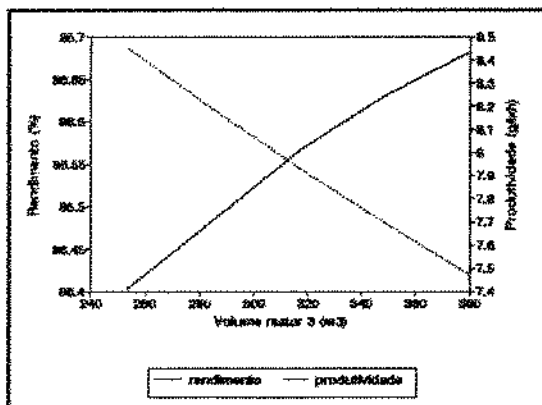


Figura 4.9 - Efeito do volume do reator 3 sobre o rendimento e a produtividade do processo

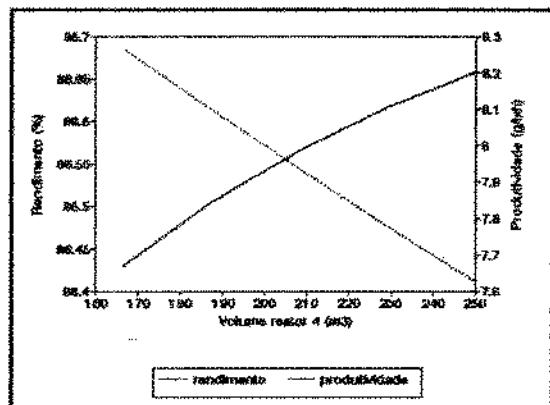


Figura 4.10 - Efeito do volume do reator 4 sobre o rendimento e a produtividade do processo

quarto reator.

#### IV.4. Análise de sensibilidade dos parâmetros

Para se avaliar a influência de cada variável de processo sobre os parâmetros de saída, definiu-se como fator de sensibilidade a seguinte expressão:

$$FSEN = \frac{100 \left( \frac{VVS - VVSR}{VVSR} \right)}{100 \left( \frac{VVEA(10\%acima) - VVER}{VVER} \right)} \quad (4.17)$$

onde:

FSEN - fator de sensibilidade

VVS - valor da variável de saída obtido;

VVSR - valor da variável de saída de referência;

VVEA - valor da variável de entrada alterada em 10%; e

VVER - valor da variável de entrada de referência;

Para esta análise considerou-se como variável de saída as concentrações de ART, etanol células, temperatura do quarto reator, rendimento e produtividade.

A Tabela 4.2 mostra os resultados desta análise. Nesta tabela, observa-se que todas as variáveis de saída são bastante sensíveis à variação da temperatura de entrada do fluido de resfriamento ( $T_{je}$ ). Isto ocorre por duas razões: (a) a cinética do processo é bastante sensível à variação da temperatura de operação e (b) como a diferença entre a temperatura do fluido de resfriamento e do fluido reagente é muito pequena ( $28^{\circ}\text{C}$  e  $33,5^{\circ}\text{C}$  respectivamente), qualquer variação na temperatura de entrada da água de resfriamento causa uma grande variação na temperatura de operação.

A variável mais sensível à perturbações das variáveis de entrada é a concentração de ART no efluente do quarto reator ( $S_4$ ). Este se mostrou mais sensível a temperatura de entrada do fluido de resfriamento ( $T_{je}$ ), concentração de ART no meio de alimentação ( $S_0$ ), vazão de alimentação ( $F$ ) e temperatura de alimentação do reator 1 ( $T_3$ ), em ordem decrescente.

Tomando como exemplo o efeito de  $S_0$  sobre as variáveis de saída, tem-se que para cada 1% de acréscimo em  $S_0$  obtém-se uma variação positiva de 120,79% em  $S_4$ , 0,28% em  $P_4$ , 0,04% em  $X_4$ , 0,14% em  $T_4$  e 0,29% na produtividade. Esta mesma variação provoca uma queda de 0,7% no valor de

rendimento.

Tabela 4.2 - Valores do fator de sensibilidade das variáveis de processo sobre as variáveis de saída

SAIDA ENTRADA	$S_i$	$P_i$	$X_i$	$T_i$	REND	PRODT
F	19,48	-0,12	-0,02	0,18	-0,12	0,87
R	-6,36	-0,22	0,82	-0,07	0,04	0,04
Tje	523,77	-3,14	-0,42	2,61	-3,14	-3,14
$S_n$	120,79	0,28	0,04	0,14	-0,74	0,29
X1	-4,09	-0,13	0,00	-0,04	0,03	0,03
Ta	12,24	-0,07	-0,01	0,16	-0,07	-0,07
V1	-1,66	0,01	0,00	-0,03	0,01	-0,20
V2	-1,36	0,01	0,00	-0,02	0,01	-0,25
V3	-1,27	0,01	0,00	0,00	0,01	-0,30
V4	-0,96	0,01	0,00	0,00	0,01	-0,20

Todas as variáveis de saída mostraram-se pouco sensíveis a alterações nos volumes dos reatores.

De uma maneira geral, com exceção da temperatura de entrada do fluido de resfriamento, as outras variáveis testadas, não mostraram ter grande influência sobre o rendimento e a produtividade.

## IV.5. Conclusão

Neste capítulo foi possível determinar a influência das variáveis de processo sobre os valores de rendimento e produtividade, assim como, a sensibilidade de alguns parâmetros operacionais frente a variações destas variáveis.

Determinou-se, pelo estudo do estado estacionário, que o rendimento e a produtividade possuem comportamentos antagônicos para as variáveis: vazão de meio de alimentação ( $F$ ), concentração de ART no meio de alimentação ( $S_0$ ) e para os volumes dos reatores 1, 2, 3 e 4 ( $V_1$ ,  $V_2$ ,  $V_3$  e  $V_4$ ). Mas, para as variáveis: taxa de reciclo ( $R$ ), temperatura de alimentação do reator 1 ( $T_a$ ), temperatura de entrada do fluido de resfriamento ( $T_{je}$ ) e concentração de células no creme de levedura ( $X_1$ ), o rendimento e a produtividade têm comportamentos de mesma tendência, ou seja, ambos são afetados da mesma forma pela variação destas variáveis.

O rendimento e a produtividade se mostraram muito sensíveis à variação no valor da temperatura de entrada



do fluido de resfriamento ( $T_{je}$ ).

A variável de saída que é mais afetada frente a perturbações nas variáveis de entrada é a concentração de ART no efluente do quarto reator ( $S_4$ ).

Todas as variáveis de saída mostraram-se pouco sensíveis para variações no volume dos reatores 1, 2, 3 e 4.

## V. Estudo do comportamento dinâmico

### V.1. Introdução

A manutenção do estado estacionário em processos contínuos de fermentação, é o que determina, não somente a qualidade do produto enviado para a unidade de separação e purificação, como também o desempenho do próprio processo fermentativo. Para que este estado possa ser mantido é importante conhecer o comportamento do sistema frente a perturbações nas variáveis de processo. Além de fornecer estas informações, o estudo dinâmico do processo auxilia na escolha da variável manipulável mais conveniente para o controle do processo.

Como pode ser observado no capítulo anterior, as variáveis de processo, que quando perturbadas podem tirar o processo do estado estacionário são: temperatura de entrada do fluido de resfriamento ( $T_{j_e}$ ), temperatura de alimentação do reator 1 ( $T_2$ ), concentração de células no creme de levedura ( $X_1$ ) e a concentração de ART no meio de alimentação. As passíveis de manipulação são as: vazão de meio de alimentação ( $F$ ), volume dos reatores 1, 2, 3 e 4 ( $V_1$ ,  $V_2$ ,  $V_3$  e  $V_4$ ) e a taxa

de reciclo.

O objetivo deste capítulo é, portanto, obter informações sobre o comportamento dinâmico do sistema frente a perturbações nas variáveis de processo e escolher a variável manipulável mais adequada para o seu controle.

## V.2. Adequação do modelo não estruturado para o estudo dinâmico do processo

O modelo para descrever o comportamento dinâmico do processo é constituído pelas equações (4.2), (4.4), (4.7), (4.9), (4.11), (4.13) e (4.15), que foram deduzidas no capítulo 4. Este modelo, como citado anteriormente é do tipo não estruturado e portanto não indicado para descrever o comportamento dinâmico do processo segundo DUNN & MOR (1981), devido a "lag-fase" resultante de uma mudança no meio. Todavia, segundo O'NEIL & LYBERATOS (1990), uma função de atraso para a velocidade de crescimento específica do microrganismo pode adequar este modelo para o estudo dinâmico. Seguindo a recomendação deste autor, introduziu-se no programa uma equação de atraso linear para a velocidade específica, baseada na variação da concentração de ART em cada reator, a cada passo de integração ( $10^{-3}$  horas).

Escolheu-se esta variável, por ser ela a mais sensível a perturbações em qualquer variável de entrada. A equação é expressa por:

$$\mu_c = \mu \left( \frac{S_{anterior}}{S_{atual}} \right) \quad (5.1)$$

Esta equação tem por objetivo considerar o tempo que o microrganismo leva para se adaptar as novas condições do meio, ou seja, acredita-se que quando as condições do meio se alteram bruscamente, a resposta do microrganismo a estas não é imediata. Entretanto, simulações realizadas utilizando os modelos com e sem a correção, não mostraram diferenças significativas para o processo em estudo. Avaliando as concentrações de ART em cada reator para os dois casos observou-se diferenças absolutas nos valores da ordem de  $10^{-3}$  (g/l) para as perturbações de todas as variáveis estudadas. Mas, mesmo não encontrando diferenças significativas, a correção do modelo foi mantida, pois, esta pode ser uma ferramenta importante para ajustes posteriores do modelo.

### V.3. Escolha da variável manipulada.

As variáveis de processo possíveis de serem tomadas como manipuláveis são: vazão de meio de alimentação, taxa de reciclo e volume dos reatores. Para estas variáveis foram realizadas simulações com perturbação degrau de 10% acima do valor de referência e determinado o valor da constante de tempo ( $T_p$ ) para cada uma delas considerando como variável controlada a concentração de ART no efluente do quarto reator. A variação do volume foi realizada de tal forma que o volume de cada reator fosse aumentado em 10% ao mesmo tempo. Adotou-se este tipo de variação com base nos dados da análise de sensibilidade que mostrou pequena influência nas variáveis de saída quando os volumes de cada reator individualmente eram perturbados. Esta pequena influência exigiria grandes volumes de um único reator para a correção do valor da variável de saída. Entretanto, quando o volume dos quatro reatores variar, a alteração do volume será distribuída e relativamente pequena para cada um deles.

A constante de tempo de um processo pode ser definida segundo STEPHANOPOULOS (1984) como o tempo necessário para que o processo se ajuste às perturbações nos

valores de entrada. Os valores da constante de tempo para cada variável foram calculados da forma recomendada por este autor, que sugere sua determinação quando a variável de saída atingir 63,3% do valor do novo estado estacionário.

A Tabela 5.1 mostra os valores das constantes de tempo de cada variável, obtidos pela Figura 5.1a. O adimensional utilizado na construção desta figura foi calculado da seguinte forma:

$$\text{Adimensional} = \frac{(ART)_{t} - (ART)_{f}}{(ART)_{t=0} - (ART)_{f}} \quad (5.2)$$

Observa-se pela Figura 5.1a, que a curva correspondente ao volume total de reator caía rapidamente atingindo o novo estado estacionário em um pouco mais de dez horas. O mesmo efeito é observado para a vazão de alimentação, mas um pouco mais lento que o volume total de reator. Para a taxa de reciclo, nota-se uma resposta inversa em seu comportamento o que aumenta bastante o valor da constante de tempo.

O valor da constante de tempo obtido para o

volume total de reator é o menor entre as variáveis testadas, como mostra a Tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Valores da constante de tempo ( $T_p$ ) adotando como variável de saída a concentração de ART no efluente do quarto reator

VARIÁVEL	CONSTANTE DE TEMPO
Vazão meio de alimentação	4,75 horas
Taxa de reciclo	8,00 horas
Volume total de reatores	2,50 horas

Além disto, outra vantagem desta variável é que sua manipulação não afeta nenhum outro setor da industria. O que não é verdade quando se manipula a vazão de meio de alimentação, pois, uma diminuição no valor desta variável causaria problemas no setor de moagem e tratamento de caldo. Todavia, este problema pode ser evitado aumentando-se o volume pulmão do setor de tratamento de caldo.

Para facilitar a elaboração da estratégia de controle, assunto do próximo capítulo, determinou-se ainda os valores da constante de tempo em relação à concentração de ART no efluente do quarto reator, para perturbações de 10% acima do valor de referência no volume de cada reator

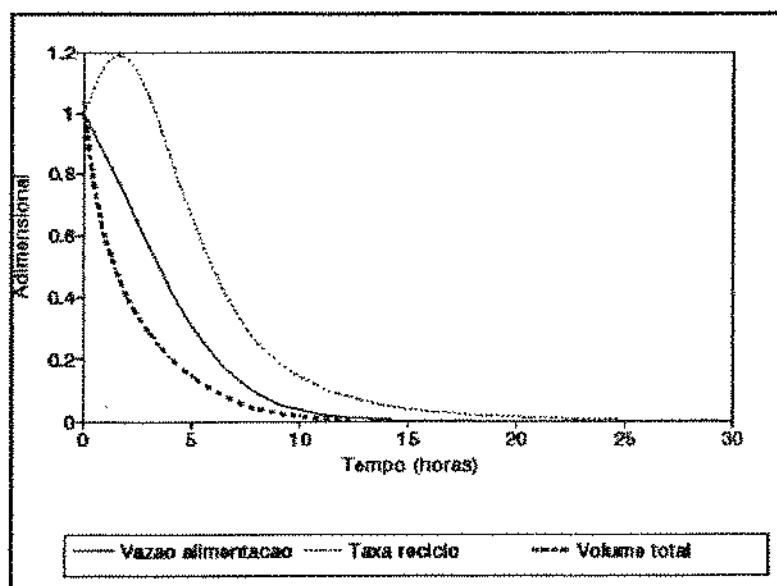


Figura 5.1a - Adimensional em função do tempo para perturbações de +10% em F, R e  $V_T$

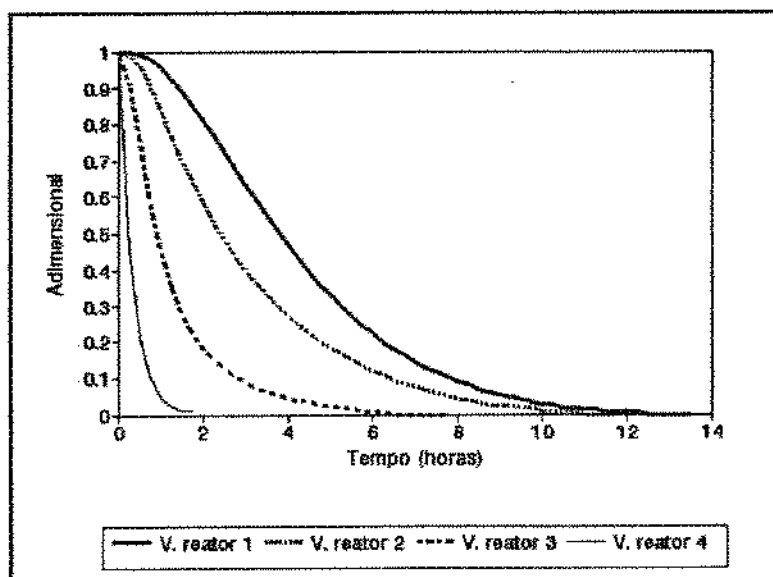


Figura 5.1b - Adimensional em função do tempo para perturbações de +10% no volume de cada reator separadamente.



individualmente, utilizando as curvas da Figura 5.1b. Por esta figura observa-se que a velocidade de resposta do sistema diminui no sentido do quarto para o primeiro reator. O tempo para que o sistema atinja um novo estado estacionário para perturbações no volume do quarto reator é menor que duas horas.

