

**UNIVERSIDADE REGIONAL DO NOROESTE DO ESTADO DO RIO GRANDE DO
SUL - UNIJUÍ
DEPARTAMENTO DE FÍSICA ESTATÍSTICA MATEMÁTICA
DEPARTAMENTO DE TECNOLOGIA**

LUCILAINE GOIN ABITANTE

**APLICAÇÃO DO CONTROLE LINEAR *FEEDBACK* NO PROCESSO DE
FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA EM BATELADA ALIMENTADA**

Ijuí (RS), Março de 2009

Livros Grátis

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

LUCILAINE GOIN ABITANTE

**APLICAÇÃO DO CONTROLE LINEAR *FEEDBACK* NO PROCESSO DE
FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA EM BATELADA ALIMENTADA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Modelagem Matemática da Universidade Regional do Noroeste do Estado do Rio Grande do Sul, como requisito parcial para a obtenção do título de mestre em Modelagem Matemática.

Orientador: Gilmar de Oliveira Veloso

Co-orientador: Marat Rafikov

Ijuí (RS), Março de 2009

Ao meu amado esposo Elton,
que sempre apoiou nos momentos difíceis.

Ao meu querido e amado filho Mateus,
por compreender minha ausência.

AGRADECIMENTOS

As nossas conquistas nada mais são do que frutos do nosso trabalho e dedicação. Muito mais saborosos quando demandam de muito esforço e abdicção para almejá-los, como a distância das pessoas que mais amamos. Esta vitória não é só minha, mas de toda minha família, que lutou comigo, especialmente meu marido e meu filho. A distância tornou-nos mais unidos em pensamento, em coração. Ausentar-me semanalmente de meu lar, deixando um pedacinho de mim em casa, com meu filho, foi muito doloroso pois, ao entrar no ônibus, via aquele rostinho triste com a minha partida, e, ao se deitar, à noite, quando escutava o ônibus passar dizia: “pai, meu coração acha que a mãe está chegando da faculdade”. Sentimos muitas saudades, mas fomos fortes o suficiente para suportá-la e sermos mais fortes, porque saudade só sente quem ama.

Muitas pessoas fizeram parte desta vitória e merecem todo o carinho e consideração, pois sozinhos nada somos.

Agradeço imensamente:

a Deus, pois nas horas de desalento, a Ele recorro em minhas orações;

a minha Santa Protetora, Nossa Senhora de Lourdes, de quem sou devota e a quem dedico minhas preces;

ao meu grande companheiro, amor, amigo e incentivador, meu marido, Elton, que juntamente com nosso filho Mateus, o grande amor de nossas vidas, soube compreender os momentos de ausência e construir em nosso lar uma base cada vez mais sólida de amor e união;

ao meu filho amado, que sempre se mostrou muito forte ante a necessidade de nos distanciarmos toda semana para que eu partisse em busca de meus ideais;

aos meus pais pelo grande incentivo, pelo cuidado que tiveram com Mateus durante meus estudos, e pela dedicação incondicional com que sempre brindaram;

a minha irmã caçula, Bruna, menina meiga e adorada que, para mim, foi sempre como uma filha, e mesmo criança, sempre ajudou-me quando precisei;

a minha grande amiga e irmã, Mariléia, que mesmo longe neste mesmo período, por estar estudando também, sempre esteve presente em pensamento. A distância e o pouco tempo não nos impediram de socializar nossos desabafos e angústias, pois a luta para ambas não foi fácil, mas trouxe valiosas recompensas. Também ao meu querido cunhado Estefano, grande amigo, sempre bem-humorado, apesar de sentir falta dos amigos que aqui deixou, conseguia fazer rir quando se estava triste;

ao professor Dr. Gilmar de Oliveira Veloso, meu orientador, por toda sua dedicação, atenção, confiança, amizade e seriedade nos ensinamentos ao longo desta conquista;

a todos os professores do Mestrado em Modelagem Matemática, em especial ao professor Dr. Marat Rafikov, co-orientador desta pesquisa, que se dispôs a compartilhar seus conhecimentos em nosso estudo; ao professor Valdieiro que também foi um grande colaborador para o enriquecimento desta pesquisa;

às minhas grandes amigas e colegas, Angeli, Elizangela e Margiane pelos momentos de estudo e companheirismo; ao colega Luciano por sua atenção em discutir sobre minha pesquisa contribuindo com sugestões e estratégias;

a minha querida empregada Loreci, que soube cuidar tão bem do meu filho quando estive ausente, por toda sua dedicação e carinho;

à dona Leda e seu Omar pela grande acolhida em sua casa neste período, abrindo para mim as portas de seu lar com muito carinho;

a CAPES pelo suporte financeiro ao estudo;

a todos que, de uma ou outra forma, contribuíram para esta conquista.

A Matemática é o alfabeto com o qual DEUS escreveu o universo.

Pitágoras.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	ix
LISTA DE TABELAS	xi
LISTA DE SÍMBOLOS	xii
RESUMO	xv
ABSTRACT	xvi
1 INTRODUÇÃO	1
1.1 Generalidades	1
1.2 Objetivos	6
1.3 Metodologia.....	6
1.4 Proposta e Organização do Trabalho.....	7
2 FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA A PARTIR DE CALDO DE CANA DE AÇÚCAR..	9
2.1 Introdução.....	9
2.2 Álcool	9
2.3 Cana de Açúcar	10
2.4 Substrato	10
2.5 Células Metabolizantes.....	11
2.6 Fermentação Alcoólica.....	13
2.6.1 Fermentação Contínua.....	15
2.6.2 Fermentação Semicontínua	16
2.6.3 Fermentação em Batelada ou Descontínua	16
2.6.4 Fermentação em Batelada Alimentada ou Descontínua Alimentada	16
3 MODELAGEM MATEMÁTICA	25
3.1 Introdução.....	25
3.2 Modelagem matemática dos Processos Fermentativos	25

3.3	Modelo Matemático	28
3.3.1	Modelo para Células.....	28
3.3.2	Modelo para Substrato	29
3.3.3	Modelo para o Produto.....	29
3.4	Sistema Dinâmico em Variáveis de Estado.....	30
3.5	Modelos Cinéticos.....	31
3.6	Cálculo do Rendimento e Produtividade do Processo.....	34
4	CONTROLE DO PROCESSO FERMENTATIVO	35
4.1	Introdução.....	35
4.2	Controle Proposto para Sistemas Não-Lineares.....	39
4.3	Análise de Estabilidade do Controle	42
4.4	Formulação do Projeto de Controle da Vazão de Alimentação	48
4.4.1	Controle Ótimo Direcionando o Sistema a um Ponto fixo.....	50
4.4.2	Controle Ótimo Direcionando o Sistema a uma Trajetória Desejada	52
5	SIMULAÇÕES	56
5.1	Simulação do Sistema de Fermentação Sem Controle de Vazão	56
5.2	Simulação do Direcionamento do Sistema de Fermentação a um Ponto Fixo.....	60
5.3	Simulação do Direcionamento do Sistema a uma Trajetória Desejada.....	68
6	CONCLUSÕES	75
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	78
	ANEXO A Resultados experimentais e parâmetros cinéticos obtidos Por Borges (2008). 82	
	ANEXO B Trajetórias Desejadas	83
	ANEXO C Ajuste de Curvas para o modelo cinético de Andrews (1968) utilizando os dados experimentais de Borges (2008).....	85

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Molécula de etanol (C_2H_5OH).....	10
Figura 2.2 – Brotamento da levedura <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	12
Figura 2.3 – Reação Gay-Lussac.....	17
Figura 2.4 – Dorna Vazia.....	18
Figura 2.5 – Início da Adição de Substrato.....	19
Figura 2.6 – Dorna ao Término de seu Enchimento.....	20
Figura 2.7 – Centrífuga.....	21
Figura 2.8 – Vinho Bruto Centrifugado.....	21
Figura 2.9 – Colunas de Destilação.....	22
Figura 2.10 – Produto Final.....	23
Figura 2.11 – Processo de Produção de Etanol.....	24
Figura 4.1 – Esquema de Controle em Malha Aberta.....	36
Figura 4.2 – Esquema de Controle em Malha Fechada.....	36
Figura 4.3 – Sistema de Controle Ótimo.....	48
Figura 5.1 – Gráfico da Variação de Concentração Celular com Vazão de Alimentação Constante.....	57
Figura 5.2 – Gráfico da Variação de Concentração de Substrato com Vazão de Alimentação Constante.....	58
Figura 5.3 – Gráfico da Variação de Concentração de Produto com Vazão de Alimentação Constante.....	58
Figura 5.4 – Gráfico da Variação de Volume com Vazão de Alimentação Constante.....	59
Figura 5.5 – Gráfico da Variação da Vazão Específica de Alimentação.....	60
Figura 5.6 – Gráfico da Variação dos Sinais de Controle Enviados a Vazão de Alimentação.....	61
Figura 5.7 – Gráfico da Variação de Concentração Celular com Controle da Vazão de Alimentação.....	62
Figura 5.8 – Gráfico da Variação de Concentração de Substrato com Controle da Vazão de Alimentação.....	63
Figura 5.9 – Gráfico da Variação de Concentração de Produto com Controle da Vazão de Alimentação.....	64
Figura 5.10 – Gráfico da Variação de Volume com Controle de Vazão de Alimentação.....	65
Figura 5.11 – Gráfico da Variação da Vazão Específica de Alimentação.....	65
Figura 5.12 – Gráfico da Soma dos Desvios Quadráticos da Trajetória de Sistema $l(t)$	66

Figura 5.13 – Diagrama de Fases do Sistema de Fermentação em Batelada Alimentada com Controle da Vazão de Alimentação.....	66
Figura 5.14 – Gráfico da Variação dos Sinais de Controle Enviados a Vazão de Alimentação Direcionando o Sistema a uma Trajetória Desejada.....	68
Figura 5.15 – Gráfico da Variação da Concentração Celular com Controle de Vazão de Alimentação Direcionando o sistema a uma Trajetória Desejada.....	69
Figura 5.16 – Gráfico da Variação da Concentração de Substrato com Controle de Vazão de Alimentação Direcionando o sistema a uma Trajetória Desejada.....	70
Figura 5.17 – Gráfico da Variação da Concentração de Produto com Controle de Vazão de Alimentação Direcionando o sistema a uma Trajetória Desejada.....	71
Figura 5.18 – Gráfico da Variação de Volume com Controle de Vazão de Alimentação Direcionando o sistema a uma Trajetória Desejada.....	71
Figura 5.19 – Gráfico da Variação da Vazão Específica de Alimentação Direcionando o Sistema a uma Trajetória Desejada.....	72
Figura 5.20 – Gráfico da Soma dos Desvios Quadráticos da Trajetória de Sistema $l(t)$	72
Figura 5.21 – Diagrama de Fases do Sistema direcionado a uma Trajetória Desejada.....	73
Figura B.1 – Trajetória Desejada para a Variação da Concentração de Substrato.....	83
Figura B.2 – Trajetória Desejada para a Variação de Concentração Celular.....	83
Figura B.3 – Trajetória Desejada para a Variação da Concentração de Produto.....	84
Figura C.4 – Gráfico de Ajuste da velocidade de Crescimento celular de ANDREWS (1968).	85
Figura C.5 – Gráfico de Ajuste da Velocidade da Formação de Produto de ANDREWS (1968).	85