Tabela 5.2 - Valores das constantes de tempo para variações de 10% acima do valor de referência do volume de cada reator separadamente.

VARIÁVEL	CONSTANTE DE TEMPO
Volume reator 1	5,00 horas
Volume reator 2	3,50 horas
Volume reator 3	1,25 horas
Volume reator 4	0,25 horas

Pelos valores contido na Tabela 5.2, observa-se que perturbações nos volumes dos reatores 1 e 2 isoladamente levam a valores de constante de tempo maiores que as obtidas quando de perturbações no volume total. Esta tabela mostra ainda que os valores das constantes de tempo são decrescentes no sentido das perturbações realizadas no volume do reator 1 ao 4.

Para obtenção de maiores informações sobre o comportamento dinâmico do processo quando, perturbações de 10% acima e abaixo do valor de referência do volume total de reatores são realizadas, as Figuras 5.2a a 5.5d trazem o perfil de concentração de ART, etanol, células e temperatura de operação para cada reator.

Observa-se nestas figuras, que para perturbações acima e abaixo do valor de referência, para uma mesma variável, obtém-se perfis qualitativamente iguais, somente invertidos, como se fosse uma imagem refletida em um espelho. Este fenômeno ocorre para os perfis de todas as variáveis.

O comportamento das concentrações de ART, etanol e células para todos os reatores, frente as perturbações nos volumes de reatores, apresentou resposta típica de um sistema de primeira ordem, no entanto o comportamento do perfil de temperatura é tipicamente não linear, apresentando uma resposta inversa. Este efeito está bem caracterizado nas Figuras 5.5a, b, c e d. Quando isto ocorre, o controle do processo se torna mais difícil, exigindo um pouco mais de cuidado na elaboração da estratégia.

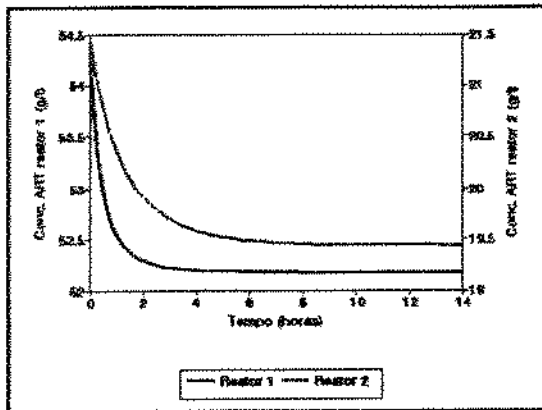


Figura 5.2a - Perfil de conc. de ART no reator 1 e 2 para perturbação de +10% no volume total de reator

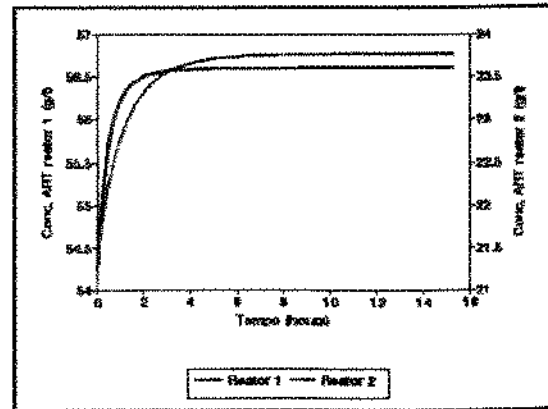


Figura 5.2b - Perfil de conc. de ART no reator 1 e 2 para perturbação de -10% no volume total de reator

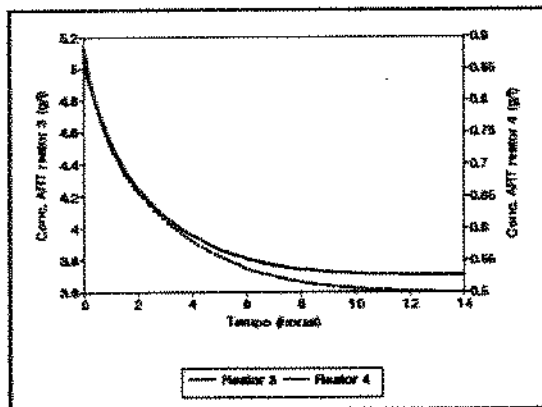


Figura 5.2c - Perfil de conc. de ART no reator 3 e 4 para perturbação de +10% no volume total de reator

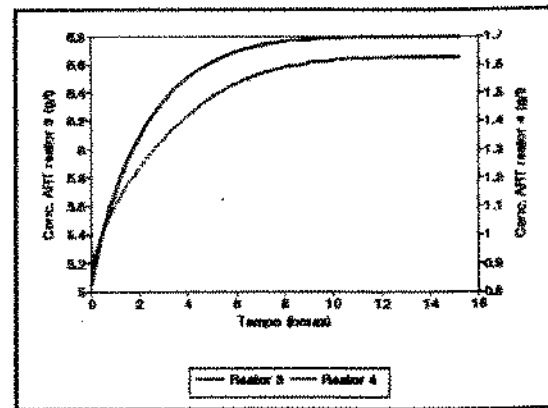


Figura 5.2d - Perfil de conc. de ART no reator 3 e 4 para perturbação de -10% no volume total de reator

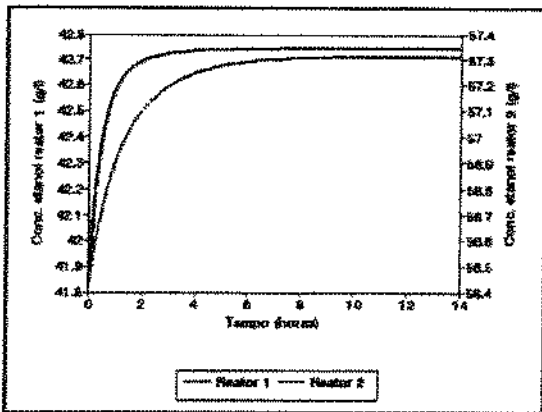


Figura 5.3a - Perfil de conc. de etanol no reator 1 e 2 para perturbação de +10% no volume total de reator

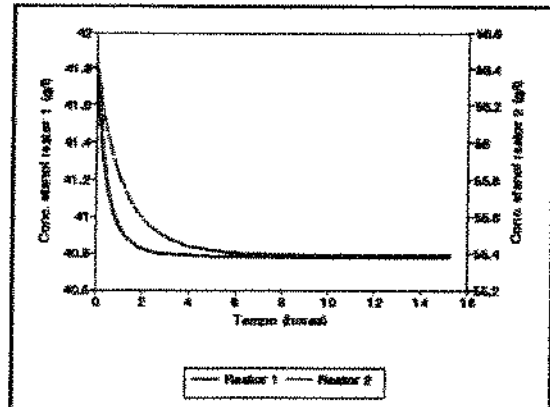


Figura 5.3b - Perfil de conc. de etanol no reator 1 e 2 para perturbação de -10% no volume total de reator

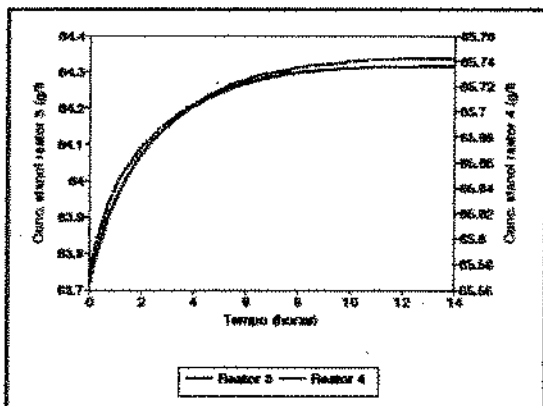


Figura 5.3c - Perfil de conc. de etanol no reator 3 e 4 para perturbação de +10% no volume total de reator

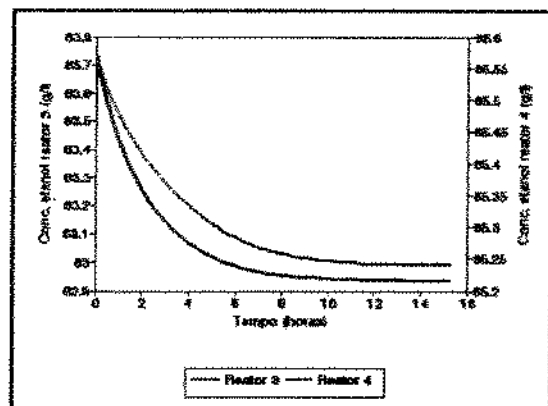


Figura 5.3d - Perfil de conc. de etanol no reator 3 e 4 para perturbação de -10% no volume total de reator

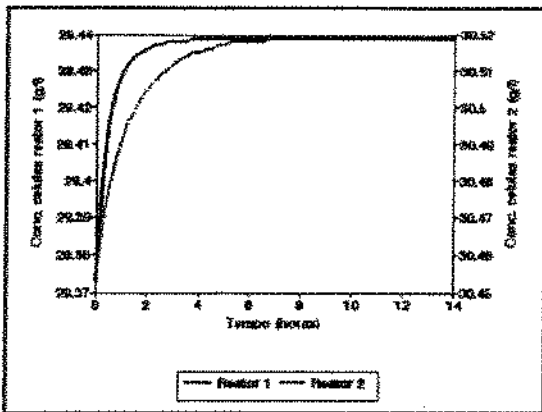


Figura 5.4a - Perfil de conc. de célula no reator 1 e 2 para perturbação de +10% no volume total de reator

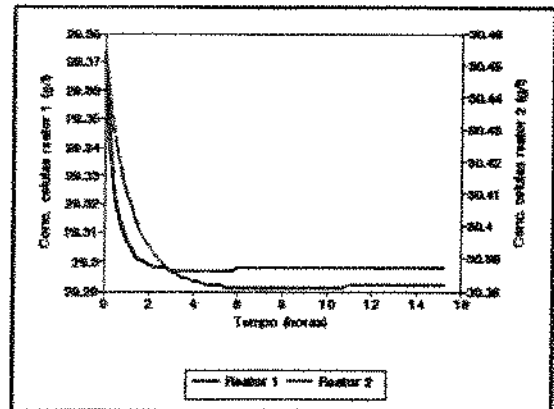


Figura 5.4b - Perfil de conc. de célula no reator 1 e 2 para perturbação de -10% no volume total de reator

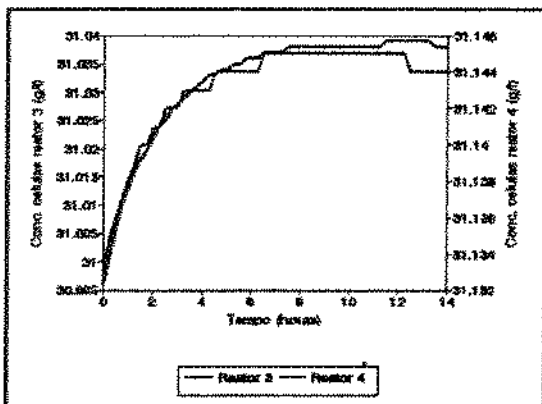


Figura 5.4c - Perfil de conc. de célula no reator 3 e 4 para perturbação de +10% no volume total de reator

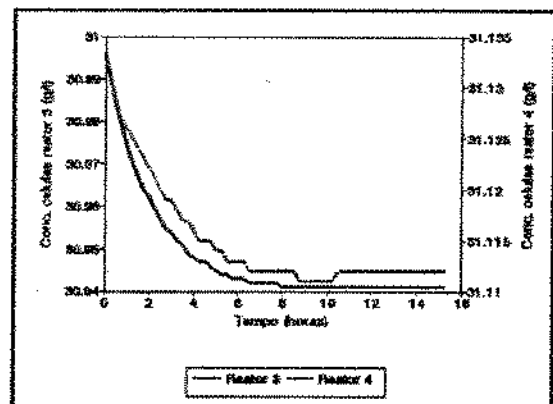


Figura 5.4d - Perfil de conc. de célula no reator 3 e 4 para perturbação de -10% no volume total de reator

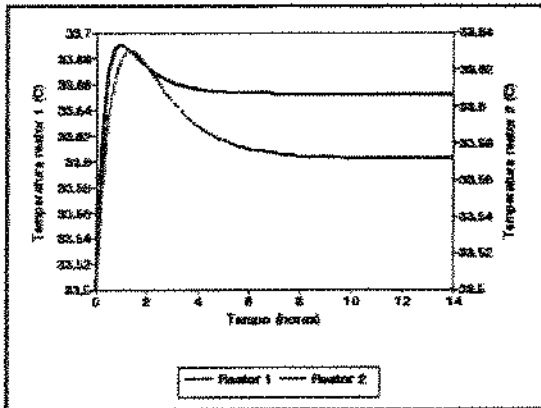


Figura 5.5a - Perfil de temperatura no reator 1 e 2 para perturbação de +10% no volume total de reator

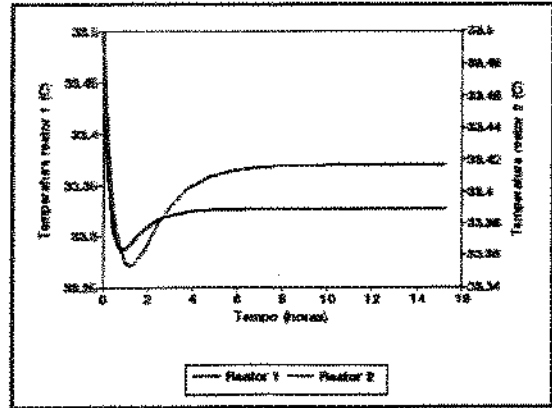


Figura 5.5b - Perfil de temperatura no reator 1 e 2 para perturbação de -10% no volume total de reator

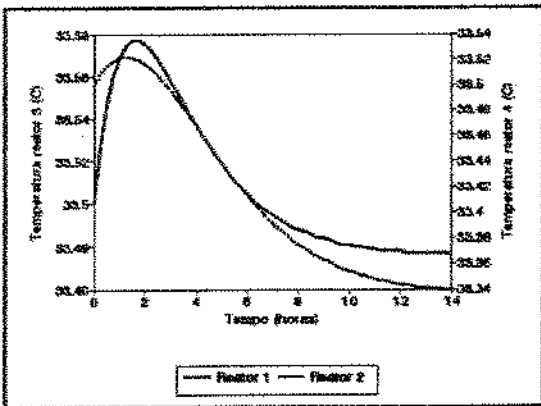


Figura 5.5c - Perfil de temperatura no reator 3 e 4 para perturbação de +10% no volume total de reator

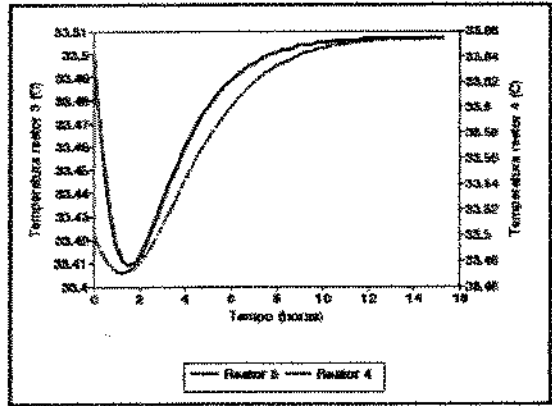


Figura 5.5d - Perfil de temperatura no reator 3 e 4 para perturbação de -10% no volume total de reator

Observa-se também por estas figuras, que as variações ocorridas na concentração de células e de temperatura são da ordem de 0,07 e 0,2 respectivamente, praticamente impossível de se determinar na prática.