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Modelos Cinéticos por BIROL (1998).....	32
Tabela 3.2 – Modelos Cinéticos mais utilizados na fermentação alcoólica.....	33
Tabela 5.1 – Concentrações Finais Calculadas.....	67
Tabela 5.2 – Concentrações Finais Calculadas.....	73
Tabela A.1 – Resultados Experimentais obtidos por Borges (2008) com um volume inicial de 1,5 litros e final de 5 litros, tempo de enchimento de 5 horas, vazão de 0,67 litros por hora e tempo total de processo 11 horas.....	82
Tabela A.2 – Parâmetros Cinéticos estimados por Borges (2008).....	82

LISTA DE SÍMBOLOS

Caracteres Arábicos

$A \in R^{n \times n}$	Matriz Constante formada pela linear do sistema dinâmico	
$B \in R^{n \times m}$	Matriz dos termos constantes do sistema dinâmico	
D	Vazão Específica de Alimentação	$[h^{-1}]$
$\frac{dM_p}{dt}$	Velocidade de variação da massa de produto no fermentador	$[g/h]$
$\left(\frac{dM_p}{dt}\right)_c$	Velocidade de formação de produto em termos mássicos	$[g/h]$
$\frac{dM_{sc}}{dt}$	Velocidade de consumo de substrato em termos mássicos	$[g/h]$
$\frac{dM_{sr}}{dt}$	Velocidade de Variação da massa de substrato residual no fermentador	$[g/h]$
$\frac{dM_x}{dt}$	Velocidade de Variação de massa celular seca no fermentador	$[g_{seca} / l. h]$
$\left(\frac{dM_x}{dt}\right)_c$	Velocidade de crescimento celular em termos mássicos	$[g_{seca} / l. h]$
$\frac{dP}{dt}$	Velocidade de Variação da Concentração de Produto no Fermentador	$[g/l. h]$
$\frac{dS}{dt}$	Velocidade de Variação da Concentração de Substrato no Fermentador	$[g/l. h]$
$\frac{dV}{dt}$	Velocidade de variação do volume na dorna	$[l/h]$
$\frac{dX}{dt}$	Velocidade de Variação da Concentração Celular no Fermentador	$[g_{seca} / l. h]$
f	Função	
F	Vazão Volumétrica de Alimentação	$[l/h]$
$g(y)$	Vetor cujos elementos são funções contínuas das variáveis de estado	
$g(y_d)$	Vetor cujos elementos são funções contínuas das variáveis de estado desejadas	
$h(x)$	Matriz composta por funções de y e y_d	

i	Tempo	$[h]$
J	Funcional do índice de desempenho do controle	
J_c	Matriz Jacobiana	
K_i	Constante de Inibição do Crescimento Celular pelo Substrato	$[h^{-1}]$
K'_i	Constante de Inibição do Crescimento Celular pelo Substrato Adimensional	$[h^{-1}]$
K_p	Constante de Inibição pelo Produto	$[h^{-1}]$
K'_p	Constante de Inibição pelo Produto Adimensional	$[h^{-1}]$
K_s	Constante de Saturação para o Crescimento Celular	$[h^{-1}]$
K'_s	Constante de Saturação para o Crescimento Celular Adimensional	$[h^{-1}]$
$l(x)$	Função que caracteriza a soma dos desvios dos quadrados do sistema da trajetória desejada	
m_s	Constante de manutenção celular	
M_s	Constante de manutenção celular Adimensional	
n	Potência do termo de inibição pelo produto	
$P \in R^{n \times n}$	Matriz Simétrica que satisfaz a equação de Ricatti	
P_{max}	Concentração de produto onde cessa o crescimento microbiano Adimensional	
P_r	Concentração de Produto no Fermentador	$[g/l]$
$Q \in R^{n \times n}$	Matriz constante, simétrica, definida positiva que satisfaz a Equação de Ricatti	
$R \in R^{n \times m}$	Matriz constante, definida positiva	
S	Concentração de Substrato Residual no Fermentador	$[g/l]$
S_m	Concentração de Substrato no Mosto de Alimentação	$[g/l]$
U	Sinal de Controle	
u	Vetor de Controle	
u_d	Parcela <i>feedforward</i> do controle	
u_t	Parcela <i>feedback</i> do controle	
x	Variável dos desvios	
X	Concentração Celular	$[g/l]$

V	Volume do fermentador	[l]
V_i	Volume Inicial	[l]
V_L	Função de Lyapunov	
Y_{xs}	Fator de Conversão de Substrato em Células	[g/g]
Y_{ps}	Fator de Conversão de Substrato em Produto	[g/g]
y	Vetor das variáveis de estado	
y_d	Vetor das variáveis desejadas	

Caracteres Gregos

μ_x	Velocidade Específica de Crescimento Celular	[h ⁻¹]
μ_{xa}	Velocidade Inicial de Crescimento Celular	[h ⁻¹]
μ_p	Velocidade Específica de Crescimento de Produto	[h ⁻¹]
μ_{pa}	Velocidade Inicial de Crescimento de Produto	[h ⁻¹]
μ_s	Velocidade de Consumo de Substrato	[h ⁻¹]

Simbologia

($\dot{}$)	Derivada primeira
-------------------------	-------------------

RESUMO

Este trabalho apresenta a aplicação do controle linear *feedback* para sistemas não-lineares, proposto por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008), no controle da vazão de alimentação do processo de fermentação alcoólica em batelada alimentada para produção de etanol, utilizando a célula *Saccharomyces cerevisiae*. Esta metodologia foi aplicada no intuito de direcionar o sistema de um estado inicial a um estado final desejado, garantindo a estabilidade do sistema, além da validação do modelo controlado através de simulações numéricas em linguagem C++. Com base no modelo não-linear adotado, formulou-se o projeto do controlador, em que foram trabalhados dois casos, conduzir o sistema de um ponto inicial a um ponto final fixo, através da linearização do modelo, e a uma trajetória desejada através do ajuste das velocidades específicas de crescimento celular, consumo de substrato e formação de produto, o que viabilizou a aplicação da metodologia. Em ambos, buscou-se a função de controle *feedback* que estabiliza o sistema em torno da trajetória desejada, somada a parcela *feedforward*, que mantém o sistema controlado em torno da trajetória desejada, geram o vetor de controle. Formulada a estratégia de controle, foram realizadas as respectivas simulações, avaliando o desempenho do controlador pelo seu rendimento e produtividade final em relação ao desempenho experimental. Os resultados da aplicação desta metodologia descreveram produções superiores a experimental ao longo das simulações, podendo obter concentrações maiores de etanol em processos de tempos mais curtos que o experimental, como é o caso da indústria.

Palavras-chave: Fermentação Alcoólica, Batelada Alimentada, Vazão de Alimentação, Etanol, *Saccharomyces cerevisiae*, Controle Ótimo.

ABSTRACT

This work presents the application of the linear control feedback for nonlinear systems, proposed by RAFIKOV and BALTHAZAR (2008), in the control of the fed rate of the process of alcoholic fermentation fed-batch mode for the ethanol production, utilizing the cell *Saccharomyces cerevisiae*. This methodology was applied in the intention of direct the system from an initial state to a desired final state, guaranteeing the stability of the system, besides the validation of the model controlled through numerical simulations in language C++. With basis in the nonlinear model adopted, one formulated the project of the controller, where it was worked two cases, to conduct the system from a initial point to a final point fixed, through the linearization of the model, and to a desired trajectory through the adjust of the specific velocities of cell growth, consumption of residues and formation of product, what made possible the application of the methodology. In both, one searched the function of control *feedback* which stabilizes the system around the desired trajectory, added the parcel *feedforward*, that maintains the system controlled around the desired trajectory, generate the vector of control. Formulated the strategy of control, it was carried out the respective simulations, evaluating the performance of the controller by its efficiency and final productivity in relation to the experimental performance. The results of the application of this methodology described productions superior to the experimental during the simulations, being able to obtain bigger concentrations of ethanol in processes of times shorter than the experimental, as it is the case of the industry.

Keywords: Alcoholic Fermentation, Fed-Batch, Fed rate, Ethanol, *Saccharomyces cerevisiae*, Optimum Control.

1 INTRODUÇÃO

1.1 Generalidades

A utilização do etanol combustível no Brasil como aditivo à gasolina ocorre desde a década de 1920. Porém, foi somente a partir de 1931 que o combustível produzido a partir da cana-de-açúcar passou a ser oficialmente adicionado à gasolina, então importada. Em 14 de novembro de 1975, com o lançamento do Programa Nacional do Álcool (Pro-álcool), com o decreto no 76.593, o Governo proporcionou as condições necessárias para que o setor sucro-alcooleiro brasileiro se tornasse, três décadas mais tarde, um dos mais modernos do mundo, tendo alcançado significativos resultados tanto ambientais quanto econômicos.

O PROÁLCOOL tinha como objetivos principais a introdução no mercado da mistura gasolina-álcool (anidro) e o incentivo ao desenvolvimento de veículos movidos exclusivamente a álcool (hidratado). Contudo, apenas em 2002 iniciou-se a revitalização do álcool combustível, marcado pela liberalização dos preços dos produtos setoriais, pela introdução dos veículos flex-fuel em 2003 (que utilizam qualquer mistura de álcool hidratado e gasolina), pelas possibilidades de aumento nas exportações de etanol e pelos elevados preços do petróleo no mercado mundial. Nessa fase, a dinâmica do setor sucro-alcooleiro passou a depender muito mais dos mecanismos de mercado, em especial do mercado externo, do que do impulso governamental. O setor realizou investimentos, expandiu a produção, modernizou-se tecnologicamente e, hoje, o etanol de cana-de-açúcar é produzido no Brasil de modo eficiente e a preços competitivos internacionalmente (Ministério das Relações Exteriores).

O etanol brasileiro é o mais barato disponível no mercado mundial, produzido com cana-de-açúcar, apresenta um custo de US\$ 0,20/litro, enquanto o etanol americano, de milho, custa US\$ 0,33/litro, na Europa, o etanol produzido à base de trigo custa US\$ 0,48/litro, e o etanol de beterraba sai por US\$ 0,52/litro. Outro fator que favorece o País é a grande quantidade de terra disponível para ampliar a produção; o país conta com uma área agricultável de aproximadamente 62 milhões de hectares, sendo que 6 milhões são cultivados com cana-de-açúcar, dos quais 50% vão para a produção de etanol (ZAPAROLLI, 2007).

O Brasil conta com uma posição privilegiada para atender às necessidades de importações maiores de etanol para fins combustíveis. O País possui uma grande região produtora que se destaca dentre as demais: São Paulo, com bons solos, áreas mecanizáveis, fortes investimentos em pesquisa e clima regular, é a região que lidera a produção de cana-de-açúcar no Brasil com dois terços da produção do país e 75% das exportações. Em segundo lugar, destaca-se a região nordeste como tradicional produtora desta matéria prima, com produção alternada à de São Paulo, o que potencializa o Brasil com sua presença no mercado mundial do etanol ao longo de todo o ano. E em terceiro fica o estado de Minas Gerais com uma taxa de ampliação de produção de 8,6% ao ano, contra 4,81% da média nacional, sendo que a maior concentração de produção se localizada no Triângulo Mineiro.

Segundo estimativa do IBGE, a área de cana-de-açúcar plantada no Brasil, em 2008, aumentou cerca de 8,6% em relação a 2007 e a produção de cana-de-açúcar esperada é de 558 milhões de toneladas, 8,3% acima da produção obtida em 2007, que ficou em 515,3 milhões de toneladas.

Segundo ZAPAROLLI (2007), a expansão do etanol do mercado internacional é motivada por dois importantes fatores. O primeiro é a estratégia que vem sendo adotada por inúmeros países de reduzir a dependência energética do petróleo, uma commodity com preços altamente influenciados pelos humores políticos dos países produtores. O segundo fator é a crescente preocupação com o impacto ambiental causado pela queima dos combustíveis fósseis na produção de energia.

Entretanto, o país tem enfrentado vários obstáculos, e um deles é o de transformar o etanol em uma commodity internacional, o que dificultaria a criação de barreiras tarifárias, principal dificuldade enfrentada na exportação, além de mostrar para o mundo as vantagens econômicas do produto.

Mas os Estados Unidos, Brasil e União Européia decidiram acelerar medidas para tornar o álcool combustível uma commodity, e desta forma, o produto será negociado internacionalmente e seu uso será ampliado. O intuito era que até dezembro de 2008 se conclísse o plano de standardização para analisar as propriedades do álcool, como teor de água e energia, para então, já em 2009, o etanol alcançar seu maior status, o de commodity (MONTANI in: Jornalcana, 2008).

Enquanto a Europa e os Estados Unidos tentam criar barreiras à exportação de biocombustíveis pelo Brasil, com uma tarifa de US\$ 0,54 por galão importado, o Japão, terceira maior economia mundial, atrás dos EUA e da China, vêem a energia renovável brasileira como saída para a dependência do petróleo e outras fontes de energia poluentes que causam mudanças climáticas. Brasil e Japão assinaram em julho de 2008, acordos nas áreas de biomassa e biotecnologia, que prevêem o aumento da compra de etanol brasileiro e pesquisas para baratear a produção de álcool (NASCIMENTO, Terra Online).

Com o intuito de cumprir as metas de redução de gases de efeito estufa previstas no Protocolo de Kyoto, especialistas afirmam que o Japão terá que comprar mais 20 milhões de toneladas em crédito de carbono até 2012, para alcançar suas metas. E o etanol brasileiro pode contribuir com a redução dessas emissões, tanto como combustível para veículos como na produção industrial.

O Protocolo de Kyoto, acordado em 1997 na cidade japonesa de Kyoto, ganhou forças quando a Rússia decidiu ratificá-lo em 2004. A ratificação do Protocolo se deu no Brasil em fevereiro de 2005, estabelecendo metas de redução de gases poluentes no planeta. Este documento foi assinado por 141 países, reunindo em torno de 55% dos responsáveis pelas emissões e apenas 30 países industrializados estão sujeitos a estas metas. O Brasil ratificou o tratado, porém não teve de se comprometer com as metas, pois foi considerado país em desenvolvimento. Entretanto, um dos maiores poluidores, os Estados Unidos, não aderiram ao tratado alegando que sua implementação prejudicaria a economia do país.

Este tratado possibilita o comércio de emissões, onde os países que poluem mais podem comprar créditos de carbono não usados por aqueles que têm direito a mais emissões do que geram. Além disso, os países podem ganhar créditos se investirem em atividades capazes de absorver carbono.

Segundo ANDRIETTA et. al. (2006), as reservas de petróleo, segundo previsões, serão suficientes apenas para atender uma demanda deste combustível por não mais de 40 anos. Por isso, a preocupação imediata do Protocolo de Kyoto de que os países desenvolvidos reduzam em 5% as emissões de dióxido de carbono na atmosfera provenientes da queima de petróleo.

Como a cada ano a temperatura do planeta aumenta e mudanças climáticas desordenadas têm provocado fenômenos naturais que até então eram inéditos, toda atenção se volta para questões ambientais inerentes à sobrevivência dos seres vivos em um ambiente adequado a sua existência. Por isso, todas as nações buscam medidas efetivas que agreguem energias limpas em detrimento às energias fósseis prejudiciais ao aquecimento global. Porém, vale ressaltar que o etanol, por si só, não é a solução para o aquecimento global, mas sim parte integrante deste processo de desaquecimento do planeta. Logo, um processo de desenvolvimento consciente dos biocombustíveis pode colaborar no ensejo desta redução almejada pelas nações.

Com todo este otimismo comercial decorrente da pressão ambientalista nos países desenvolvidos para a implementação do uso de combustíveis de fontes renováveis e não-poluente em substituição aos combustíveis fósseis, o etanol brasileiro se apresenta atualmente no mercado internacional como segundo maior produtor, ficando atrás apenas dos EUA. Porém, o Brasil classifica-se como maior exportador no cenário global, reconhecido mundialmente pelo pioneirismo na inserção do etanol em sua matriz energética.

Diversos órgãos internacionais têm manifestado publicamente as qualidades do etanol derivado da cana. O Banco Mundial (Bird) e a Organização para Cooperação e Desenvolvimento Econômico (OCDE) também atestam os benefícios desta forma de produção, considerando-o como mais eficiente globalmente. A própria Organização das Nações Unidas (ONU) e a Agência Internacional de Energia (AIE) classificam o etanol proveniente da cana-de-açúcar como o biocombustível mais aceitável do ponto de vista ambiental, em comparação com aquele derivado do milho e da beterraba, por exemplo (JUNQUEIRA, 2008).

Em contrapartida a este cenário favorável ao etanol, o aumento da capacidade produtiva no Brasil nos próximos anos não se dará somente com a expansão da área plantada com cana-de-açúcar, mas no aumento da produção de litros de combustível por hectare plantado, seja em pesquisas por variedades melhoradas geneticamente como também na otimização do processo de produção do etanol. Para que isso aconteça, se faz necessário forte investimento em pesquisas e estudos voltados a tecnologias de melhoramento nos aspectos físicos, químicos, biológicos, agrônômicos entre outros, todos com o intuito de transformar o país na maior potência mundial de produção de etanol.

Por isso, os métodos de otimização aparecem de modo a aprimorar o desempenho dos mais diversos sistemas, ou seja, tornar o processo o mais efetivo ou funcional possível. Desta forma, pode-se definir a otimização como sendo um processo baseado em instruções que permitam obter o melhor resultado. Cientificamente estas instruções são frequentemente expressas através de modelos matemáticos que procuram maximizar ou minimizar alguma propriedade específica do sistema em estudo. É na escolha desta propriedade a ser otimizada e das condições de controle que se encontram grande parte das discussões.

Processos bioquímicos industriais são inerentemente complexos. Biorreatores apresentam comportamento não-linear. Modelos matemáticos desses sistemas, baseados em enfoques clássicos da engenharia de processos, resultam muitas vezes em problemas intratáveis em virtude do número excessivo de parâmetros, ou o oposto, muitas simplificações da realidade não conseguem captar aspectos essenciais do caso em estudo. Logo, a automação de bioprocessos é atualmente uma imposição ao mundo competitivo em que se inserem os processos produtivos baseados em biotecnologia, e um campo em franca expansão. Sendo assim, os sistemas de controle são uma ferramenta muito importante para a matemática aplicada nas diversas subáreas da engenharia moderna e muito difundida atualmente, pois contribuem significativamente na melhora da produção.

Por isso, faz-se necessário o estudo dos fatores que exibem efeito significativo sobre a resposta do sistema e que podem ser ajustados para melhorar o desempenho de produtividade. Um destes importantes estudos de controle de sistemas encontra-se na fermentação do caldo de cana na produção de etanol, onde o tempo passou a ser uma variável muito importante no processo, assim como as velocidades de enchimento da dorna são fundamentais para um bom procedimento. Vazões muito altas podem ocasionar formação de espuma excessiva e prejudicar a produção pela inibição que são capazes de causar as leveduras com o acúmulo de substrato, como também, vazões muito baixas podem conduzir a tempos muito elevados de fermentação.

Conhecendo então a dinâmica do sistema em estudo e suas propriedades, é possível desenvolver um projeto de controle baseado no modelo nominal, de modo a aprimorar o desempenho do processo a um estado desejado.

1.2 Objetivos

Considerando os numerosos aspectos favoráveis à investida do etanol como o combustível do futuro, o presente trabalho estuda o controle da vazão de alimentação à dorna de fermentação em processo de batelada alimentada aplicando o controle ótimo proposto por RAFIKOV e BALTAZAR (2008) em dois casos: no ensejo de direcionar o sistema de fermentação alcoólica de um estado inicial a um estado-final desejado, como também, conduzir o sistema em uma trajetória desejada, garantindo a estabilidade do sistema.

A intenção é desenvolver um modelo matemático para a fermentação alcoólica com controle de vazão, validando este modelo através de simulações numéricas. Esta metodologia de controle proposta por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) foi aplicada e testada através de simulações numéricas em sistemas populacionais biológicos como também em tarefas de posicionamento preciso em acionamento pneumático, sendo este último validado experimentalmente, além de controle de doses de tratamento para células tumorais. Porém, envolvendo fermentação alcoólica, este é o primeiro trabalho onde esta metodologia é aplicada.

1.3 Metodologia

Primeiramente fez-se uma ampla revisão bibliográfica sobre a modelagem matemática do processo de fermentação alcoólica, quando se visitou uma usina produtora de álcool combustível para verificar, na prática, como processo realmente acontece. Buscou-se conhecer também as possibilidades de nutrientes capazes de serem metabolizados pelos microorganismos (leveduras e/ou bactérias) na produção de etanol, além de saber a diferença entre alguns álcoois. Diversos modelos cinéticos foram encontrados na literatura, cada um com suas características, sendo que os modelos adotados foram os que se identificavam com o processo em estudo de modo a não torná-lo excessivamente complexo, mas manuseável do ponto de vista matemático. Conhecer todo o sistema de fermentação alcoólica, além da metodologia de controle ótimo proposto por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008), foi fundamental para a formulação de um modelo de controle coerente, validado por simulações numéricas feitas através do programa desenvolvido em linguagem C++. Após obter os resultados das simulações, os mesmos foram comparados com os obtidos experimentalmente

por BORGES (2008), a fim de comparar os resultados obtidos entre teoria e prática, e verificar sua coerência. Esta verificação deu-se pela avaliação do desempenho do controlador no que tange ao rendimento e produtividade ao final do processo.

1.4 Proposta e Organização do Trabalho

A proposta desta dissertação de mestrado é contribuir para o avanço científico do processo de produção de etanol, pois as indústrias, em sua maioria, trabalham baseadas em conhecimento empírico. Sendo assim, este estudo vem dar sua contribuição para que este fato possa ser revertido, ainda que lentamente, pois existem poucos trabalhos nesta área de controle da vazão de alimentação do processo fermentativo na produção de etanol.