#### V.4. Conclusão

Neste capítulo foi possível comparar o desempenho do modelo corrigido pela função de atraso linear, aplicada à velocidade específica de crescimento com o modelo não corrigido. Para o sistema estudado, nenhuma diferença significativa entre os resultados gerados pelos dois modelos foi observada.

Das variáveis passíveis de manipulação, a que obteve o menor valor para a constante de tempo foi o volume total de reator, seguida pela vazão de alimentação.

Para perturbações no volume total de reatores, acima e abaixo do valor de referência, obteve-se perfis sem anormalidade (primeira ordem) para as concentrações de ART, etanol e células para todos os reatores. Já a temperatura, apresentou resposta inversa nos perfis de todos os reatores.

O efeito das perturbações são mais acentuados no reator 1, diminuindo de intensidade na direção do reator 4.



## VI. Estrutura e projeto do sistema de controle

### VI.1. Introdução

Nos últimos anos, com a crescente preocupação com a qualidade e custo de produção, as indústrias de processos vêm se modernizando e buscando formas de se tornarem mais eficientes. Os sistemas de automação e controle, são ferramentas que vem contribuindo muito para que estas indústrias atinjam seus objetivos.

A utilização do controle de processo é necessária para:

- Suprimir influências de perturbações externas ao processo;
- Assegurar sua estabilidade; e
- Otimizar seu desempenho.

Os sistemas de controle, de uma forma geral, podem ser divididos em:

a) Clássico ou convencional - que englobam os controladores:

- Derivativo (D);
- Integral (I);

- Proporcional (P);
- Proporcional Derivativo (PD);
- Proporcional Integral (PI); e
- Proporcional Integral Derivativo (PID).

b) Avançado - onde tem-se:

- Adaptativo; e
- Preditivos.

O controle clássico é, ainda hoje, bastante utilizados em unidades industriais, principalmente por serem pouco complexos e de baixo custo. O controle avançado, entretanto, vem ganhando muita atenção nos últimos anos. A vantagem deste tipo de controle, é que ele é capaz de "aprender" com o processo, podendo alterar os parâmetros de controle sem a necessidade de intervenção do operador.

Para as unidades industriais brasileiras de produção de etanol, o controle clássico é o mais adequado pelo nível da situação tecnológica que estas se encontram atualmente. Portanto, o objetivo deste capítulo é elaborar uma estratégia de controle viável de ser aplicada neste tipo indústria.

## VI.2. Descrição do sistema de controle

O sistema de controle é contituido de duas malhas tipo SISO ("Single input - Single output"). Uma visa manter constante a temperatura dos reatores, manipulando a vazão de água de resfriamento. Esta malha é importante, pois, pelos resultados obtidos no estado estacionário, a cinética de fermentação possui forte dependência da temperatura.

A segunda malha tem como objetivo manter constante a concentração de ART no efluente do quarto reator. Economicamente, esta malha é de grande importância, pois, interfere diretamente no rendimento do processo. Entre as variáveis passíveis à manipulação, a mais indicada para esta malha, verificada no estudo dinâmico do processo, seria a alteração dos volumes dos reatores. Mas, a utilização desta variável como variável manipulada provoca sérios problemas operacionais. Para se alterar os volumes dos reatores, como se observa na Figura 3.10, a vazão do efluente do quarto reator e a vazão de alimentação do primeiro reator devem ser diferentes para que haja acúmulo de material no sistema. Sendo esta última constituída pela soma das vazões de meio de alimentação ( $F$ ) e de reciclo ( $F_r$ ) e sendo a vazão de reciclo

( $F_r$ ) dependente da vazão de creme de levedura ( $F_l$ ) que, por sua vez, é afetada pela alteração da vazão de efluente do quarto reator, passa-se a existir um desequilíbrio entre a vazão de reciclo necessária e a disponível. Desta forma torna-se impossível manter o processo operando nas condições previamente determinadas.

Devido a estas limitações operacionais, optou-se por utilizar a vazão de meio de alimentação como variável manipulada para esta malha.

Quanto à estratégia de controle a ser utilizada, uma análise preliminar do comportamento dos perfis de temperatura em cada reator e da concentração de ART no efluente do quarto reator frente a perturbações de 10% acima e abaixo do valor de referência para o volume total de reatores, Figuras 5.2 a 5.5, nos fornece as seguintes informações: (a) A presença de resposta inversa no perfil de temperatura, principalmente no primeiro e segundo reator, indica que para a malha de temperatura uma estratégia não convencional tipo "FEEDFORWARD" pode levar a resultados mais satisfatórios que uma estratégia "FEEDBACK"; (b) O perfil de concentração de ART, por sua vez, segue um padrão mais usual, indicando que a utilização de uma estratégia de controle

"FEEDBACK" pode fornecer resultados satisfatórios.

Todavia, o alto custo e a necessidade de mão de obra especializada para a implantação da estratégia de controle não convencional, não favorece no momento, sua utilização nesta indústria. A estratégia "FEEDBACK", no entanto, já é bem conhecida e de ampla aceitação, o que facilita em muito sua implantação. Desta forma, optou-se pela utilização da estratégia "FEEDBACK" para as duas malhas.

### **VI.3. Ajuste das constantes dos controladores**

#### **VI.3.1. Malha de controle da temperatura**

Cada reator possui uma malha de controle independente. A atuação do controlador se dá sobre uma válvula modulante localizada na tubulação de água de resfriamento e em outra localizada na tubulação que conduz o fluido reagente aos trocadores. A intenção desta dupla atuação é manter as vazões de fluido reagente e de resfriamento no trocador de calor iguais, visando maximizar a eficiência deste.

Uma restrição de projeto limitou o valor máximo destas vazões como sendo o dobro das de referência (Tabela 3.7), ou seja, 800, 700, 360, e 120 m<sup>3</sup>/h para os reatores 1, 2, 3 e 4 respectivamente. Esta limitação se deve ao fato de que industrialmente não se pode trabalhar com equipamentos superdimensionados devido aos altos custos tanto de aquisição como de operação e manutenção.

Para a determinação das constantes de cada malha utilizou-se o método de ZIEGLER & NICHOLS (1942). Este método, segundo PALM III (1986), tem sido usado com sucesso para vários processos industriais por mais de 40 anos. O método consiste em se determinar a constante crítica ( $K_{cr}$ ) e o período crítico ( $P_{cr}$ ) utilizando um controlador proporcional e perturbações na variável a ser controlada. Os valores da constante do controlador devem ser alterados até se atingir o limite de estabilidade do sistema, ou seja, uma curva resposta oscilatória. Nesta, determina-se o valor de período crítico ( $P_{cr}$ ) definido como sendo o tempo decorrido para que um ciclo da curva se repita.

Com os valores de  $K_{cr}$  e  $P_{cr}$  conhecidos, pode-se obter os valores dos parâmetros  $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_D$  através das relações contidas na Tabela 6.1

Tabela 6.1 - Relações para a determinação das constantes do controlador

LEI DE CONTROLE	CONSTANTES		
	$K_c$	$\tau_I$	$\tau_D$
Proporcional	$0,50 K_{cr}$	-	-
PI	$0,45 K_{cr}$	$0,83 P_{cr}$	-
PID	$0,60 K_{cr}$	$0,50 P_{cr}$	$0,125 P_{cr}$

Fez-se várias simulações para cada reator, com diferentes valores para a constante do controlador proporcional e perturbações de 1% acima do valor de referência para a temperatura de operação. As figuras 6.1a, b, c e d mostram as curvas respostas obtidas para os reatores 1, 2, 3 e 4 respectivamente. Nota-se por estas figuras que não foi possível obter o valor de  $K_{cr}$ , pois, para todos os valores da constante do controlador testados não obteve-se a resposta oscilatória. Não foi possível utilizar valores maiores que os testados, pois, estes levam a valores de vazão de água de resfriamento inconsistentes (negativos).

O fato de não se obter uma curva resposta oscilatória indica que a inércia do sistema é grande o que afere ao mesmo uma grande estabilidade.

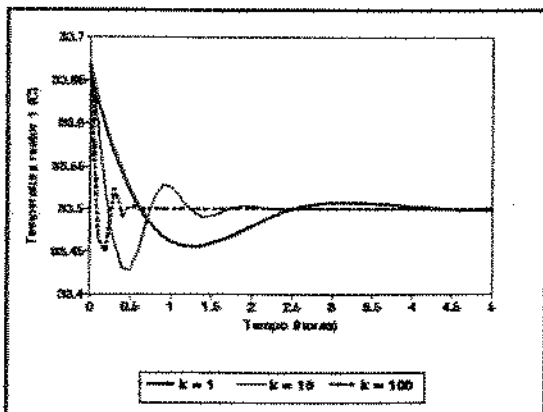


Figura 6.1a - Determinação do valor de  $K_{cr}$  para a malha de temperatura - Reator 1

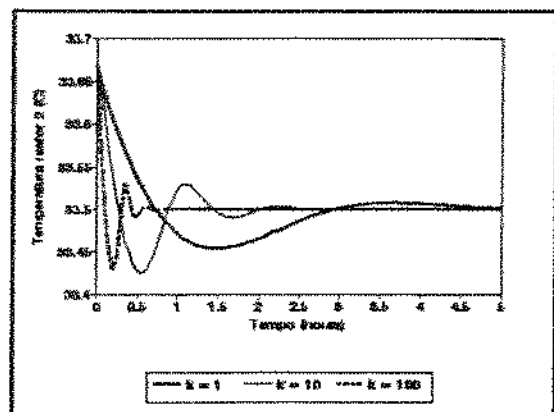


Figura 6.1b - Determinação do valor de  $K_{cr}$  para a malha de temperatura - Reator 2

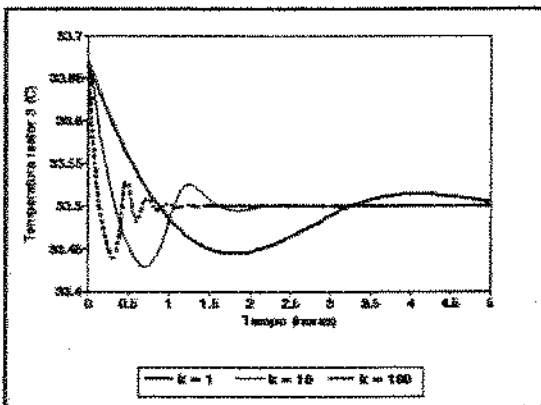


Figura 6.1c - Determinação do valor de  $K_{cr}$  para a malha de temperatura - Reator 3

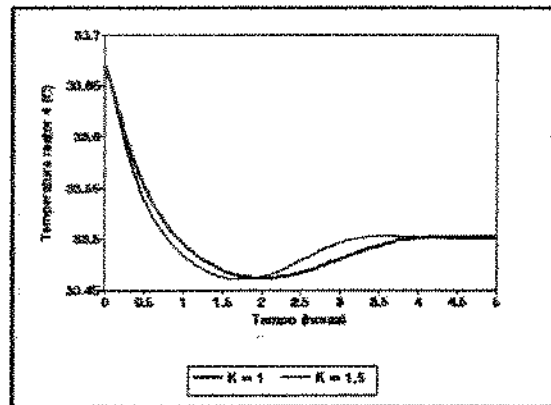


Figura 6.1d - Determinação do valor de  $K_{cr}$  para a malha de temperatura - Reator 4



Com base neste fato, optou-se por uma malha com lei de controle proporcional, a qual é expressa matematicamente como:

$$F_{ji} = F_{ji-1} + K_c (T - T_{set}) \quad (6.1)$$

Os valores das constantes do controlador foram escolhidos como sendo 20, 15, 10 e 2 °C para o reator 1, 2, 3 e 4 respectivamente. Estas constantes foram escolhidas aliatóricamente, baseando-se nas curvas respostas contidas nas Figuras 6.1a, b, c e d (da mesma forma que faria um operador)

### VI.3.2. Malha para controle da concentração de ART no efluente do quarto reator

Esta malha consiste de um analisador de açúcares (sacarose, glicose e frutose) "on line" que se comunica com o controlador que, por sua vez, atua na válvula de controle localizada na linha de meio de alimentação. Uma malha secundária mantém a relação vazão de meio de alimentação/vazão de fermento constante, atuando na vazão de fermento tratado.

A concentração de ART no efluente do reator 4 pode ser determinada em cromatógrafo líquido de alta pressão, equipado com coletor e injetor automático. O tempo necessário para esta determinação é de aproximadamente 10 minutos.

Com perturbação de +1% na concentração de ART no efluente do reator 4, determinou-se o valor de  $K_{cr}$  para esta malha. As Figuras 6.2a-c mostram as curvas respostas utilizadas para a determinação do valor de  $K_{cr}$ . Nota-se por estas figuras que para  $K = 40$ , obtém-se o comportamento oscilatório, caracterizando-o como o valor de  $K_{cr}$ . O período crítico nesta curva resposta é igual a 0,19 horas.

Os valores das constantes dos controladores PI e PID foram determinados pelas relações mostradas na Tabela 6.1 e seus valores listados na tabela 6.2.