Logo, o presente trabalho estuda o controle da vazão de alimentação a dorna de fermentação alcoólica em batelada alimentada, tendo como matéria prima de produção a cana-de-açúcar e como célula metabolizante a levedura *Saccharomyces cerevisiae* e aborda os seguintes aspectos:

- O capítulo I reúne informações relevantes ao entendimento do processo, como os tipos de álcool carburante, as matérias-primas que podem ser fermentadas, além dos tipos de fermentação alcoólica, com ênfase para o processo em batelada alimentada, foco do estudo;
- O capítulo II apresenta o procedimento de modelagem matemática de um sistema, como também o modelo de fermentação alcoólica, além do estudo das equações cinéticas envolvidas no modelo;
- No capítulo III faz-se uma abordagem do método de controle linear por realimentação proposto por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) e da análise de estabilidade do sistema, além da formulação da função de controle ótimo para o controle da vazão de alimentação do modelo de fermentação alcoólica em batelada alimentada, para dois casos: direcionar o sistema a um ponto fixo final desejado e direcionar o sistema a uma trajetória desejada;
- No capítulo IV apresenta-se a simulação do modelo com vazão constante para verificar o desempenho do programa que representa o modelo de fermentação alcoólica em batelada alimentada com relação aos dados experimentais de BORGES

(2008). Também a simulação do controle de vazão para o direcionamento a um ponto fixo final e o controle de vazão para o direcionamento a uma trajetória desejada, além da análise de estabilidade da matriz $h(t)$, onde são comparados os resultados obtidos através das simulações com os resultados obtidos experimentalmente por BORGES (2008), para validação da função de controle encontrada nos dois casos estudados quanto ao rendimento e produtividade alcançados.

2 FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA A PARTIR DE CALDO DE CANA DE AÇÚCAR

2.1 Introdução

Neste capítulo apresenta-se uma simples abordagem dos componentes da fermentação alcoólica, bem como os tipos de fermentação existentes, focando a fermentação em batelada alimentada, que é o tema de estudo do trabalho, com o objetivo de proporcionar ampla compreensão sobre o que debate a pesquisa.

2.2 Álcool

Os tipos de álcool carburantes que se tem no mercado, tanto para adição quanto para uso puro em motores, são o etanol e o metanol. Este último, oriundo da mesma família do etanol, é um líquido inflamável muito tóxico, funde-se a uma temperatura de 98°C aproximadamente e quando queimado não emite chamas, porém possui elevado índice de octanagem aproveitando em torno de 40% a energia fornecida. O metanol é produzido pela destilação da madeira ou reação do gás de síntese vindo de origem fóssil (uma mistura de H_2 com CO passando por um catalisador metálico a altas temperaturas e pressões), ele é utilizado principalmente como solvente industrial na indústria de plásticos, na extração de produtos vegetais e animais e também na indústria farmacológica. O etanol (ou álcool etílico hidratado) é um líquido incolor (com ponto de ebulição de 78°C e ponto de fusão de -114°C), com cheiro característico, volátil, inflamável e solúvel em água. Possui uma concentração pura de álcool de 96% e 4% de água, obtido pela fermentação de açúcares, pode ser encontrado em bebidas, indústrias de perfumaria e no Brasil é muito utilizado como combustível em motores de explosão; sua composição de álcool e água é padronizada por legislação pertinente e constitui, este último, um mercado em ascensão, pois é obtido de fontes renováveis de energia pela utilização de biomassa agrícola. Usa-se muito também o álcool anidro, conhecido como álcool sem água, pois possui em sua composição 99,95% de álcool puro e apenas 0,05% de água - também oriundo de fermentação, ele é miscível com a gasolina em qualquer proporção, sendo que na proporção de até 20% não são necessárias grandes modificações no motor apenas alguns ajustes. Esta adição é controlada por lei federal. Para obter o álcool anidro, o etanol (álcool etílico hidratado) 96 % é tratado com cal virgem e, a seguir, destilado. Esta

reação de cal virgem e a água produzem cal hidratada que não sai na destilação, porém quando esta operação é feita em grande escala, a destilação é feita com benzeno.

Em seguida pode-se observar pela figura 2.1 a composição de uma molécula de etanol (<http://portalsaofrancisco.com.br/alfa/meio-ambiente-etanol/etanol-2.php>).

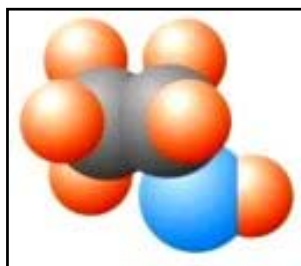


Figura 2.1 – Molécula de etanol (C_2H_5OH)

2.3 Cana de Açúcar

Na produção de etanol, a matéria-prima potencial é a cana-de-açúcar, planta tropical com inúmeras variedades. Segundo a enciclopédia Delta Larousse, submetida ao processo de moagem, fornece de 60 a 75% de suco doce e potável (caldo de cana), rico em sais minerais e açúcares vegetais como glicose e sacarose. Este caldo fermentado vai dar o vinho que por processo de destilação resultará em aguardente ou mesmo o álcool combustível, conforme regulagem na destilação, além de diversos outros componentes. O bagaço resultante do esmagamento dos colmos para a obtenção do caldo pode ser aproveitado na própria usina como fonte de energia a ser queimada nas caldeiras, ou também na fabricação de papel. As cinzas desse bagaço fornecem excelente adubo potássio-fosfatado. Por outro lado, o vinhoto ou vinhaça, líquido que sobra no processo de destilação, e que por muito tempo era jogado nos rios e córregos, hoje em dia é reaproveitado como adubo na própria lavoura de cana.

2.4 Substrato

O caldo de cana-de-açúcar utilizado como substrato na fermentação alcoólica, segundo ANDRIETTA et. al. (2006), apresenta um rendimento perto de 80 litros por tonelada de cana-de-açúcar, e até o presente momento é a única matéria-prima utilizada em escala industrial na produção de etanol no Brasil.

Em outros países, como os Estados Unidos, o etanol é produzido a partir de milho, que é uma matéria prima indiretamente fermentescível. Para produzir o substrato de fermentação a partir do milho, é necessário o processo de hidrólise para obtenção dos açúcares fermentescíveis, enquanto o caldo de cana possui estes açúcares na forma disponível para a levedura fermentá-lo, o que torna o custo de produção brasileiro inferior aos demais.

Porém, hoje, na prática, muitas indústrias brasileiras adotam como substrato de cana, não somente o caldo *in natura*, mas o melaço de cana, oriundo da cristalização da sacarose (açúcar), como forma de aproveitar o restante dos açúcares redutores que se encontram em boa quantidade no melaço.

2.5 Células Metabolizantes

A fermentação é realizada por leveduras, embora algumas bactérias possam produzir álcool. A espécie mais importante de levedura alcoólica dentre as 500 espécies conhecidas pelo homem, é a *Saccharomyces cerevisiae*. Esta levedura é um fungo utilizado como fermento biológico e conhecido como levedura de pão, também usada na produção de cerveja, bebidas destiladas e produção de etanol. A palavra levedura vem do termo latino *levare*, que tem sentido de crescer ou fazer crescer.

As leveduras são organismos unicelulares, que se multiplicam por via sexual e assexual. Este último é mais utilizado pelas leveduras nos processos industriais de fermentação. As leveduras dependem, para o seu desenvolvimento e sobrevivência, de carbono orgânico, principalmente na forma de carboidratos. Quanto ao ambiente, as leveduras se desenvolvem num intervalo ótimo de temperatura que fica entre 20 e 30 °C. Em relação ao PH, os limites estão entre 2,2 e 8,0, apresentando grande resistência osmótica (FILHO e MENDES, 2003).

Segundo AMORIN et. al. (1996), a levedura realiza a fermentação do açúcar contido no substrato, única e exclusivamente com o objetivo de conseguir a energia necessária à sua sobrevivência. O homem, por sua vez, beneficia-se desta atividade metabólica buscando os conhecimentos necessários para propiciar as condições ideais ao desenvolvimento destas leveduras, conseguindo então, maior produtividade em etanol, já que este é tão somente um subproduto deste processo.

A levedura do gênero *Saccharomyces* é largamente utilizada pela indústria produtora de álcool por ser bastante tolerante a elevadas concentrações de produto formado, a amplas variações de temperatura e desenvolvimento celular em ambientes ácidos, sendo assim um microorganismo com grande capacidade de transformação de açúcar em etanol (ANDRIETTA et. al. 2006).

A levedura *Saccharomyces cerevisiae* se reproduz por brotamento, ou seja, primeiro existe a formação de esporos, depois a fragmentação, e por últimos a extensão da hifa (crescimento apical), onde a célula mãe, após um período de união entre citoplasmas, dá origem a uma nova célula, como pode ser visto na figura 2.2 a seguir (www.sobiologia.com.br/conteudos/Reinos/biofungos2.php).

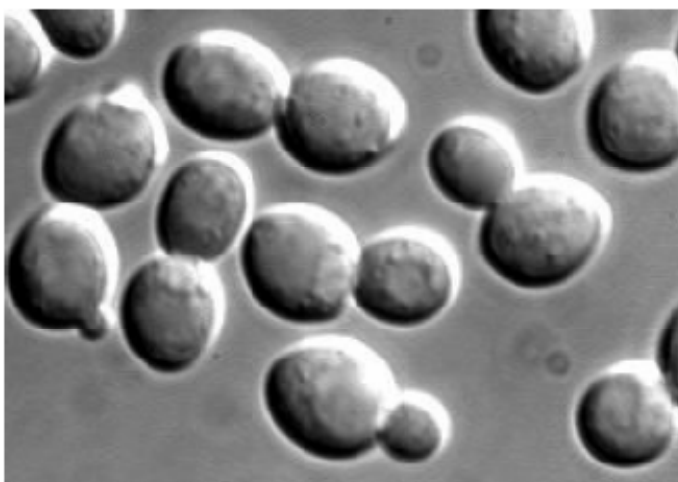


Figura 2.2 – Brotamento da levedura *Saccharomyces cerevisiae*.

A levedura é utilizada comercialmente na fermentação alcoólica pelo seu alto rendimento e elevada produtividade, ou seja, rápida conversão de açúcar em álcool, com baixa produção de componentes secundários.

Porém, ainda que seja a levedura o microorganismo mais indicado à fermentação alcoólica por sua grande tolerância a altas concentrações de álcool e de substrato, elas possuem tolerância limitada. Nutrientes como o etanol, inibem o crescimento microbiano mesmo em concentrações relativamente baixas, porém, qualquer fonte de nutriente pode ser inibitória dependendo da sua concentração no meio, do microorganismo e das condições de fermentação. Muitos pesquisadores concordam de modo geral que a inibição pelo substrato começa a ser significativa para valores superiores a 100 g/L em fermentações alcoólicas com a célula *Saccharomyces cerevisiae* e glicose como substrato (CARVALHO e SATO, 2001).

Além de esta levedura ser mais resistente a altas concentrações, pode ser reutilizada ao longo dos processos. Então, no início de cada safra, as usinas utilizam o fermento biológico (leveduras) para realizar uma partida da planta, que passa a ser reutilizada em todo o período da safra por meio da centrífuga, que separa as leveduras do restante do caldo fermentado, recebendo um tratamento ácido antes da sua reutilização.