Tabela 6.2 - Valores das constantes dos controladores PI e PID da malha de controle da concentração de ART no efluente do reator 4 estimadas pelo método de ZIGLER-NICHOLS

CONSTANTES	PI	PID
K	18,18	23,53
$\tau_i$	0,16	0,095
$\tau_h$	-	0,024

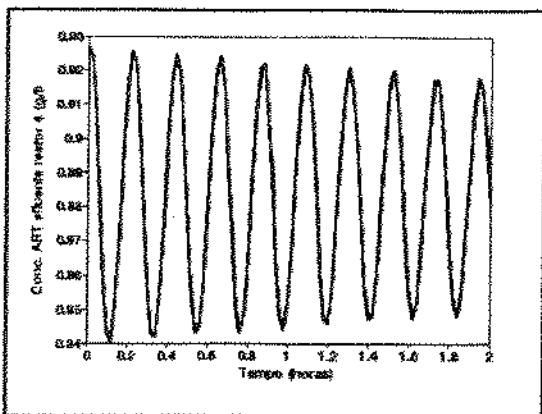


Figura 6.2a - Determinação do valor de  $K_{cl}$  para a malha de conc. de ART no efluente do reator 4 -  $K = 30$

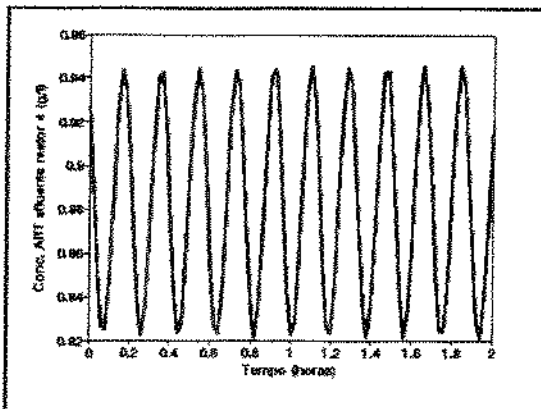


Figura 6.2b - Determinação do valor de  $K_{cl}$  para a malha de conc. de ART no efluente do reator 4 -  $K = 40$

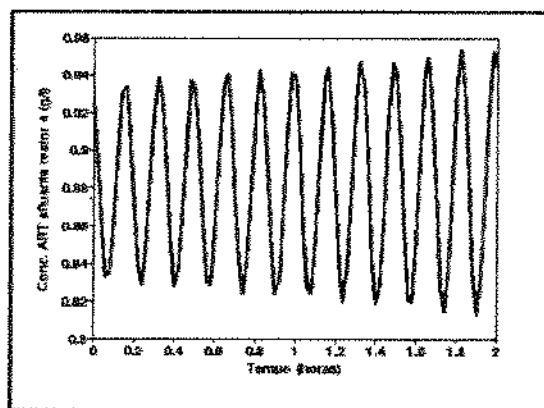


Figura 6.2c - Determinação do valor de  $K_{cl}$  para a malha de conc. de ART no efluente do reator 4 -  $K = 50$

#### VI.4. Estudo do tempo de atraso para a malha controle de ART no efuente do reator 4

O estudo do tempo de atraso na atuação do controlador é muito importante para verificar se o sistema se mantém sob controle, pois, mesmo os analisadores mais eficientes, tal como o HPLC, necessitam no mínimo de 10 minutos para analisar a concentração de ART (variável a ser controlada). Assim, leis de controle PI e PID representadas respectivamente pelas equações (6.2) e (6.3) serão utilizada nesta malha com tempos de atraso de 0 a 18 minutos.

$$F_i = F_{i-1} + K_c \left(1 + \frac{TS}{\tau_I}\right) - K_c (S_i - S_{set}) \quad (6.2)$$

$$F_i = F_{i-1} + K_c \left(1 + \frac{TS}{\tau_I} + \frac{\tau_D}{TS}\right) (S_i - S_{set}) - K_c \left(1 + \frac{2\tau_D}{TS}\right) (S_{i-1} - S_{set}) + K_c \frac{\tau_D}{TS} (S_{i-2} - S_{set}) \quad (6.3)$$

A Figura 6.3 mostra o comportamento dos controladores PI e PID respectivamente, para perturbações de

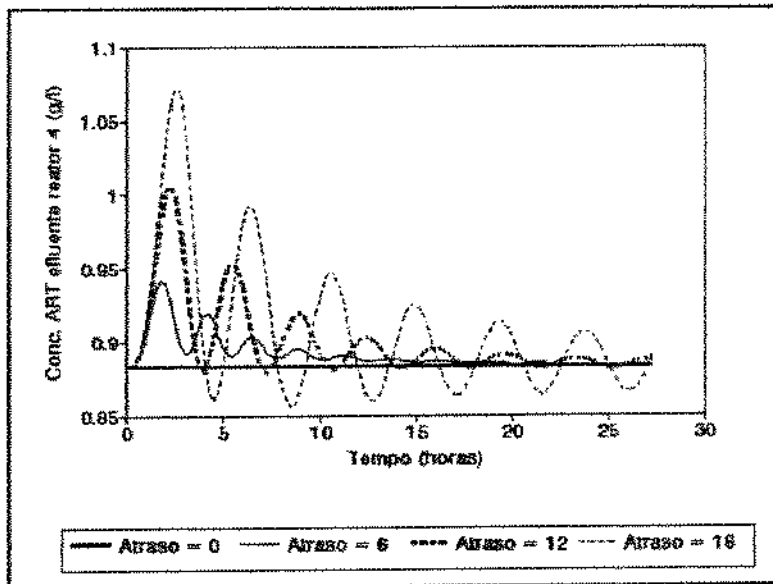


Figura 6.3a - Comportamento do controlador PI para perturbações de +10% em  $S_0$  para varios tempos de atraso - Malha conc. ART efluente reator 4

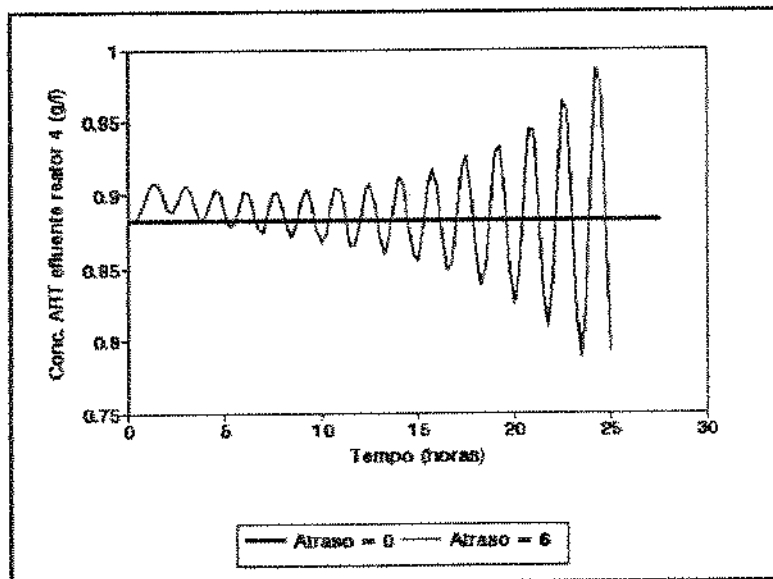


Figura 6.3b - Comportamento do controlador PID para perturbações de +10% em  $S_0$  para varios tempos de atraso - Malha conc. ART efluente reator 4

10% acima do valor de referência para a concentração de ART no meio de alimentação. Observa-se pela Figura 6.3b que com o conjunto de constantes estimado pelo método de ZIEGLER-NICHOLS não foi possível manter o sistema sob controle com atrasos de 6 minutos. O que não aconteceu com o controlador PI que respondeu muito bem até com atrasos de 18 minutos.

O fato do controlador PID não ter levado a bons resultados, não implica na falha do controlador, mas sim, problemas com o grupo de constantes. Para melhorar a "performance" deste controlador, um novo grupo de constantes foi estimado, utilizando o método de ZIGLER-NICHOLS com um pequeno atraso.

A Figura 6.4a mostra as curvas respostas utilizadas para a obtenção do valor de  $K_{cr}$  com um tempo de atraso de 3 minutos. Nota-se por esta figura que o comportamento oscilatório foi atingido com  $K = 30$ . Os novos valores das constantes do controlador PID são:  $K = 17,65$ ;  $\tau_I = 0,79$ ;  $\tau_D = 0,20$ .

A Figura 6.4b mostra o comportamento do controlador PID com o novo grupo de constantes, mas com varios valores de  $\tau_I$ . Nota-se por esta figura que a resposta do sistema com o valor de  $\tau_I$  estimado é muito lenta. Por este

motivo, visando otimizar a resposta do controlador utilizou-se outros valores para este parâmetro, cujas curvas de respostas estão contidas nesta mesma figura. Nota-se que para valores de  $\tau_i = 0,16$  os resultados foram bastante satisfatórios.

Com este novo grupo de constante ( $K = 17,65$ ,  $\tau_i = 0,16$ ,  $\tau_D = 0,2$ ) fez-se um novo estudo de tempo de atraso para o controlador PID. A Figura 6.5 mostra as curvas de resposta deste controlador para perturbação de +10% na concentração de ART no meio de alimentação e diferentes tempos de atraso. Observa-se por esta figura que o sistema ficou sob controle mesmo para atrasos de 18 minutos.

## **VI.5. Comportamento das malhas de controle em relação a perturbações nas variáveis de processo**

### **IV.5.1. Malha de controle da temperatura**

As figuras 6.6 a 6.9, mostram o comportamento com malha aberta e com controlador proporcional da temperatura nos quatro reatores para perturbações de +10% nas

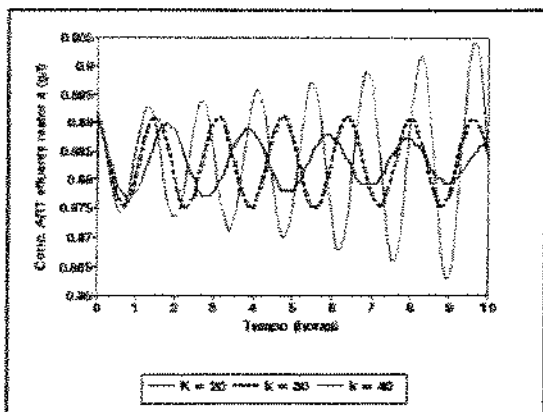


Figura 6.4a - Determinação do valor de  $K_{cr}$  com um tempo de atraso de 3 minutos - Malha controle conc. ART efluente reator 4

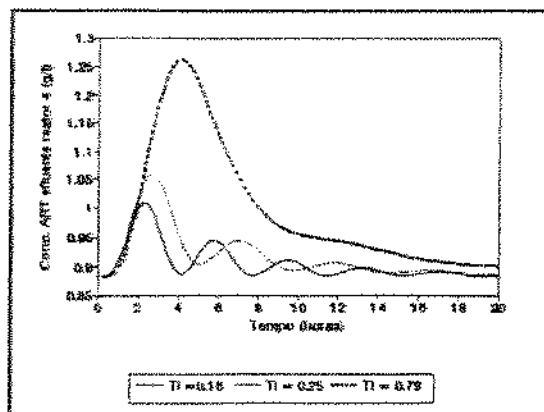


Figura 6.4b - comportamento controlador PID com atraso de 12 minutos. Perturbações de +10% em  $S_0$  para varios valores de  $\tau_i$

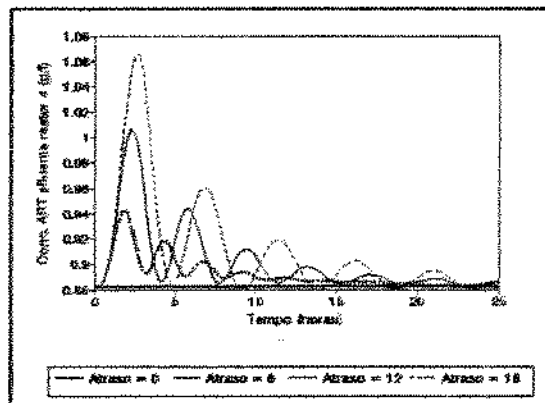


Figura 6.5 - comportamento controlador PID com varios atrasos.  $K_c = 17,65$ ;  $\tau_i = 0,16$ ;  $\tau_p = 0,2$ . +10%  $S_0$



variáveis: concentração de ART no meio de alimentação ( $S_0$ ), Temperatura de alimentação do reator 1 ( $T_2$ ), e Temperatura do fluido de resfriamento ( $T_{je}$ ); e para perturbação de -10% na variável: concentração de células no creme de levedura ( $X_1$ ). Ainda estão representados nestas figuras o efeito sobre a malha de controle de temperatura causado pelo uso de diferentes controladores (PI e PID), na malha de controle da concentração de ART no efluente do quarto reator. As perturbações das variáveis acima foram feitas de tal forma que sempre levassem a um aumento na concentração de ART no efluente do reator 4. Isto, motivado pelo fato de que a importância deste sistema de controle é evitar que se perca mais açúcares que o estritamente necessário pelo efluente do quarto reator, e o que se buscou testar foi justamente a capacidade que este sistema de controle possui de evitar estas perdas.

Nas Figuras 6.6a-h, nas quais tem-se o perfil da temperatura do reator, com e sem controle, em função de uma perturbação na concentração de ART no meio de alimentação, nota-se o efeito da resposta inversa sobre o comportamento da temperatura do reator quando controlada. A tendência do controlador logo após a perturbação é aumentar a vazão de fluido de resfriamento para manter a temperatura

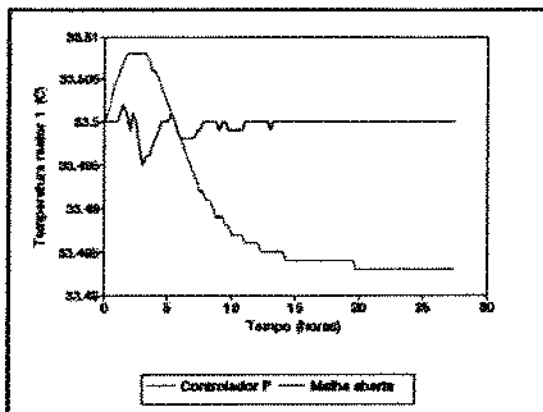


Figura 6.6a - Temperatura do reator 1 em função do tempo. Perturbação +10% em So. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

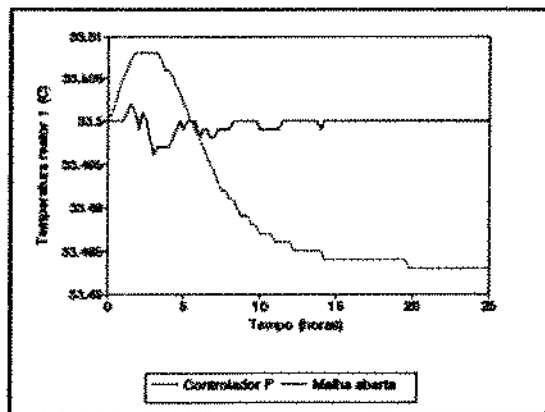


Figura 6.6b - Temperatura do reator 1 em função do tempo. Perturbação +10% em So. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

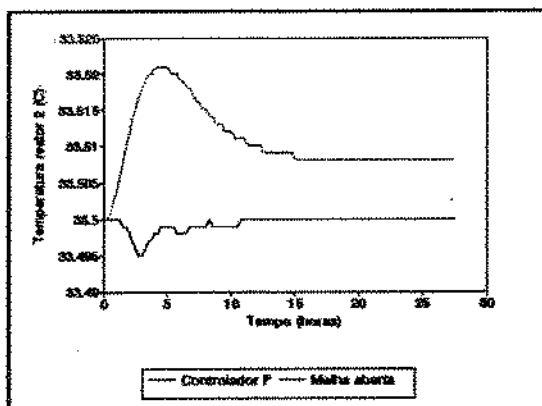


Figura 6.6c - Temperatura do reator 2 em função do tempo. Perturbação +10% em So. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