2.6 Fermentação Alcoólica

Como todos os álcoois, o etanol não existe livre na natureza; o processo mais simples de obtê-lo é por fermentação alcoólica. Este é de fato um dos processos químicos que o homem mais cedo descobriu, tão antigo, que sua aplicação em escala verdadeiramente industrial data em 1930, quando os chineses destilavam o etanol a partir de licor fermentado de arroz. Hoje em dia, a fermentação é o processo industrial dominante e se faz a partir de uma série de matérias-primas possíveis – açúcares (melaço, cana de açúcar, beterraba), amidos (milho, trigo, aveia, arroz, mandioca, batata doce, ervilha, feijão) ou celuloses (madeira, resíduos industriais ou agrícolas) utilizando microorganismos de transformação destas matérias-primas em álcoois.

Tais matérias primas são ricas em carboidratos do ponto de vista da fermentação e podem ser agrupadas em duas categorias. As diretamente fermentescíveis que não necessitam de conversão prévia do carboidrato, enquanto as indiretamente fermentescíveis precisam sofrer a conversão do carboidrato previamente à fermentação, de modo a torná-lo assimilável pela levedura alcoólica (MENEZES, 1980).

O carboidrato é formado na planta pelo armazenamento de energia, resultado principal da fotossíntese. Logo, as plantas que apresentam a maior capacidade de armazenar esta energia são as melhores matérias primas para a produção de etanol. Segundo MENEZES (1980), os colmos de cana-de-açúcar apresentam elevado teor de açúcar no caldo, admitindo-se que é um dos vegetais que mais acumula energia por área cultivada, fotossintetizando 10 gramas de glicose por m² de superfície foliar e por hora, o que corresponde teoricamente à produção de 0,65 litro de etanol.

Num processo fermentativo interagem continuamente dois sistemas: o sistema biológico, composto pela população celular, e o meio de cultura, que contém os substratos

necessários ao desenvolvimento desta população e os produtos do processo. As células, por sua vez, consomem os nutrientes e convertem substrato do meio em produtos, ou seja, o substrato é consumido pela população microbiana para que ela possa crescer e, por sua vez, excretar o produto metabólico.

Segundo FILHO e MENDES (2003), o processo de fermentação alcoólica caracteriza-se como uma via catabólica, na qual há a degradação de moléculas de açúcar (glicose ou frutose) no interior da célula ou microorganismo (levedura ou bactéria), até a formação de etanol e CO₂, havendo liberação de energia química e térmica, sendo que, altas concentrações de substrato e produto formado podem causar inibição ao crescimento destas leveduras.

Por isso, o controle de vazão de alimentação de substrato à dorna permite que se evite o trabalho em condições inibitórias, melhorando a produtividade e/ou rendimento do processo fermentativo. Para se conseguir tal objetivo é preciso restringir a velocidade de crescimento devido à limitação de transferência de oxigênio, bem como transferência de calor. Logo, a velocidade de fornecimento de substrato ao sistema permite que se mantenha a velocidade de crescimento celular em intervalos desejados, minimizando a formação de produtos tóxicos para as células, o que possibilita conseguir aumento na quantidade de produto formado (CARVALHO e SATO, 2001).

Existem estudos sobre vazões de enchimento de dornas que dizem que vazões decrescentes levam a maiores produtividades em etanol e minimizam problemas com espumas, pois a velocidade de adição de açúcar é máxima no início, quando se tem menores volumes de meio de fermentação e ainda não há inibição pelo produto, sendo mínima ao final da fase de enchimento quando há inibição pelo etanol.

Além de o controle de vazão ser um fator importante no processo de fermentação, a preparação prévia de alguns componentes e a manipulação adequada do processo são fatores preponderantes à realização de uma boa fermentação alcoólica. Como o caldo de cana-de-açúcar, na maioria das vezes, apresenta concentração elevada de açúcar, torna-se necessária a sua diluição para iniciar o processo de fermentação com concentração em torno de 13° Brix. Para atenuar este teor de açúcar do caldo emprega-se o aerômetro Brix, que mede o teor de sólidos solúveis no caldo, para calcular a quantidade de água em litros que deve ser adicionada, adota-se a seguinte relação:

Litros de água=(litros de caldo x Brix do caldo)/(Brix final do mosto)- litros do caldo

O controle de temperatura também é muito importante durante o processo de fermentação, que fica na faixa de 25 a 36 °C. Temperaturas inferiores retardam a fermentação, e temperaturas superiores ocasionam a evaporação do álcool e o aparecimento de contaminações. A temperatura adequada é mantida com o auxílio de serpentinas, pois no momento em que as leveduras começam o processo de transformação dos açúcares em álcool, há certa agitação do mosto e a temperatura se eleva.

No processo de fermentação alcoólica pode haver contaminações por leveduras selvagens ou bactérias contaminantes, possivelmente vindas do solo juntamente com a matéria prima, ou pela água industrial, pelo ar, como também, dos equipamentos do processo quando não foram esterilizados adequadamente. A contaminação no processo pode resultar em baixos rendimentos, queda na qualidade do produto final, bem como na ocorrência de fermentação de produtos secundários ao etanol.

Existem quatro processos básicos de fermentação: contínua, semicontínua, descontínua e descontínua alimentada (Melle-Boinot). A seguir são dadas breves exemplificações sobre o processo contínuo e semicontínuo, apenas a nível de conhecimento. Tratar-se-á mais detalhadamente da forma descontínua e descontínua alimentada, que são de interesse do estudo.

2.6.1 Fermentação Contínua

No processo de fermentação contínua, o meio de cultura é alimentado continuamente a uma determinada vazão constante, e o volume de reação é mantido constante pela retirada contínua de caldo fermentado. Este processo caracteriza-se por ser um sistema que opera por longos períodos de tempo em estado estacionário, decorrendo desta situação uma série de vantagens, como também algumas desvantagens em relação aos processos descontínuos. Tal processo é detalhado mais especificamente no estudo de FACCIOTTI (2001).

2.6.2 Fermentação Semicontínua

O processo de fermentação semicontínua recebe este nome porque, uma vez colocados no reator o meio de fermentação e o inóculo, quando a fermentação terminar, retira-se parte deste meio fermentado e adiciona-se substrato ao restante do mosto. Assim as células que permaneceram na dorna continuam o processo de metabolização dos açúcares inseridos, reiniciando esta mesma sequência de operação . Este processo caracteriza-se por sua intermitência, tanto no fluxo de entrada de meio no reator quanto no de saída do material, e é detalhadamente explicado por BORZANI (2001).

2.6.3 Fermentação em Batelada ou Descontínua

O processo de fermentação em batelada pode ser descrito como a inoculação inicial do nutriente com o microorganismo e incubação desta mistura para que a fermentação ocorra sob condições ótimas. No decorrer do processo, nada é adicionado, a não ser antiespumantes para controlar o volume de espuma e ácido para controlar o PH do mosto. Terminada a fermentação, a dorna é esvaziada, posteriormente lavada e esterelizada para receber um novo processo. Este tipo de processo pode levar a baixos rendimentos, devido ao fato de que, o substrato adicionado de uma só vez, no início da fermentação, causa efeitos de inibição celular, porém, apresenta menores riscos de contaminação em relação aos processos contínuos. Aspectos mais específicos sobre este processo encontram-se em CARVALHO e SATO (2001b).

2.6.4 Fermentação em Batelada Alimentada ou Descontínua Alimentada

O processo em batelada alimentada é conhecido também como Melle-Boinot, porque recupera as leveduras pela centrifugação do vinho, é um processo microbiano por meio do qual um ou mais nutrientes podem ser adicionados ao fermentador durante o cultivo microbiano, e os produtos metabólicos ali permanecem até o final da fermentação. A vazão de alimentação dos nutrientes pode ser constante ou variável (CARVALHO e SATO, 2001a).

Neste processo, o inóculo, já preparado previamente, é colocado primeiramente no fermentador, e recebe então substrato corrigido até o enchimento da dorna. Esta correção do substrato é feita de modo que a solução de açúcar tenha a concentração adequada a tornar a fermentação mais eficiente.

Pode-se separar grosseiramente a fermentação em três fases distintas: preliminar (inicial), tumultuosa e final. A fase preliminar caracteriza-se pela multiplicação das leveduras e ligeira elevação da temperatura. O açúcar consumido pela levedura nesta fase não se transforma em álcool, mas em novas células de fermento; é uma fase de duração curta. Quando o desprendimento de gás carbônico se torna mais evidente e volumoso, em consequência da intensa atividade fermentativa, inicia-se a fase tumultuosa, caracterizada pela elevação de temperatura, que geralmente se corrige com o resfriamento, de elevação do teor alcoólico e pela efervescência do mosto em agitação. Ocorre também formação de espuma. Quando esta formação é muito intensa, podendo transbordar das dornas, são empregados antiespumantes, como óleos minerais em misturas com óleos vegetais, para evitar o desperdício. Esta fase tem duração muito variada. Quando o seu aspecto torna-se mais calmo com a diminuição de espumas, entra-se então na fase final, momento em que a temperatura diminui e o consumo de açúcar atinge o seu máximo. É uma fase de duração curta.

A fermentação ocorre em tanques denominados dornas de fermentação, onde o mosto é misturado com o pé-de-cuba (Inóculo previamente preparado) na proporção de 2:1, respectivamente, onde há a transformação dos açúcares (sacarose, glicose e frutose) em álcool, segundo a reação Gay-Lussac da figura 2.3.

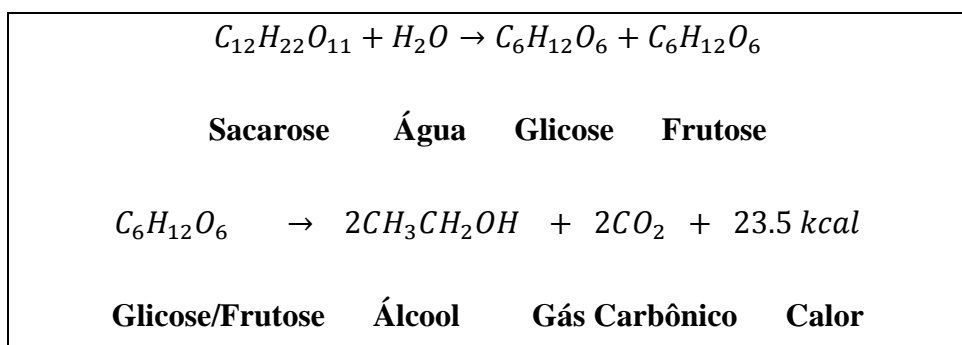


Figura 2.3 – Reação Gay-Lussac.

A fermentação é monitorada pelo controle de sua temperatura e pela atenuação do °Brix no mosto. Quando a atenuação limite (°Brix) é atingida, entre 2 e 3 °Brix, a fermentação é considerada encerrada e o vinho (mosto) passa a uma próxima dorna para então ser destinada a centrifugação. A centrífuga separa as células de levedura do vinho. O vinho praticamente isento de células, segue para a destilaria, visando à recuperação do álcool, enquanto que o fermento recebe tratamento químico em outra cuba. Neste tratamento as leveduras recebem água e ácido sulfúrico até que o PH caia para 2,5 – 3,0. As células permanecem na cuba por mais uma ou duas horas sob agitação mecânica e visa destruir a maior quantidade possível de microrganismos contaminantes bem como as leveduras alcoólicas debilitadas. Após o tratamento químico, o fermento é enviado novamente ao fermentador, reiniciando outro processo.

Para entender melhor este processo fez-se uma ilustração com fotos conseguidas em visita a uma usina que mostram os passos do processo desde o início da fermentação em batelada alimentada até a destilação.

Na Figura 2.4 temos a dorna vazia, onde é possível ver a serpentina que se encontra dentro dela, responsável pelo resfriamento do mosto quando este se encontra com excesso de formação de espuma.



Figura 2.4 – Dorna Vazia.

Na Figura 2.5 observa-se o término da adição do pé-de-cuba pela entrada que se localiza na parte inferior da dorna, mais à direita da foto, e o início da adição de substrato (caldo de cana-de-açúcar) para a alimentação destas leveduras que se já encontram no recipiente.



Figura 2.5 – Início da Adição de Substrato.

Na Figura 2.6 observa-se a dorna totalmente cheia, sendo que o processo de fermentação que irá perdurar até o momento em que a concentração de substrato se reduza entre 2 a 3° Brix. Esta avaliação da concentração de substrato é feita pelos funcionários da usina através de medições periódicas com instrumentos adequados. É a fase tumultuosa do processo onde há intensa liberação de CO_2 , formando espuma. Se esta formação de espuma for muito intensa, o mosto é resfriado com o uso da serpentina como também de antiespumantes.



Figura 2.6 – Dorna ao Término de seu Enchimento.

Encerrado o processo de fermentação procede-se o esvaziamento da dorna e conduz-se o mosto a outro recipiente de onde o mosto ficará armazenado para aos poucos passar pela centrífuga, Figura 2.7. Na centrifugação, separa-se o fermento do vinhoto. O fermento reavido é levado a uma cuba de tratamento para ser recuperado e reutilizado em um novo processo pela adição de água e ácido sulfúrico. O vinho delevedurado (sem leveduras) é conduzido a outro recipiente para posteriormente passar as colunas de destilação.



Figura 2.7 – Centrífuga.

O vinho que vem da centrifugação, Figura 2.8, é composto basicamente por componentes na fase líquida, dentre os quais se destaca o álcool (7 a 9 °GL) e água (89 a 93%). Os demais componentes, como açúcares infermentiscíveis, sais minerais, entre outros, são encontrados em quantidades bem menores.



Figura 2.8 – Vinho Bruto Centrifugado.

A Figura 2.9 apresenta as colunas de destilação responsáveis pela destilação do etanol obtido pela fermentação do caldo de cana-de-açúcar.

O vinhoto, agora nas colunas de destilação, aquecido a uma temperatura adequada, é separado em duas partes: etanol e demais líquidos. Nesta fase, diferentes pontos de ebulição são responsáveis pela separação dos componentes da mistura, onde o álcool separado do vinho é retificado de forma a obter um grau alcoólico de 96 °GL, obtendo então o chamado álcool hidratado.



Figura 2.9 – Colunas de Destilação.

Após destilado, o etanol ou álcool etílico hidratado, estará pronto para ser comercializada, como pode ser visto na Figura 2.10 a seguir.



Figura 2.10 – Produto Final.

Após apresentar a ilustração física do processo industrial de produção do etanol em batelada alimentada, a Figura 2.11 mostra esquematicamente as partes fundamentais do seu processo de instalação, de forma que se tenha uma visualização geral do processo. Este processo consiste basicamente da reutilização das leveduras, pois durante o processo de fermentação há um aumento de massa celular na dorna, sendo que o processo é finalizado a partir do momento em que o produto formado permanece constante, pelo fato de não haver mais açúcar a ser consumido no mosto.

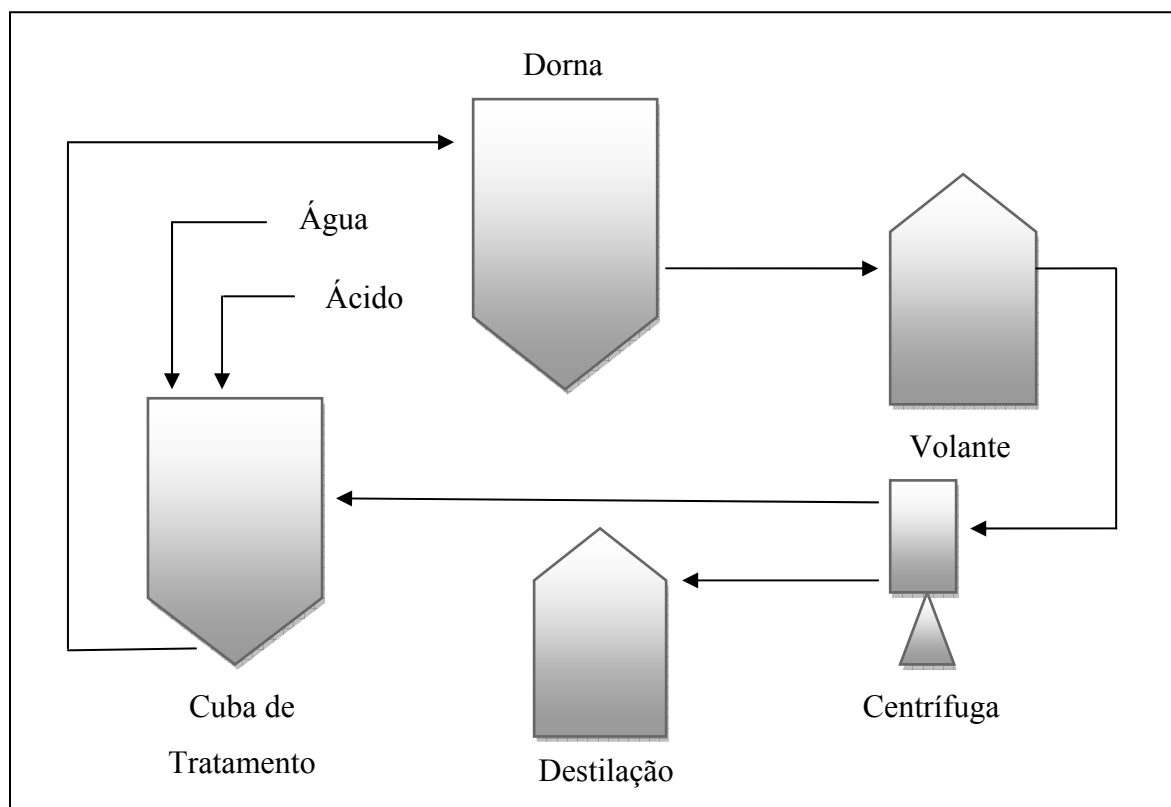


Figura 2.11 – Processo de Produção de Etanol

3 MODELAGEM MATEMÁTICA

3.1 Introdução

Quando se procura refletir sobre uma porção da realidade, na tentativa de explicar, de entender, ou de agir sobre ela – o processo usual é selecionar, no sistema, argumentos ou parâmetros considerados essenciais e formalizá-los através de um sistema artificial: o modelo (BASSANEZI, 2006).

Este capítulo fornece embasamento teórico da formulação de um modelo dinâmico de fermentação alcoólica com base nos balanços de massa dos componentes da reação química, de modo a tornar o modelo possível de ser manuseável matematicamente, já que é um processo complexo e possui muitas variáveis envolvidas.

3.2 Modelagem matemática dos Processos Fermentativos

A modelagem matemática dos processos fermentativos pode ser definida como a tentativa de representar, através de equações matemáticas, os balanços de massa de cada elemento do biorreator, associados a complexas transformações bioquímicas que acontecem no processo e as velocidades com que essas transformações se processam. Em razão da complexidade do processo real (que envolve leis físico-químicas, bioquímicas e genéticas), somada às limitações matemáticas, os modelos são baseados, geralmente, na idealidade e, em geral, fornecem uma representação fiel de apenas algumas propriedades do processo (BONONI e SCHMIDELL, 2001). Portanto, na elaboração de modelos fermentativos, são introduzidas simplificações de maneira a obter modelos possíveis de serem manuseados e generalizados já que no processo ocorrem milhares de transformações químicas, e trabalhar com a descrição completa dessas interações metabólicas seria mesmo impossível.

A modelagem matemática do processo fermentativo operado em batelada alimentada descontínua com sistema de controle sobre a vazão de entrada do sistema busca prever o comportamento dinâmico e estacionário do processo no ensejo de possibilitar a determinação das condições operacionais ótimas para sistema.

Por isso, o sucesso de um processo fermentativo depende do microorganismo utilizado, do meio de cultura, da forma correta de condução do processo e as etapas de recuperação do produto.

Para formular um modelo matemático fenomenológico, como é o caso da fermentação, primeiramente é necessário que se estabeleçam as variáveis de estado do processo, ou seja, as variáveis que definem o sistema em cada instante (concentrações de substrato, produto e células). A partir das variáveis de estado, são formuladas as equações de balanço do processo, as quais podem ser constituídas dos seguintes tipos de equações em função dos balanços de conservação de massa:

Equações Algébricas: os modelos representam apenas os estados estacionários de sistemas homogêneos;

Equações Diferenciais Ordinárias: os modelos representam o comportamento dinâmico de sistemas homogêneos ou os estados estacionários de sistemas heterogêneos numa única direção no espaço;

Equações Diferenciais Parciais: os modelos representam o comportamento dinâmico de sistemas heterogêneos.

A partir das equações de balanço são construídas as equações cinéticas do processo, e nelas reside toda a dificuldade. São as equações cinéticas que indicam como as variáveis de estado interferem na velocidade de crescimento de células, de formação de produto e consumo de substrato. Para formular os modelos cinéticos, a partir de dados experimentais, segundo BONONI e SCHIMIDELL (2001), é necessário executar três etapas básicas:

Tratamento dos dados experimentais: medidos em laboratório, a correção e transformação dos dados experimentais buscam adequá-los à análise desejada. Uma vez tratados os dados experimentais, procede-se à identificação do sistema de reações metabólicas e obtém-se uma primeira estimativa dos fatores de conversão.

Cálculo das velocidades específicas: as velocidades específicas de crescimento celular e de geração de produtos são calculadas para identificar o comportamento cinético da população microbiana.

Identificação dos fenômenos: nesta fase são identificados os principais fenômenos que interferem no processo, como as limitações e inibições por substrato, o tipo de produto gerado – se ele causa interferência no crescimento.

Através dos dados experimentais, é possível definir os principais fenômenos que interferem no processo produtivo e quais serão inclusos na construção do modelo cinético formulado. Este modelo cinético pode ser não estruturado – onde o material celular é representado por uma única variável, estruturado – quando as células são descritas com maiores detalhes, não segregado – população celular homogênea, e ainda, segregado – quando a população celular é heterogênea.

Logo, em um processo fermentativo conduzido em biorreator homogêneo (as células apresentam o mesmo comportamento), o modelo formulado é representado por equações diferenciais ordinárias de condição inicial e o ajuste do modelo é feito pelo cálculo do melhor conjunto de parâmetros que tornam mínima a diferença entre os dados previstos pelo modelo e os experimentais.

Após a identificação do modelo mais adequado ao processo, realiza-se então, a simulação do processo fermentativo. Simular nada mais é do que utilizar os modelos gerados para reproduzir o comportamento real do sistema. Estas simulações são realizadas com auxílio de computadores, com grande velocidade de processamento e vasta capacidade de memória. Dentre as simulações, tem-se a simulação estática e a simulação dinâmica. A primeira refere-se a sistemas que operam em regime permanente, ou seja, independentes do tempo. A segunda trata-se de sistemas que variam com o tempo, trabalhando-se tanto com equações diferenciais ordinárias como equações diferenciais parciais. É na elaboração do programa de simulação do modelo que se escolhe o método numérico (em nosso estudo será usado o método de Runge-Kutta de quarta ordem) de resolução do sistema de equações.