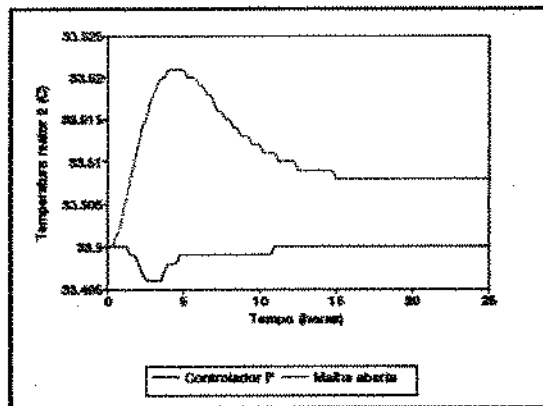


Figura 6.6d - Temperatura do reator 2 em função do tempo. Perturbação +10% em So. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

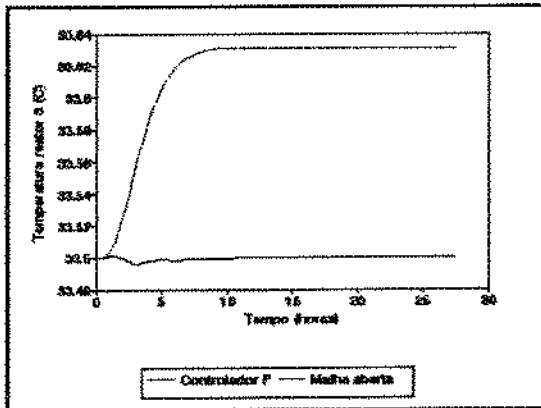


Figura 6.6e - Temperatura do reator 3 em função do tempo. Perturbação +10% em So. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

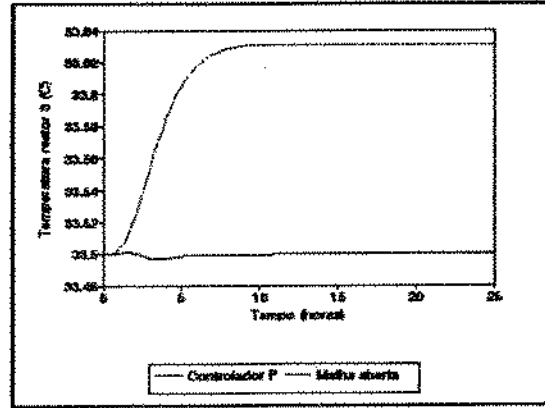


Figura 6.6f - Temperatura do reator 3 em função do tempo. Perturbação +10% em So. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

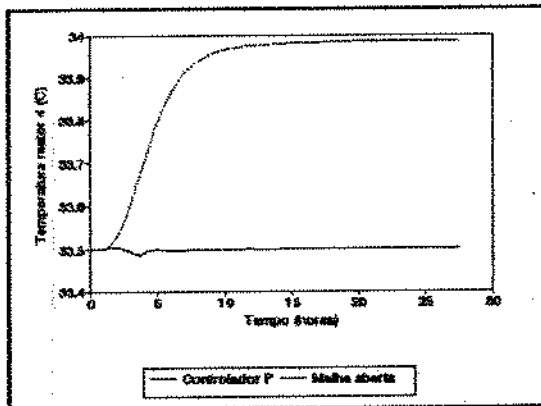


Figura 6.6g - Temperatura do reator 4 em função do tempo. Perturbação +10% em So. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

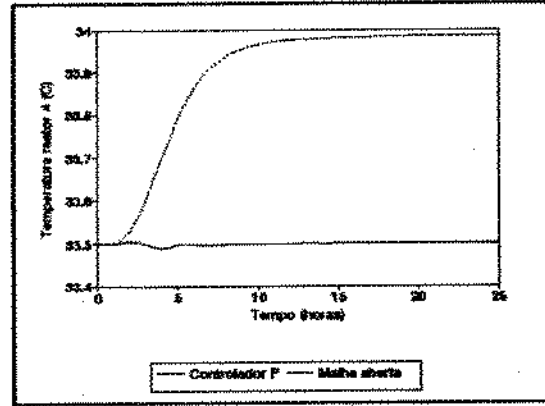


Figura 6.6h - Temperatura do reator 4 em função do tempo. Perturbação +10% em So. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

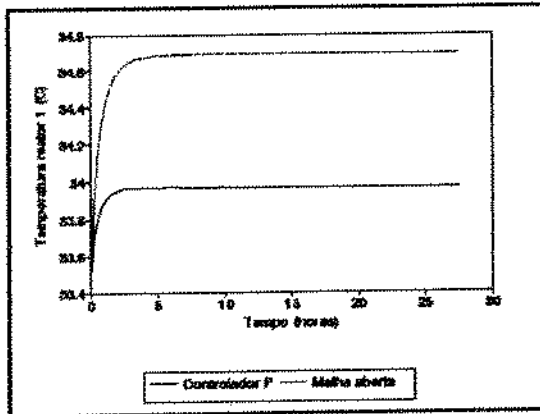


Figura 6.7a - Temperatura do reator 1 em função do tempo. Perturbação +10% em  $T_a$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

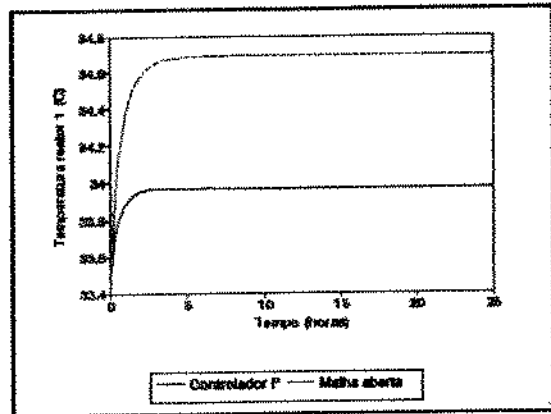


Figura 6.7b - Temperatura do reator 1 em função do tempo. Perturbação +10% em  $T_a$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

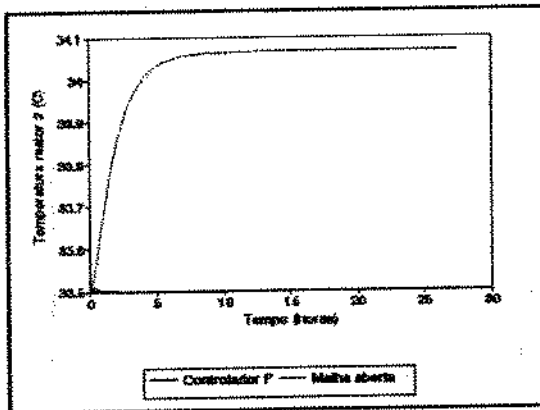


Figura 6.7c - Temperatura do reator 2 em função do tempo. Perturbação +10% em  $T_a$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

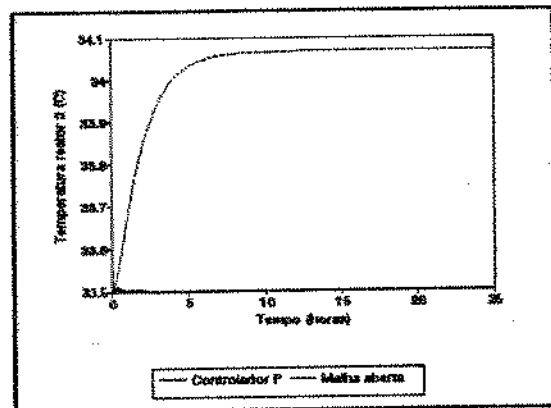


Figura 6.7d - Temperatura do reator 2 em função do tempo. Perturbação +10% em  $T_a$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

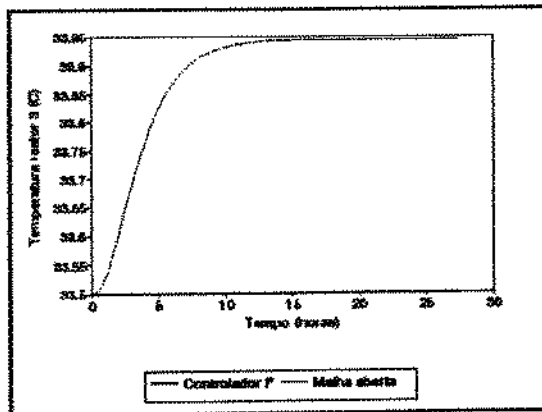


Figura 6.7e - Temperatura do reator 3 em função do tempo. Perturbação +10% em  $T_a$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

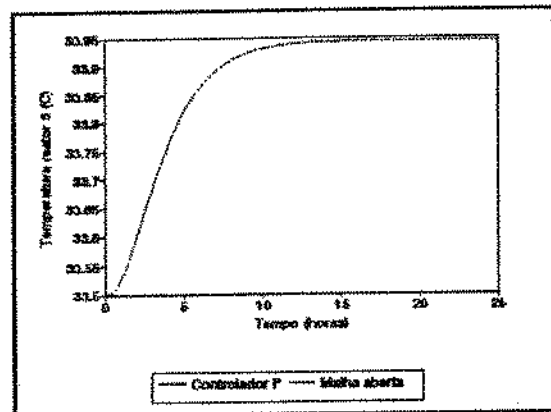


Figura 6.7f - Temperatura do reator 3 em função do tempo. Perturbação +10% em  $T_a$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

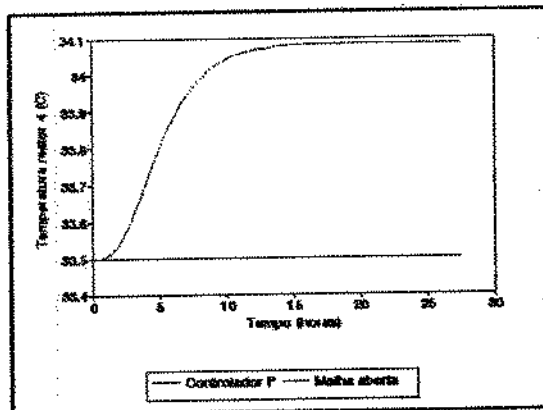


Figura 6.7g - Temperatura do reator 4 em função do tempo. Perturbação +10% em  $T_a$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

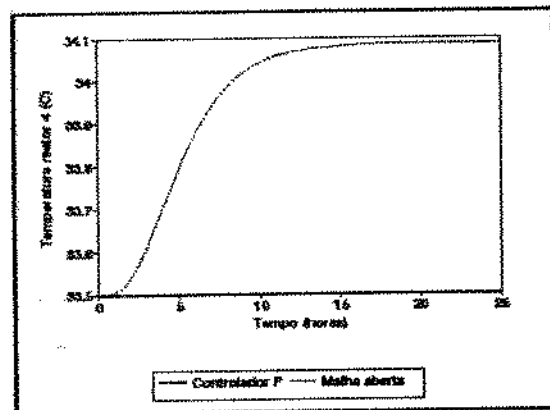


Figura 6.7h - Temperatura do reator 4 em função do tempo. Perturbação +10% em  $T_a$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

em 33.5 °C (set-point). Como a temperatura atinge um valor máximo e em seguida decresce (resposta inversa), o controlador tende a diminuir rapidamente a vazão de fluido de resfriamento, mas não consegue evitar uma pequena oscilação no valor da temperatura do reator. No caso em estudo, este efeito não chega a atrapalhar a "performance" do processo graças a grande inércia do sistema. Este efeito somente foi sentido no primeiro e segundo reator. Para os reatores 3 e 4, a resposta inversa praticamente não existiu, e como consequência nenhuma oscilação no perfil de temperatura destes reatores foi notada.

As Figuras 6.7a e b mostram o comportamento da temperatura do primeiro reator com e sem controle para perturbações de +10% na temperatura de alimentação do reator 1, com a malha de controle do ART equipadas com controladores PI (6.7a) e PID (6.7b). Nestas figuras, observa-se que mesmo com a vazão máxima de fluido reagente e de resfriamento nos trocadores de calor, não conseguiu-se manter a temperatura deste reator em 33.5 °C. Este mesmo efeito foi notado nas Figuras 6.8a-h que mostram o comportamento da temperatura para perturbações de +10% na temperatura do fluido de resfriamento. Neste caso, as temperaturas de todos os reatores situaram-se acima do valor

do "set-point". As oscilações notadas principalmente nas temperaturas dos reatores 1 e 2 são devidas a variação da vazão de alimentação provocadas pelo controlador da malha de controle da concentração de ART final.

Para as condições que esta unidade foi projetada, o meio de alimentação é resfriado antes de ser enviado aos reatores em trocadores a placa e o fermento tratado recebe água de diluição provenientes de poços artesianos, cuja a temperatura máxima não ultrapassa 25 °C. Isto indica que a temperatura do fluido de alimentação do reator 1 dificilmente sofreria um acréscimo de 10% sobre o valor de referência, o qual já foi assumido como máximo nos cálculos da área dos trocadores de calor. Para o caso do fluido de resfriamento, optou-se por utilizar água direta das represas, as quais são alimentadas diretamente pelos rios. É também, pouco provável que a temperatura desta água possa atingir 28 °C. Para unidades, onde estas condições de projeto não podem ser cumpridas, deve-se calcular as áreas dos trocadores de calor com a temperatura máxima registrada para o fluido de resfriamento disponível e adotá-la também como a do fluido de alimentação do primeiro reator.

O comportamento do controle da temperatura dos

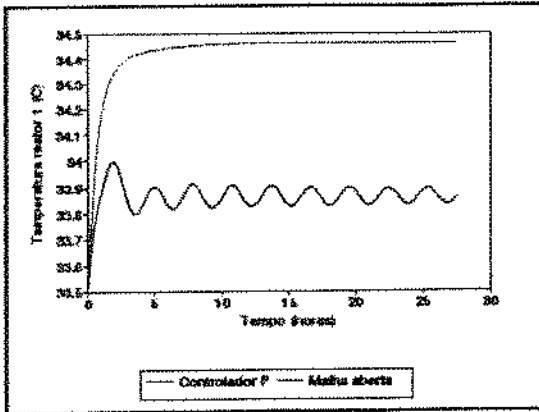


Figura 6.8a - Temperatura do reator 1 em função do tempo. Perturbação +10% em Tje. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

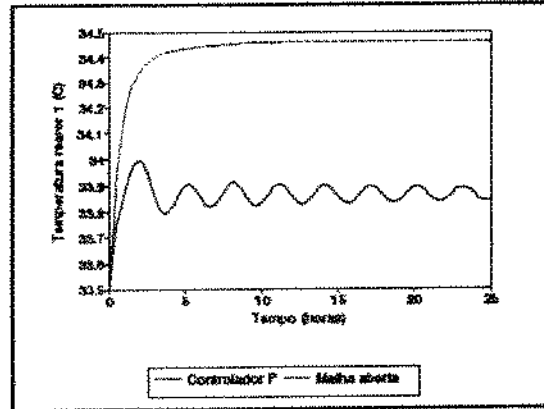


Figura 6.8b - Temperatura do reator 1 em função do tempo. Perturbação +10% em Tje. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

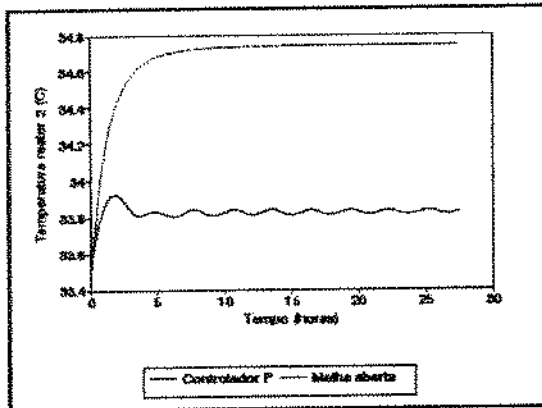


Figura 6.8c - Temperatura do reator 2 em função do tempo. Perturbação +10% em Tje. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

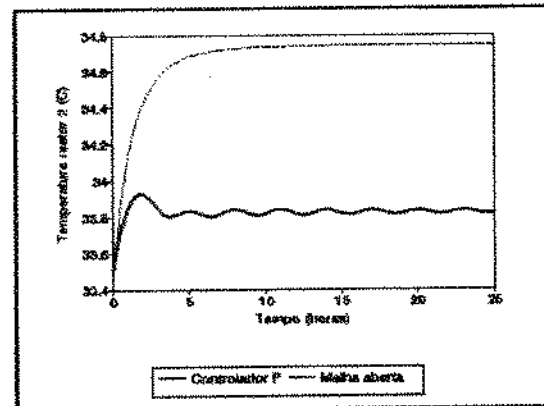


Figura 6.8d - Temperatura do reator 2 em função do tempo. Perturbação +10% em Tje. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID



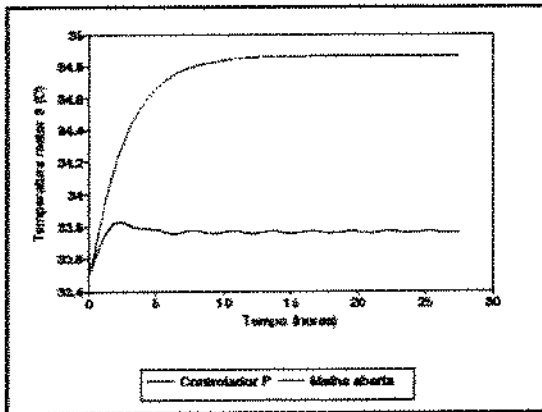


Figura 6.8e - Temperatura do reator 3 em função do tempo. Perturbação +10% em Tje. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

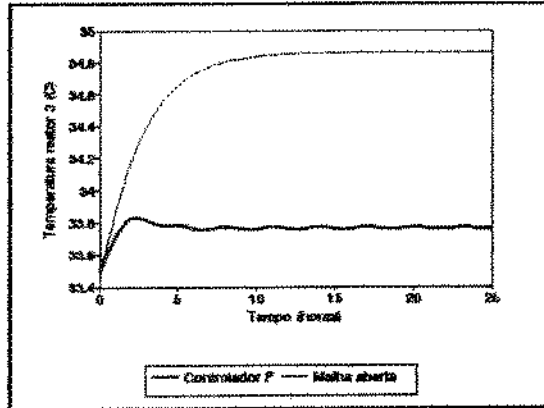


Figura 6.8f - Temperatura do reator 3 em função do tempo. Perturbação +10% em Tje. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

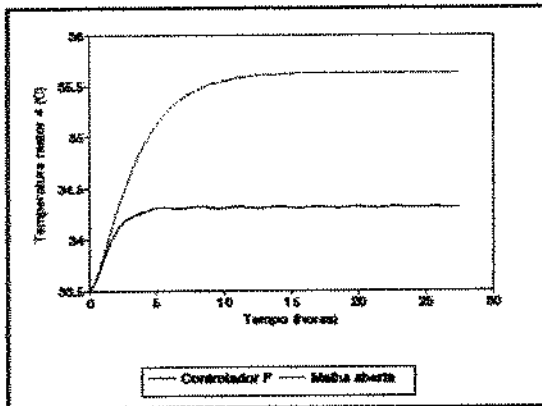


Figura 6.8g - Temperatura do reator 4 em função do tempo. Perturbação +10% em Tje. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

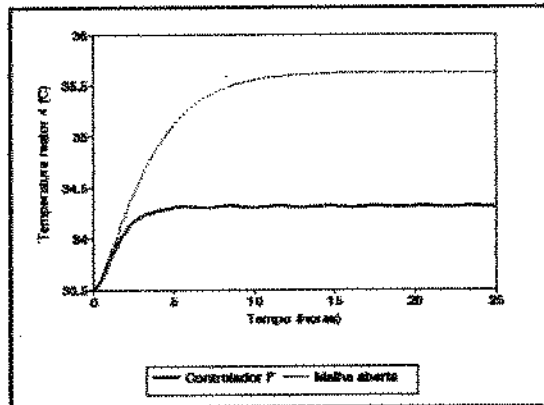


Figura 6.8h - Temperatura do reator 4 em função do tempo. Perturbação +10% em Tje. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

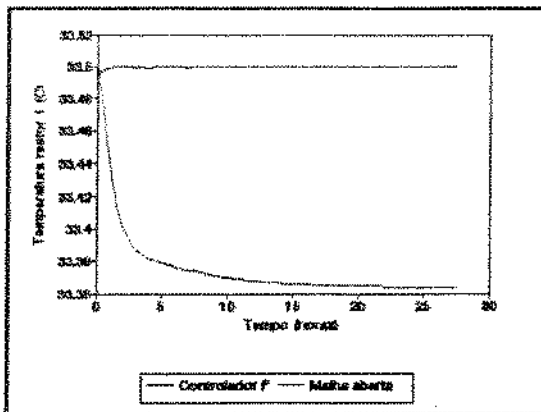


Figura 6.9a - Temperatura do reator 1 em função do tempo. Perturbação -10% em X1. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

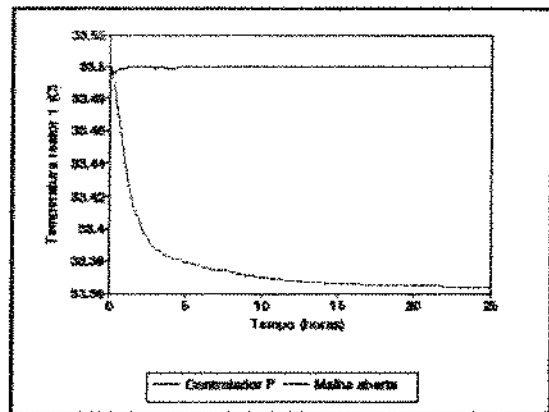


Figura 6.9b - Temperatura do reator 1 em função do tempo. Perturbação -10% em X1. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

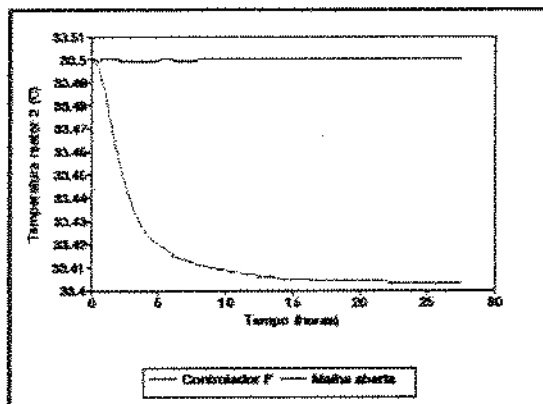


Figura 6.9c - Temperatura do reator 2 em função do tempo. Perturbação -10% em X1. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

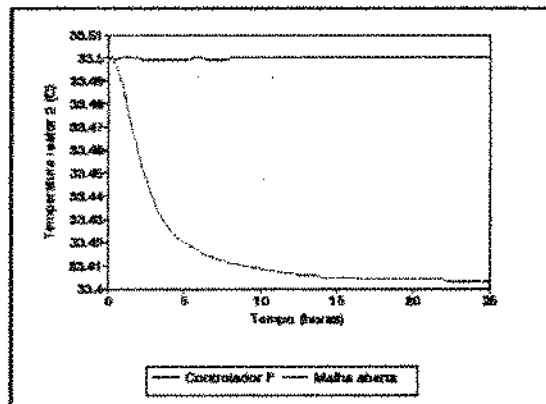


Figura 6.9d - Temperatura do reator 2 em função do tempo. Perturbação -10% em X1. Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

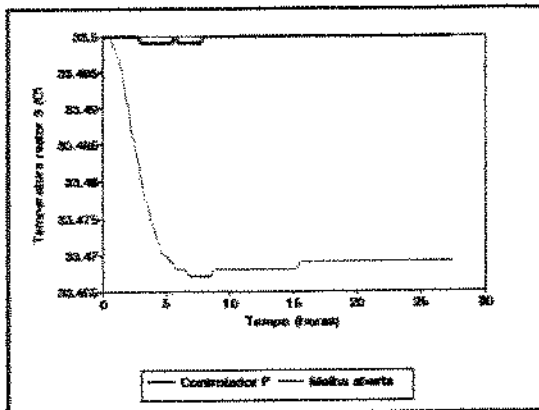


Figura 6.9e - Temperatura do reator 3 em função do tempo. Perturbação -10% em  $X_1$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

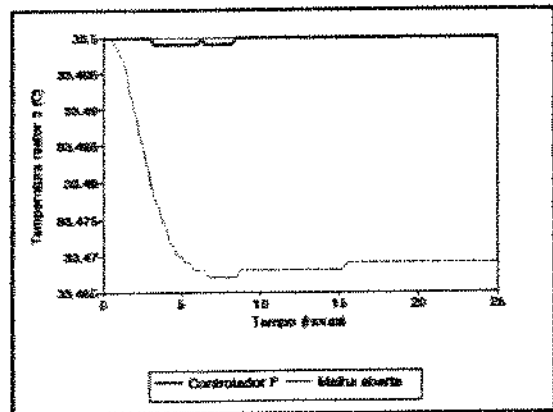


Figura 6.9f - Temperatura do reator 3 em função do tempo. Perturbação -10% em  $X_1$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

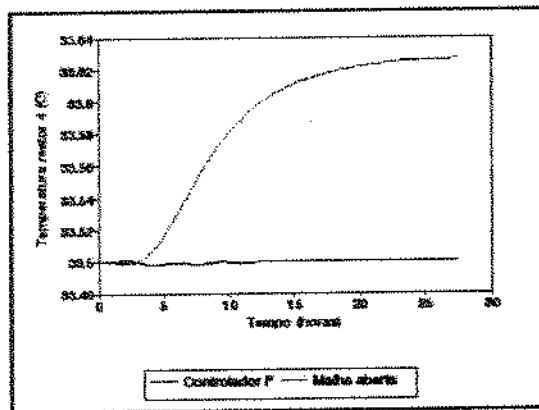


Figura 6.9g - Temperatura do reator 4 em função do tempo. Perturbação -10% em  $X_1$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PI

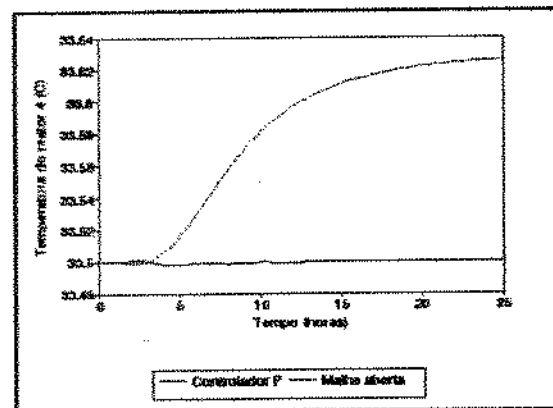


Figura 6.9h - Temperatura do reator 4 em função do tempo. Perturbação -10% em  $X_1$ . Malha: Temperatura e ART: controlador P e PID

reatores independem do tipo de controlador utilizado na malha de ART, como visto nas Figuras 6.5 a 6.9. Observa-se nestas figuras que o comportamento da temperatura de todos os reatores para todas as variáveis perturbadas são os mesmos, independentemente de se usar controladores PI ou PID para controlar a concentração de ART no efluente do reator 4.

Pelos resultados obtidos, fica claro que a malha de controle de temperatura do reator apresenta falha frente às perturbações das variáveis: temperatura de entrada do fluido de resfriamento ( $T_{je}$ ) e da temperatura de alimentação do reator 1. Em contrapartida, deve-se levar em conta que:

- a) o cálculo da área de troca térmica de cada reator foi realizado assumindo que  $28\text{ }^{\circ}\text{C}$  é o valor máximo destas variáveis;
- b) o desempenho destas malhas ficou comprometido pela limitação imposta às vazões de fluido reagente e de resfriamento por questões de custo operacional; e
- c) o principal objetivo do sistema de controle é evitar perdas significativas de açúcares pelo efluente do reator 4,

cabendo a malha de controle de temperatura um papel auxiliar, evitando que as temperaturas dos reatores atingissem valores que pudessem provocar danos às células de levedura.

Dentro deste contexto, esta malha mostrou-se útil ao sistema de controle, cumprindo o papel que a ela foi delegado.

#### **VI.5.2. Malha de controle da concentração de ART no efluente do quarto reator.**

As Figuras 6.10a a 6.10h mostram o comportamento da concentração de ART no efluente do reator 4 para perturbações de +10% nas variáveis: concentração de ART no meio de alimentação, temperatura do meio de alimentação e temperatura do fluido de resfriamento; e perturbação de -10% na concentração de células no creme de levedura, para malhas equipadas com controladores PI e PID.

Nota-se por estas figuras que os comportamentos da concentração de ART para as duas leis de controle, PI e PID, são bastante similares.