A partir de um modelo consistente que descreva realmente o processo em estudo, comprovado pela simulação do mesmo, chega-se então à fase de otimização do processo fermentativo através da aplicação do controle ótimo.

A essência de um problema de controle ótimo é dispor de um sistema que evolua com o tempo, em detrimento às leis físico-químicas que regem este sistema. Estas leis são representadas por equações, que possuem elementos que podem ser ajustados de fora do

sistema, ou seja, os controles. Através do controle adequado, pode-se forçar o sistema a algum estado desejado a fim de que ele seja útil para minimizar ou maximizar o sistema em estudo.

3.3 Modelo Matemático

O modelo matemático que descreve o comportamento natural de um processo de fermentação em batelada alimentada é composto por um sistema de equações diferenciais que determina a velocidade de variação da concentração de células, substrato e produto durante o processo de fermentação.

3.3.1 Modelo para Células

A velocidade de variação de células corresponde à massa celular formada em decorrência do crescimento microbiano, que é representada algebricamente por:

$$\left(\frac{dM_x}{dt}\right) = \left(\frac{dM_x}{dt}\right)_c \quad (3.1)$$

$$\frac{dM_x}{dt} = \mu_x \cdot V \cdot X \quad (3.2)$$

$$\frac{d(XV)}{dt} = \mu_x \cdot V \cdot X \quad (3.3)$$

$$\frac{dX}{dt} \cdot V + \frac{dV}{dt} \cdot X = \mu_x \cdot X \cdot V \quad (3.4)$$

Considerando que a variação do volume da dorna deve-se exclusivamente à alimentação, $\frac{dV}{dt} = F$.

$$\frac{dX}{dt} \cdot V + F \cdot X = \mu_x \cdot X \cdot V \quad (3.5)$$

Dividindo toda expressão pelo volume (V), tem-se:

$$\frac{dX}{dt} + \frac{F}{V} \cdot X = \mu_x \cdot X \quad (3.6)$$

Sendo que $\frac{F}{V} = D$, que é vazão específica de alimentação:

$$\frac{dX}{dt} = (\mu_x - D)X \quad (3.7)$$

3.3.2 Modelo para Substrato

A velocidade de variação da concentração de substrato no fermentador corresponde à diferença entre a massa de substrato adicionada por tempo e a utilizada para o crescimento celular. Pode ser representada pela expressão:

$$\frac{dM_{sr}}{dt} = F \cdot S_m - \frac{dM_{sc}}{dt} \quad (3.8)$$

$$\frac{d(SV)}{dt} = F \cdot S_m - \mu_s \cdot X \cdot V \quad (3.9)$$

$$\frac{dS}{dt} \cdot V + \frac{dV}{dt} \cdot S = F \cdot S_m - \mu_s \cdot X \cdot V \quad (3.10)$$

$$\frac{dS}{dt} \cdot V + F \cdot S = F \cdot S_m - \mu_s \cdot X \cdot V \quad (3.11)$$

Dividindo toda expressão pelo volume (V), tem-se:

$$\frac{dS}{dt} + \frac{F}{V} \cdot S = \frac{F}{V} \cdot S_m - \mu_s X \quad (3.12)$$

Sendo que $\frac{F}{V} = D$, que é vazão específica de alimentação:

$$\frac{dS}{dt} = D(S_m - S) - \mu_s \cdot X \quad (3.13)$$

3.3.3 Modelo para o Produto

A velocidade de variação de massa do produto no fermentador depende da massa que é formada devido ao metabolismo microbiano, ou seja:

$$\left(\frac{dM_p}{dt}\right) = \left(\frac{dM_p}{dt}\right)_c$$

$$\frac{d(P_r V)}{dt} = \mu_p \cdot X \cdot V \quad (3.14)$$

$$\frac{dP_r}{dt} \cdot V + \frac{dV}{dt} \cdot P_r = \mu_p \cdot X \cdot V \quad (3.15)$$

$$\frac{dP_r}{dt} \cdot V + F \cdot P_r = \mu_p \cdot X \cdot V \quad (3.16)$$

Dividindo toda expressão pelo volume (V), tem-se:

$$\frac{dP_r}{dt} + \frac{F}{V} \cdot P_r = \mu_p \cdot X \quad (3.17)$$

Sendo que $\frac{F}{V} = D$, é vazão específica de alimentação, tem-se o modelo de variação da concentração de produto no fermentador:

$$\frac{dP_r}{dt} = \mu_p \cdot X - D P_r \quad (3.18)$$

Logo,

$$\begin{cases} \frac{dX}{dt} = (\mu_x - D)X \\ \frac{dS}{dt} = D(S_m - S) - \mu_s \cdot X \\ \frac{dP_r}{dt} = \mu_p X - D P_r \end{cases} \quad (3.19)$$

3.4 Sistema Dinâmico em Variáveis de Estado

O modelo em questão denota $y_1(t)$ como a concentração celular (X), $y_2(t)$ como a concentração de substrato (S) e $y_3(t)$ como a concentração de produto (P), no instante t .

$$\begin{cases} \frac{dy_1}{dt} = (\mu_x - D)y_1 \\ \frac{dy_2}{dt} = D(S_m - y_2) - \mu_s \cdot y_1 \\ \frac{dy_3}{dt} = \mu_p y_1 - D y_3 \end{cases} \quad (3.20)$$

onde μ_x , μ_s e μ_p são os modelos cinéticos para crescimento de células, consumo de substrato e formação de produto, a seguir estudadas, S_m é a concentração de substrato na alimentação e D é a taxa específica de alimentação controlada pelo sistema e representada por:

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

Sendo F a vazão de alimentação dada em litros por hora e V a variação do volume a cada instante, dado por:

$$V = V_i + Ft \quad (3.22)$$

Onde V_i é o volume inicial do fermentador e t é o instante. Como na fermentação em batelada alimentada é adicionado ao fermentador primeiramente as células responsáveis pelo processo, a alimentação de substrato se dá a partir deste volume inicial de leveduras. Porém esta equação (3.22) é admitida apenas quando se utiliza uma vazão de alimentação constante. No caso de vazão de alimentação ser variável o volume se dá pela variação desta vazão, ou seja, pela equação diferencial a seguir:

$$\frac{dV}{dt} = F \quad (3.23)$$

3.5 Modelos Cinéticos

O estudo cinético de um processo fermentativo consiste em analisar inicialmente a evolução dos valores das concentrações dos componentes do processo em função do tempo, que podem ser entendidos como o microorganismo (ou biomassa), os produtos do metabolismo e os nutrientes ou substratos que compõem o meio de cultura (HISS, 2001).

Os modelos cinéticos, também chamados de equações cinéticas, indicam como as variáveis de estado (ou componentes) interferem nas velocidades de crescimento e morte celular como também na formação de produto e consumo de substrato.

Existem vários modelos cinéticos, que consideram fator de inibição pelo substrato, ou de inibição pelo produto, como também consideram a inibição por ambos. Todos eles partem da equação de MONOD (1949) que considera o crescimento em um único substrato limitante. Uma abordagem completa dos modelos cinéticos existentes na literatura é feita por BIROL (1998) conforme a Tabela 3.1 que segue. As equações (3.24) a (3.26) encontram-se livres da inibição, já as equações (3.27) a (3.29) possuem em sua composição a adição do termo de

inibição pelo substrato e os modelos (3.30) a (3.34) possuem a adição do termo de inibição pelo produto.

Tabela 3.1 – Modelos Cinéticos por BIROL (1998).

$\frac{dx}{dt}$	$\frac{dP}{dt}$	Modelo	Nº. Eq.
$\mu_{xa} \left(\frac{S}{K_{sx} + S} \right) x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S}{K_{sp} + S} \right) x$	Monod	(3.24)
$\mu_{xa} \left(\frac{S^n}{K_{sx} + S^n} \right) x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S^n}{K_{sp} + S^n} \right) x$	Moser	(3.25)
$\mu_{xa} \left(1 - \exp\left(-\frac{S}{K_{sx}}\right) \right) x$	$\mu_{pa} \left(1 - \exp\left(-\frac{S}{K_{sp}}\right) \right) x$	Teissier	(3.26)
$\mu_{xa} \left(\frac{S}{1 + \frac{K_{sx}}{S} + \frac{S}{K_{IS}}} \right) x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S}{1 + \frac{K_{sp}}{S} + \frac{S}{K_{IP}}} \right) x$	Andrews e Noack	(3.27)
$\mu_{xa} \left(\frac{S}{K_{sx} + S} \right) \left(\exp\left(-\frac{S}{K_{IS}}\right) \right) x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S}{K_{sp} + S} \right) \left(\exp\left(-\frac{S}{K_{IP}}\right) \right) x$	Aiba	(3.28)
$\mu_{xa} \left(\frac{S}{K_{sx} + S} \right) \left(1 - \frac{S}{S_{S,max}} \right)^n x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S}{K_{sp} + S} \right) \left(1 - \frac{S}{S_{P,max}} \right)^n x$	Luong	(3.29)
$\mu_{xa} \left(\frac{S}{K_{sx} + S} \right) \left(1 - \frac{P}{P_{x,max}} \right)^n x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S}{K_{sp} + S} \right) \left(1 - \frac{P}{P_{P,max}} \right)^n x$	Levenspiel	(3.30)
$\mu_{xa} \left(\frac{S}{K_{sx} + S} \right) \left(\exp(-K_{px}P) \right) x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S}{K_{sp} + S} \right) \left(\exp(-K_{pp}P) \right) x$	Aiba	(3.31)
$\mu_{xa} \left(\frac{S}{K_{sx} + S} \right) \left(\frac{K_{I,px}}{K_{I,px} + P} \right) x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S}{K_{sp} + S} \right) \left(\frac{K_{I,pp}}{K_{I,pp} + P} \right) x$	Jerusalimsky	(3.32)
$\mu_{xa} \left(1 - \frac{P}{P_{x,max}} \right) x$	$\mu_{pa} \left(1 - \frac{P}{P_{p,max}} \right) x$	Ghose and Tyagi	(3.33)
$\mu_{xa} \left(\frac{S}{K_{sx} + S} \right) (1 - K_{px}P) x$	$\mu_{pa} \left(\frac{S}{K_{sp} + S} \right) (1 - K_{pp}P) x$	Hinshelwood	(3.34)

Fonte: BIROL et. al. (1998).

A seguir, são apresentados os modelos cinéticos mais encontrados na literatura para simulação do processo de fermentação alcoólica organizados de forma diferente a anteriormente abordada.