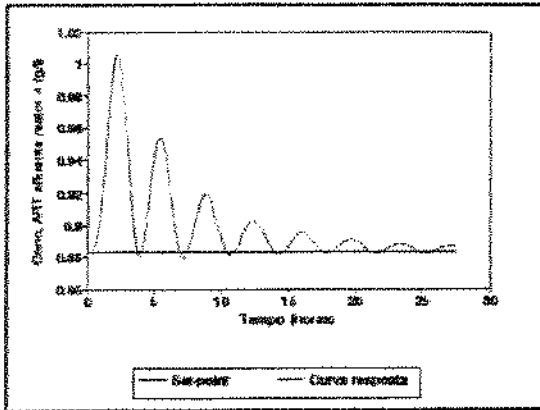


Figura 6.10a - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em  $S_0$  - Controlador PI e atraso de 12 minutos

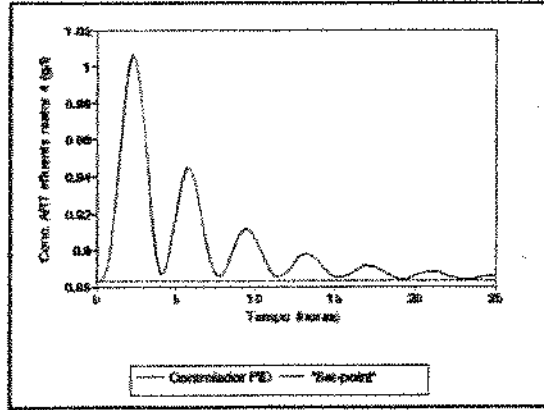


Figura 6.10b - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em  $S_0$  - Controlador PID e atraso de 12 minutos

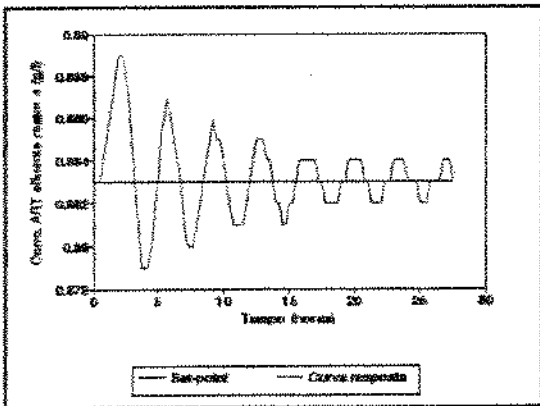


Figura 6.10c - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em  $T_a$  - Controlador PI e atraso de 12 minutos

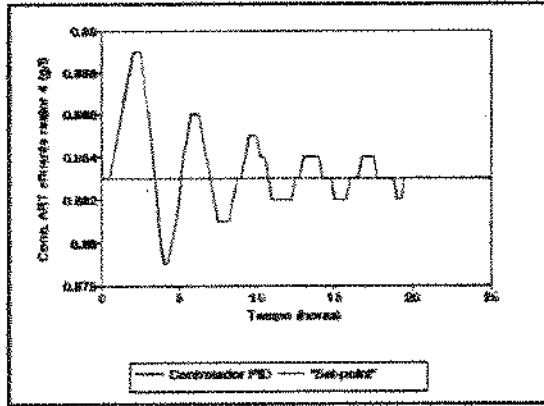


Figura 6.10d - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em  $T_a$  - Controlador PID e atraso de 12 minutos

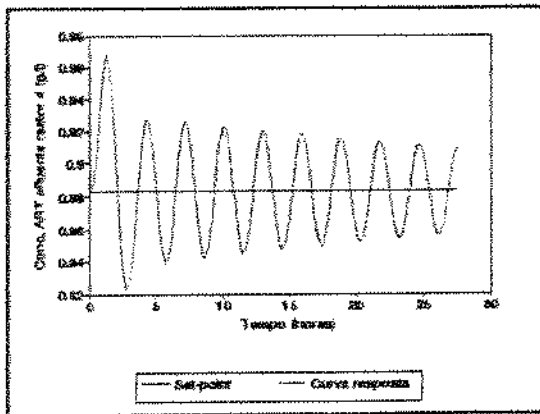


Figura 6.10e - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em Tje - Controlador PI e atraso de 12 minutos

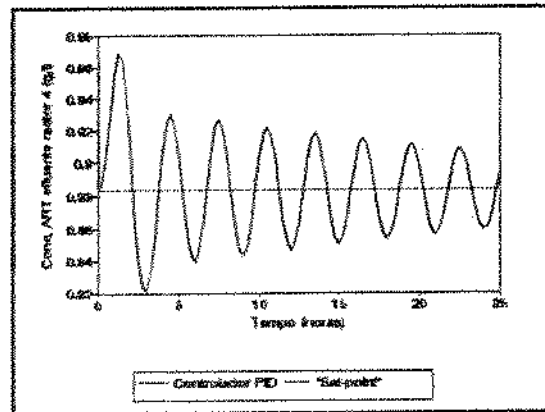


Figura 6.10f - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em Tje - Controlador PID e atraso de 12 minutos

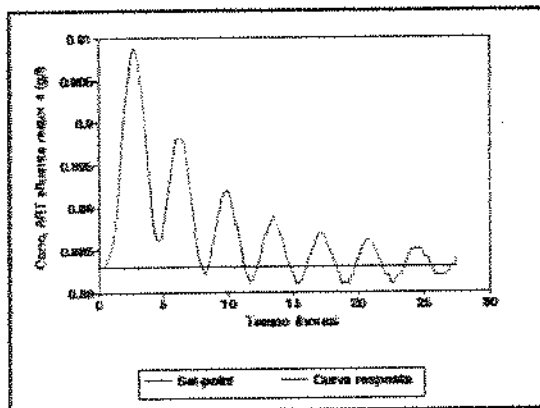


Figura 6.10g - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de -10% em X1 - Controlador PI e atraso de 12 minutos

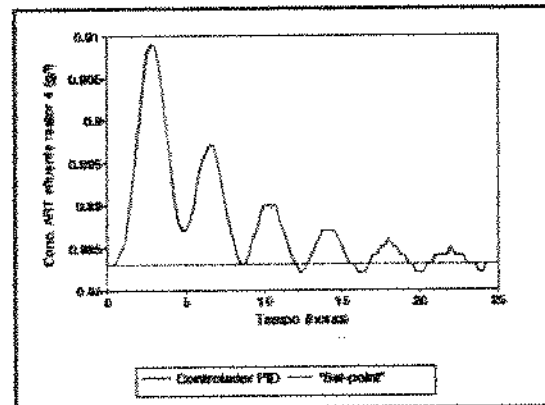


Figura 6.10h - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de -10% em X1 - Controlador PID e atraso de 12 minutos

Entre as variáveis estudadas, a que provoca maior dificuldade para o controle do processo é a temperatura do fluido de resfriamento ( $T_{je}$ ). Entretanto, industrialmente esta variável é a menos suscetível a variações bruscas, pois, normalmente este fluido é proveniente de represas de captação, cuja variação de temperatura é muito mais uma função do clima do que de operação, e normalmente, seu valor não ultrapassa os 28 °C.

As Figuras 6.11a a 6.14b mostram o comportamento da concentração de ART no efluente do reator 4 para malhas aberta e com controlador PI e PID.

Por estas figuras, observa-se que a "performance" tanto do controlador PI como do PID são bastante satisfatórias quando comparada ao comportamento da malha aberta. Estes controladores foram capazes de manter o valor da concentração de ART no efluente do reator 4 próximo ao valor do "set-point", independentemente da variável perturbada.

Nota-se nestas figuras, pela curva com malha aberta, que o sistema é muito sensível às perturbações nas concentrações de ART no meio de alimentação e da temperatura



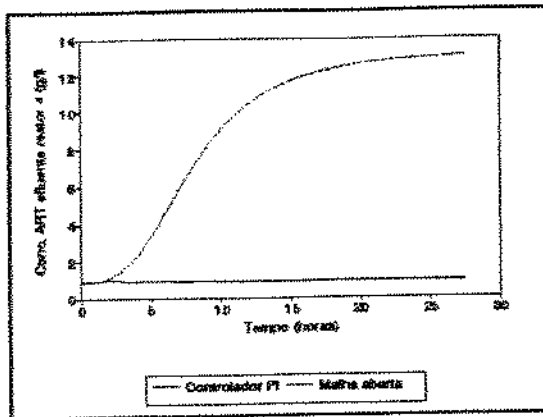


Figura 6.11a - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em  $S_o$  com e sem controle (PI). Atraso de 12 minutos

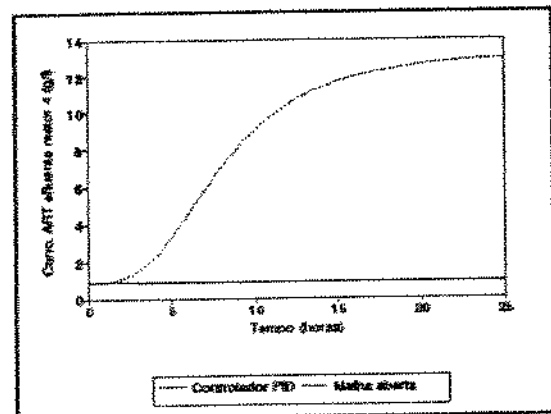


Figura 6.11b - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em  $S_o$  com e sem controle (PID). Atraso de 12 minutos

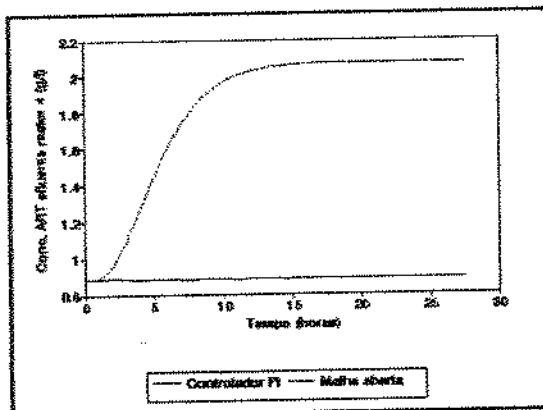


Figura 6.12a - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em  $T_a$  com e sem controle (PI). Atraso de 12 minutos

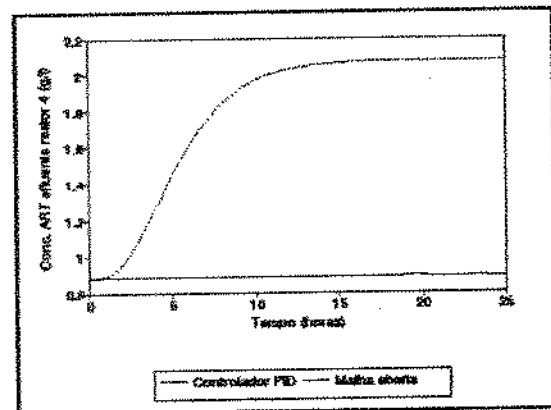


Figura 6.12b - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em  $T_a$  com e sem controle (PID). Atraso de 12 minutos

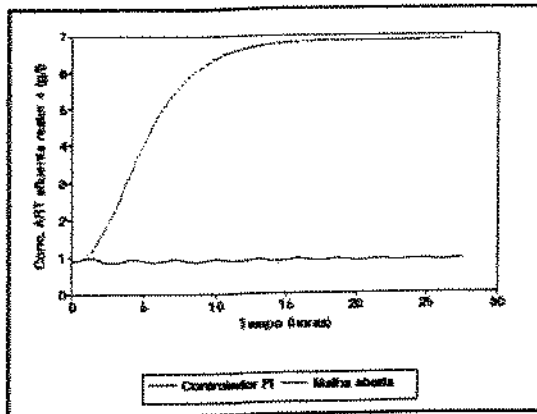


Figura 6.13a - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em Tje com e sem controle (PI). Atraso de 12 minutos

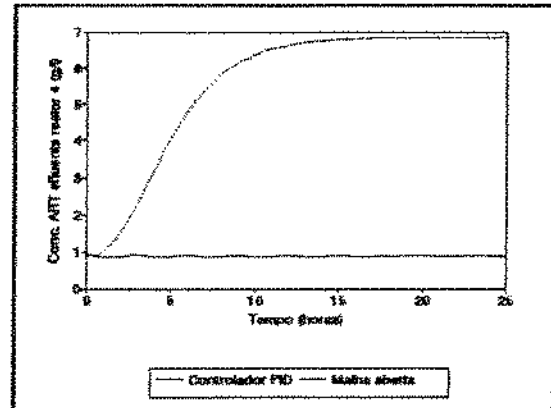


Figura 6.13b - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de +10% em Tje com e sem controle PID. Atraso de 12 minutos

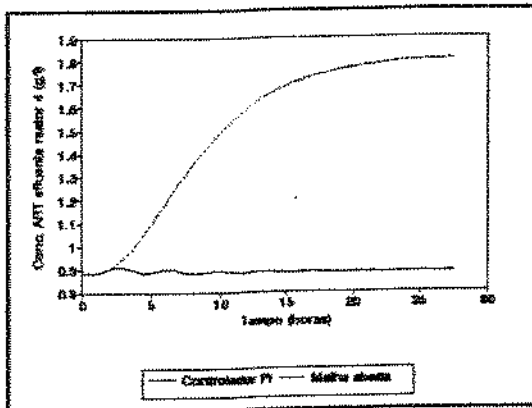


Figura 6.14a - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de -10% em X1 com e sem controle (PI). Atraso de 12 minutos

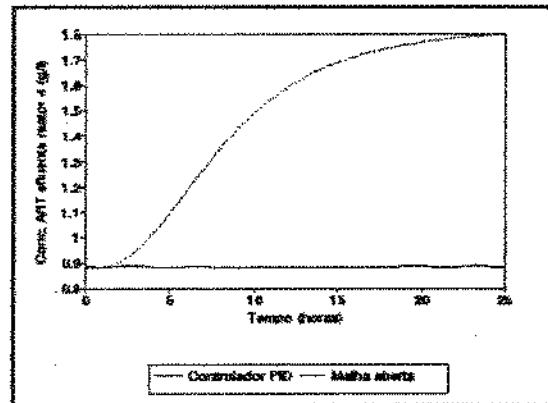


Figura 6.14b - Conc. de ART no efluente do reator 4 em função do tempo. Perturbação de -10% em X1 com e sem controle (PID). Atraso de 12 minutos

de entrada do fluido de resfriamento. Pela figura 6.11a e b, observa-se que enquanto a concentração de ART no efluente do reator 4 chegou a atingir 13 g/l com malha aberta, esta não passou de 1 g/l quando malhas de controle equipadas com controladores PI e PID foram utilizadas. O mesmo pode ser observado nas Figuras 6.13a e b, onde com malha aberta a concentração de ART atingiu 7 g/l e com controle (PI e PID) não passou de 1 g/l. Já as variáveis temperatura de alimentação do reator 1 e concentração de células no creme de levedura, foram as que causaram menor variação na concentração de ART no efluente do reator 4, atingindo valores próximo de 2 g/l.

Por se basear em estratégia convencional de controle, este sistema é ideal para a indústria alcooleira que esta iniciando o processo de automação de suas unidades.

A implantação deste sistema em unidades industriais é bastante viável, sendo o único impecílio a unidade analisadora de açúcares "on line", principalmente devido ao seu preço, ainda proibitivo para muitas indústrias de porte médio. Contudo, faz-se necessário a avaliação da relação custo/benefício que este sistema proporciona a unidade. Acredita-se que esta análise possa viabilizar a

implantação de sistemas de controle, não somente na unidade fermentativa, mas também, em outros setores da indústria.

## VI.6. Conclusão

A malha de controle de temperatura apresentou falhas frente a perturbações na temperatura de entrada do fluido de resfriamento e na temperatura de alimentação do reator 1. Todavia, apesar de não manter a temperatura no valor do "set-point", esta não permitiu que valores elevados de temperatura (acima de 36 °C) fossem atingidos, o que poderia causar danos às células de levedura.

A técnica de ZIEGLER-NICHOLS foi utilizada com sucesso para a determinação dos parâmetros do controlador PI para a malha de controle da concentração de ART no efluente do reator 4. Entretanto, o mesmo não aconteceu para o controlador PID, principalmente quando houve necessidade de atrasos na atuação do controlador devido ao tempo requerido para a análise "on-line" de açúcares. No entanto, um novo grupo de parâmetros foi encontrado para este controlador, o que permitiu um desempenho bastante satisfatório deste. Tanto o controlador PI quanto o PID permitiu um atraso de até 18

minutos para perturbações na concentração de ART no meio de alimentação ( $S_0$ ).

A estratégia "FEEDBACK" com leis de controle PI e PID mostrou um desempenho bastante satisfatório no controle da concentração de ART no efluente do reator 4, mesmo para atrasos relativamente grande (12 minutos).

## VII. Conclusão

Através da revisão bibliográfica verificou-se que a modelagem e controle de processos fermentativos tem merecido grande atenção nos últimos anos. Entretanto, detectou-se uma carência em trabalhos de processos de fermentação alcoólica contínua baseados em conceitos cinéticos aplicados às condições industriais.

Utilizando modelagem matemática e simulações por computador foi possível chegar ao "design" ótimo de uma unidade industrial operando nas condições das destilarias brasileiras. Este é constituído por 4 (quatro) reatores de mistura perfeita ligados em série com 1,5; 1,9; 2,2 e 1,45 horas de tempo de residência para o reator 1, 2, 3 e 4 respectivamente.

No estudo do estado estacionário foi possível detectar que a variável de processo que mais interfere no rendimento e na produtividade é a temperatura de entrada do fluido de resfriamento e que a variável de saída mais sensível a todas as variáveis de entrada é a concentração de ART no efluente do reator 4.

No estudo dinâmico, detectou-se que a correção do modelo pela adição de uma equação de atraso na velocidade específica de crescimento não levou a diferenças significativas quando comparado com o modelo não corrigido. A variável passível à manipulação que apresentou o menor valor para a constante de tempo foi o volume total de reatores ( $V_T$ ), seguida pela vazão de meio de alimentação.

A malha de controle da temperatura, utilizando estratégia "FEEDBACK" e lei de controle proporcional, não foi capaz de manter a temperatura do reator no valor do "set-point", frente a perturbações dos valores de temperatura de entrada do fluido de resfriamento ( $T_{je}$ ) e da temperatura de alimentação do reator 1 ( $T_2$ ). Entretanto, foi capaz de manter a temperatura em níveis não prejudiciais às células de levedura.

A estratégia de controle "FEEDBACK" com leis de controle PI e PID também foi utilizada na malha de controle da concentração de ART no efluente do reator 4, com excelente resultado. A técnica de ZIGLER-NICHOLS foi utilizada com sucesso para a determinação dos parâmetros do controlador PI, mas não para as do controlador PID, principalmente, onde atraso na atuação do controlador fez-se presente. Todavia, um

novo grupo de parâmetros pode ser obtido para este controlador, o que levou-o a um desempenho bastante satisfatório mesmo com valores de atraso elevados (12 minutos).

Enfim, através da modelagem matemática do processo de fermentação alcoólica, da difinição das condições operacionais e restrições do processo devido a experiência prática nas destilarias de álcool, foi possível determinar o número ótimo de reatores, bem como a distribuição de volume dos mesmos, estudar o comportamento no estado estacionário e dinâmico e elaborar uma estratégia de controle para manter a temperatura de processo e a concentração de ART no efluente do reator 4 nos valores estabelecidos para garantir estabilidade ao sistema mantendo os valores de rendimento e produtividade otimizados.



## VIII. Referências bibliográficas

01. ALFAFARA, C.G.; MIURA, K.; SHIMIZU, H.; SHIOYA, K.; SUGA, K.; SUZUKI, K. Fuzzy control of ethanol concentration and its application to maximum glutathione production in yeast fed-batch culture. *Biotechnol. and Bioeng.*, 41: 493-501, 1993.
02. ALMEIDA, J.R. Alcool e destilaria. Piracicaba, Nathanael dos Santos, mimeogr., 1940. 333p.
03. ALMEIDA, J.R. Processo de recuperação de levedura ou processo Melle-Boinott. In: SEMANA DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA, 1., Piracicaba, 1960. Anais. p. 254-262.
04. ANDRIETTA, S.R. Otimização de processo de fermentação alcoólica em múltiplos estágio. *Stab Açúcar, Alcool e Subprodutos*, 10(2): 35-37, 1991.
05. ANDRIETTA, S.R. & STUPIELLO, J.P. Simulação e modelagem para processos de fermentação alcoólica (I) Batelada Alimentada. *Stab Açúcar, Alcool e Subprodutos*, 8: 36-40, 1990a.

06. ANDRIETTA, S.R. & STUPIELLO, J.P. Simulação e modelagem para processos de fermentação alcoólica (II) Contínua. *Stab Açúcar, Alcool e Subprodutos*, 9: 45-51, 1990b.
07. BAILEY, J.E. & OLLIS, D.F. Biochemical engineering fundamentals 2<sup>a</sup> ed. N. YORK, McGraw-Hill, 1986.
08. BOHATKA, S.; PÓLYA, K.; LANGER, G.; SZILÁGYI, J. Quadrupole mass spectrometer analyser system for monitoring fermentation processes. In: INTERNATIONAL BIOTECHNOLOGS SYMPOSIUM, 1., Paris, 1988. Anais. p. 237-246.
09. BORZANI, W. Fermentação alcoólica contínua. In: SEMANA DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA, 1., Piracicaba, 1960. Anais. p. 263-276.
10. BORZANI, W. & FERNANDES, A.L. Cinética da fermentação alcoólica contínua. In: SIMPÓSIO DE FERMENTAÇÃO, 1, S. Paulo, 1964. Anais. p. 71-76.

11. CAMP, C.E. & SUBLETTE, K.L. Control of *Thiobacillus denitrificans* bioreactor using machine vision. *Biotechnol. and Bioeng.*, 39: 529-538, 1992.
12. CATTANEO, M.V. & LUONG, J.H.T. Monitoring glutamina in animal cell cultura using a chemiluminescence fiber optic biosensor. *Biotechnol. and Bioeng.*, 41: 659-665, 1993.
13. CHATTAWAY, T.; GOMA, G.; RENAUD, P.Y. Modeling ethanol and secondary inhibition of ethanol fermentation in multistage reactor. *Biotechnol. and Bioeng.*, 32: 771-76, 1988.
14. DALE, M.C.; CHEN, C.; OKOS, M.R. Cell growth and death rates as factors in the long-term performance, modeling and desing of immobilized cell reactor. *Biotechnol. and Bioeng.*, 36: 983-92, 1990.
15. DAUGULIS, A.J. & SWAINE, D.E. Examination of substrate and product inhibition kinetics on the production of ethanol by suspended and immobilized cell reactor. *Biotechnol. and Bioeng.*, 29: 639-45, 1987.

16. DOURADO, A.; GOMA, G.; ALBUQUERQUE, U. SEVELI, Y.  
Modeling and static optimization of the ethanol production in a cascade reactor. I. Modeling. *Biotechnol. and Bioeng.*, 29: 187-94, 1987.
17. DREWS, W. A fermentação do melão de cana de açúcar no Brasil. In: SIMPÓSIO DE FERMENTAÇÃO, 1., S. Paulo, 1964. Anais. p. 213-222.
18. DUNN, I.J. & MOR, J.R. Variable-volume continuous cultivation. *Biotechnol. and Bioeng.*, 17: 1805-1822, 1975.
19. ESENER, A.A.; ROELS, J.A.; KOSSEN, N.W.F. Fed-batch culture: modeling and applications in the study of microbial energetics. *Biotechnol. and Bioeng.*, 23: 1851-1871, 1981.
20. FINGUERUT, J.; CÉSAR, A.R.P.; LEINER, K.H.; VAZ ROSSEL C.E. Fermentação contínua em múltiplos estágios. *Stab Açúcar, Alcool e subprodutos*, 10(3): 41-42, 1992.

21. GHOSE, T. & THYAGI, R. Rapid ethanol fermentation of cellulose hydrolisate. II Product and substrate inhibition and fermentor design *Biotechnol. Bioeng.*, 21, 1411, 1979.
22. GOMA, G.; RENAUD, P.Y.; CHAMILOTHORIS, G.; DAHOU, B.; POURCIEL, J. B. Adaptative control of a multistage fermentation processes. *Biotechnol. Bioeng.*, 35: 217-223, 1990.
23. HENSON, M.A. & SEBORG, D. E. Nonlinear control strategies for continuous fermenters. *Chemical Engineering Science*, 47(4): 821-35, 1992.
24. HOPPE, G.K. & HANSFORD, G.S. Ethanol inhibition of continuous anaerobic yeast growth. *Biotechnology letters*, 4(1): 39-44, 1982.
25. JARZEBSKI, A.B.; MALINOWSKI, J.J.; GOMA, G. Modeling of ethanol fermentation at high yeast concentrations. *Biotechnology and Bioengineering*, 34: 1225-30, 1989.

26. KELLER, R.; DUNN J. Computer simulation of the biomass production rate of cyclic fed batch continuous culture. *J. Appl. Chem. Biotechnol*, 28: 784-790, 1978.
27. LARSSON, C.; BLOMBERG, A.; GUSTAFSSON, L. Use of microcalorimetric monitoring in establishing continuous energy balances and in continuous determinations of substrate and product concentrations of batch-grown *S. cerevisiae*. *Biotechnol. and Bioeng.*, 38: 447-458, 1991.
28. LEE, J.M.; POLLARD, J.F.; COULMAN, G.A. Ethanol fermentation with cell recycling: computer simulation. *Biotechnol. Bioeng.*, 25: 497-511, 1983.
29. LEE, S.C.; HWANG, Y.B.; CHANG, H.N.; CHANG Y.K. Adaptative control of dissolved oxygen concentration in a bioreactor. *Biotechnol. Bioeng.*, 37: 597-607, 1991.
30. LEVENSPIEL, O. Chemical Reaction Engineering, Wiley International Edition, N. YORK, 1974.

31. LI, J. & HUMPHREY, A.E. Use of fluorometry for monitoring and control of a bioreactor. *Biotechnol. and Bioeng.*, 38: 1043-1049, 1991.
32. LIMA, U.A. Sistema de fermentação alcoólica. In: SEMANA DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA, 1., Piracicaba, 1960. Anais. p.242-253.
33. LUONG, J.H.T. Kinetics of ethanol inhibition in alcohol fermentation. *Biotechnol. and Bioeng.*, 27: 280-85, 1985.
34. MAIORELLA, B.L.; BLANCH, H.W.; WILKE, C.R. Economic evolution of alternative ethanol fermentation processes. *Biotechnol. and Bioeng.*, 26: 1003-1025.
35. MONBOUQUETTE, H.G. Models for high cell density bioreactors must consider biomass volume fraction. Cell recycle example. *Biotechnol. and Bioeng.*, 29: 1075-80, 1987.
36. MONBOUQUETTE, H.G. Modeling high-biomass-density cell recycle fermentators. *Biotechnol. and Bioeng.*, 39: 498-503, 1992.

37. O'CONNOR, G.M.; RIERA, F.S.; COONY, C.L. Design and evaluation of control strategies for high cell density fermentation. *Biotechnol. and Bioeng.*, 39: 293-304, 1992.
38. OLIVEIRA, E.R. Histórico da fermentação alcoólica. In: SEMANA DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA, 1., Piracicaba, 1960. Anais. p. 196-205.
39. O'NEIL, D.G. & LYBERATOS, G. Dynamic model development for a continuous culture of *S. cerevisiae*. *Biotechnol. and Bioeng.*, 36: 437-445, 1990.
40. PALM III, W.J. Control system engineering, John Wiley & Sons, Inc, N YORK, 1986.
41. PARK, J. & KIM, H. A new biosensor for specific determination of glucose or fructose using an oxidoreductase of *Zimomonas mobilis*. *Biotechnol. and Bioeng.*, 36: 744-749, 1990.



42. PARK, S. & RAMIREZ, F. Optimal regulatory control of bioreactor nutrients concentration incorporating sistem identification. *Chemical Engineering Science*, 45(12):467-81, 1990.
43. PECK, M.W. & CHYNOWETH, D.P. On line fluorescence monitoring of the methanogenic fermentation. *Biotechnol. and Bioeng.*, 39: 1151-1160, 1992.
44. PETERSEN, J.N. & WHYATT, G.A. Dynamic on-line optimization of a bioreactor. *Biotechnol. and Bioeng.*, 35: 712-718, 1990.
45. RODRIGUES, M.I.; ANDRIETTA, S.R.; MAUGERI, F. Simulação da produtividade e rendimento em fermentação alcoólica contínua, para reatores operando em condições ideais e não ideais de mistura. *Stab Açúcar, Alcool e Subprodutos*, 10(5): 35-41, 1992.
46. RODRIGUES, M.I. Modelagem, Simulação e Controle de um processo de purificação de enzimas. Tese de Doutorado, UNICAMP, 1993.

47. ROUSSELET, G.R. Fermentação do caldo de cana. In: SEMANA DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA, 3., Piracicaba, 1962. Anais. p. 154-161.
48. SAKATO K. & TANAKA H. Advanced control of glutathione fermentation process. *Biotechnol. and Bioeng.*, 40: 904-912, 1992.
49. SCHMIDT, W.J.; MEYER, H.D.; SCHUGERL, K.; KUHLMANN, W.; BELLGARDT, K.H. On-line analyses of fermentation media. *Analytica Chimica Acta*. 163: 101-109, 1984.
50. SHEPPARD, J.D. & COOPER, D.G. Development of computerized feedback control for the continuous phasing of *Bacillus subtilis*. *Biotechnol. and Bioeng.*, 36: 539-545, 1990.
51. SHIMIZU, H.; ARAKI, K.; SHIOYA, S.; SUGA K. Optimal production of glutathione by controlling the specific growth rate of yeast in fed-batch culture. *Biotechnol. and Bioeng.*, 38: 196-205, 1991.

52. SMITH, J.M.; DAVISON, S.W.; PAYNE, G.F. Development of a strategy to control the dissolved concentrations of oxygen and carbon dioxide at constant shear in a plant cell bioreactor. *Biotechnol. and Bioeng.*, 35: 1111-1119, 1990.
53. STEPHANOPOULOS, G. Chemical process control: An introduction to theory and practice. Prentice Hall, 696p. 1984.
54. THATIPAMALA, R.; ROHANI, S.; HILL, G.A. Effects of high product and substrate inhibition on the kinetics in biomass and product yields during ethanol batch fermentation. *Biotechnol. and Bioeng.*, 40: 289-297, 1992.
55. VAN BREUSEGEM, V. & BASTIN G. Optimal control of biomass growth in mixed culture. *Biotechnol. and Bioeng.*, 35: 349-355, 1990.
56. VAN UDEN, N. Ethanol toxicity and ethanol tolerance in yeasts. Use of extracellular acidification for the rapid testing of ethanol tolerance. *Biotechnol. and Bioeng.*, 28: 1596-1598, 1985.

57. VIGIE, P.; GOMA, G.; RENAUD, P.Y. CHAMILOTHORIS, G.; DAHHOU, B.; POURCIEL, J.B. Adaptative predictive control of a multistage fermentation process. *Biotechnol. and Bioeng.*, 35: 217-223, 1990.
58. WANG, N.S. & SIMMONS, M.B. Characterization of on-line commercial fluorescence probe. Modeling of the probe signal. *Biotechnol. and Bioeng.*, 38: 1292-1301, 1991.
59. WATERS DIVISION OF MILLIPORE. Fermentation monitoring system (Fam). s.l., s.d., 6p. (Product bulletin).
60. WATANABE, E.; TAKAGI, M.; TAKEI, S.; HOSHI, M.; SHU-GUI, C. Development of biosensors for the simultaneous determination of sucrose and glucose, lactose and glucose, and starch and glucose. *Biotechnol. and Bioeng.*, 38: 99-103, 1991.
61. YAMANE, T.; HIBINO, W.; ISHIHARA, K.; KADOTANI, Y.; KOMINAMI, M. Fed-batch culture automated by uses of continuously measured cell concentration and culture volume. *Biotechnol. and Bioeng.*, 39: 550-555, 1992.

62. ZARPELLON, F. & ANDRIETTA, S.R. Fermentação contínua para produção de álcool. *Stab Açúcar, Álcool e Subprodutos*, 10(4): 23-28, 1992.
63. ZIEGLER, J.G. & NICHOLS, N.B. Optimum settings for automatic controllers *Transactions ASME*, 64, p. 759, 1942.