Tabela 3.2 – Modelos Cinéticos mais utilizados na fermentação alcoólica

Referência	Modelo	Nº. Equação
MONOD (1949)	$\mu_x = \frac{\mu_m S}{K_s + S}$	(3.35)
ANDREWS (1968)	$\mu_x = \frac{\mu_{xa} S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}}$	(3.36)
	$\mu_s = \frac{1}{y_{xs}} \mu_x$	(3.37)
	$\mu_p = \frac{\mu_{pa} S}{K'_s + S + \frac{S^2}{K'_i}}$	(3.38)
AIBA et. al. (1968)	$\mu_x = \frac{\mu_{xa} S}{S + K_s} \exp^{K_p P}$	(3.39)
	$\mu_p = \frac{\mu_{pa} S}{S + K'_s} \exp^{K'_p P}$	(3.40)
GHOSE e THYAGI (1979)	$\mu_x = \frac{\mu_{xa} S}{S + K_s} \left(1 - \frac{P}{P_{max}}\right)$	(3.41)
	$\mu_p = \frac{\mu_{pa} S}{S + K'_s} \left(1 - \frac{P}{P'_{max}}\right)$	(3.42)
ABOUTBOUL et. al. (1988)	$\mu_x = \frac{\mu_{xa} S}{S + K_s + \frac{S^2}{K_i}} \exp^{K_p P}$	(3.43)
	$\mu_p = \frac{\mu_{pa} S}{S + K'_s + \frac{S^2}{K'_i}} \exp^{K'_p P}$	(3.44)
GHOSE e THYAGI (1979) Modificado por TOSSETTO (2002)	$\mu_x = \frac{\mu_{xa} S}{S + K_s} \left(1 - \frac{P}{P_{max}}\right)^n$	(3.45)
	$\mu_s = \frac{1}{y_{xs}} \mu_x + (m_s t_f)$	(3.46)
	$\mu_p = \frac{y_{ps}}{y_{xs}} \mu_x$	(3.47)

No presente estudo, foram feitas simulações utilizando os modelos cinéticos de ANDREWS (1968) e GHOSE e THYAGI (1979) modificado por TOSSETTO (2002).

O modelo cinético proposto por ANDREWS (1968) leva em consideração apenas a inibição pelo substrato, enquanto o modelo proposto por GHOSE e THYAGI (1979) leva em

consideração os fatores de inibição por substrato e produto, sendo que a modificação feita por TOSSETTO (2002) considera a potência do termo de inibição pelo produto diferente de 1.

3.6 Cálculo do Rendimento e Produtividade do Processo

O rendimento teórico da formação de etanol a partir de glicose para *Saccharomyces cerevisiae* é de 0,51 dado pela fórmula (3.48).

$$y_{ps} = \frac{P(t)V(t) - P_o V_o}{(V(t) - V_o)S_m + V_o S_o - (V(t)S(t))} \leq 0,51 \quad (3.48)$$

Quanto ao rendimento em células, o seu rendimento teórico é dado por:

$$y_{xs} = \frac{X(t)V(t) - X_o V_o}{(V(t) - V_o)S_m + V_o S_o - (V(t)S(t))} \quad (3.49)$$

E a produtividade por unidade de tempo é dada por:

$$Q_p = \frac{P_f - P_o}{t_f} \quad (3.50)$$

4 CONTROLE DO PROCESSO FERMENTATIVO

Este capítulo descreve a teoria de controle e apresenta alguns trabalhos desenvolvidos na área. Descreve a metodologia de controle ótimo proposta por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) e em seguida apresenta o projeto de controle da vazão de alimentação à dorna de fermentação alcoólica em batelada alimentada.

4.1 Introdução

A teoria de controle tem dado sua essencial contribuição nestas últimas décadas à maioria das áreas do conhecimento, proporcionando grandes avanços tecnológicos, seja nas simples aplicações até os mais sofisticados sistemas. Baseados na teoria clássica (sistemas de controle automático), muitas outras metodologias têm sido desenvolvidas e oportunizam aporte ao melhoramento de processos, com destaque notável aos processos industriais e de fabricações automatizadas, que buscam incansavelmente aperfeiçoar seus processos, maximizando ganho, minimizando gastos e tempo hábil.

Muitas vezes participamos de diversos sistemas de controle e não nos damos conta disso. O fato de monitorar um determinado processo implica participar do fechamento de uma malha, ou seja, quando dirigimos um carro, operamos em malha fechada, quando utilizamos um microondas operamos em malha aberta. Por isso, nossas atividades diárias, sem percebermos, são afetadas por algum tipo de controle, seja ele malha aberta ou malha fechada.

No controle em malha aberta (chamado também de controle manual) aplica-se um sinal de controle predeterminado, para que, ao final de um determinado tempo, a variável controlada alcance o comportamento desejado. Logo, o sinal de saída não tem efeito sobre a ação de controle, ou seja, a saída não é medida nem realimentada para comparação com a entrada.

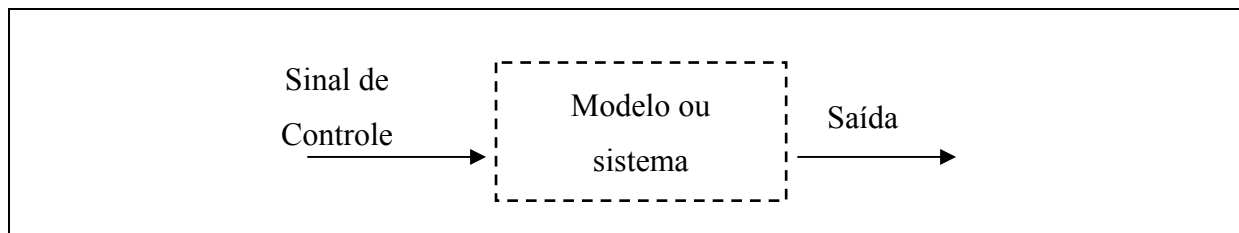


Figura 4.1 – Esquema de Controle em Malha Aberta.

No controle em malha fechada (chamado também de controle automático), informações da saída são utilizadas para determinar o sinal de controle que deve ser aplicado ao sistema pela sua diferença em relação à entrada (referência), chamado de erro. Isto é feito através da realimentação, a fim de reduzir esta diferença e manter a saída em um valor desejado, além de fazer com que o sistema reaja a perturbações externas. Neste tipo de controle, pode-se dizer que o operador do controle em malha aberta é substituído por um dispositivo (controlador) capaz de desempenhar suas funções de forma mais precisa, com o auxílio do sensor de realimentação.

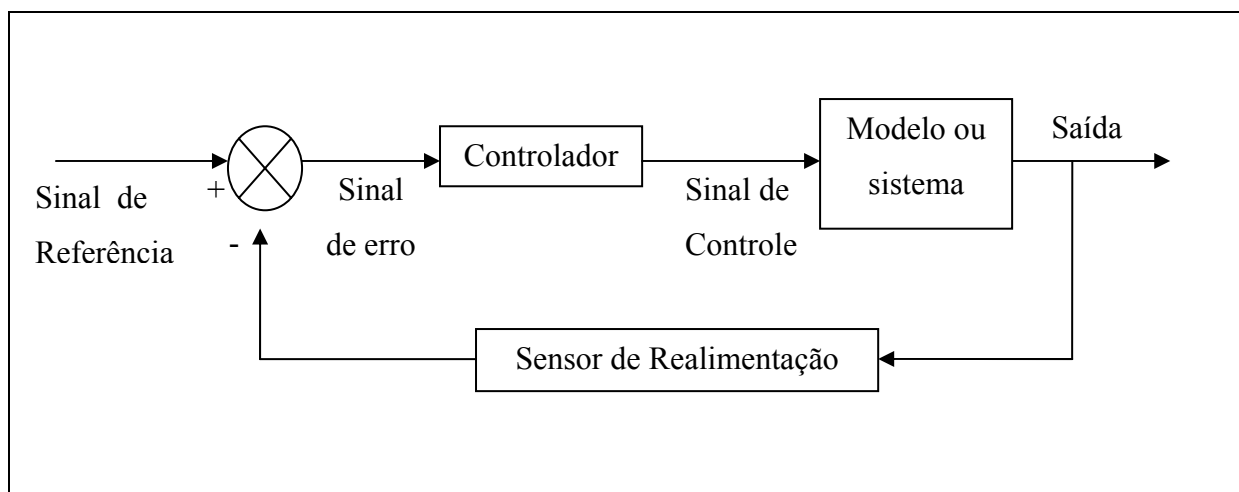


Figura 4.2 – Esquema de Controle em Malha Fechada.

Conhecendo os dois sistemas de controle, pode-se afirmar que é adequado controlar em malha aberta quando se conhece a relação entre as variáveis de entrada e saída do sistema, sem que exista nenhuma perturbação, porém quando o sistema estiver sujeito a estas perturbações ou a variações imprevisíveis, o melhor é trabalhar em malha fechada. OGATTA (2003) faz esta comparação entre os dois sistemas e trata o sistema em malha fechada como sendo um controle robusto, ou seja, que busca a estabilidade na presença de pequenos erros. Porém, muitas vezes, ao tentar a correção destes erros o sistema em malha fechada pode ocasionar problemas de oscilações de amplitude enquanto o sistema em malha aberta é menos problemático no que tange à estabilidade.

Sendo assim, os problemas de otimização estão inerentemente vinculados à teoria de controle, pois buscam minimizar ou maximizar um objetivo, e para que este escopo seja alcançado, é preciso controlar as variáveis envolvidas no sistema, seja em malha aberta ou malha fechada.

Logo, o controle do processo de fermentação alcoólica que mantém relação entre a grandeza de saída e a grandeza de referência, utilizando esta diferença como meio de controle, é um controle em malha fechada. O controle em malha fechada, também chamado de sistema de controle com retroação, usa o sinal de erro para excitar o controlador de modo a reduzir este erro e trazer o sistema para o valor desejado da variável controlada. No sistema de controle da fermentação alcoólica, a variável controlada é a vazão de alimentação.

Existem muitas técnicas de controle utilizadas, dentre elas pode-se citar os controles manuais e automáticos. Dentro dos controles automáticos, tem-se os realimentados e os programados. O processo manual implica um operador durante o processo, por exemplo, ligar e desligar o chuveiro. No processo automático, a função do operador é parcial ou totalmente realizada por um equipamento que, por sua vez, pode ser realimentado ou programado. No controle programado, as informações de saída da variável controlada são comparadas à medida desejável para aquela variável, buscando minimizar esta diferença pela ação do controlador, que manda um novo sinal de referência para o sistema, por exemplo, o termostato de um refrigerador. Já o controle programado envolve um programa de funções a serem realizadas ao longo do processo; a máquina de lavar, por exemplo.

Por isso, com o intuito de melhorar o desempenho de produtividade dos processos fermentativos alcoólicos, o uso dos controles tem dado sua importante contribuição para a melhoria dos processos fermentativos, sejam eles manuais ou automáticos.

Alguns trabalhos foram desenvolvidos na busca de estratégias ótimas de alimentação, a fim de melhorar a produtividade da fermentação alcoólica.

BORGES (2008) realizou um o estudo teórico e experimental em batelada alimentada, através de ensaios com vazão constante, variando as concentrações iniciais e de sacarose, além dos tempos de enchimento. Os dados do experimento que teve melhores resultados foram utilizados na aplicação da metodologia de otimização dinâmica, a fim de encontrar a vazão de alimentação ótima, através da proposta de LOBATO et. al. (2006), que utiliza a

função identificadora de fases para determinar a seqüência de arcos singulares e não-singulares, sendo que o perfil ótimo determinado pelo estudo foi a seqüência: vazão máxima, vazão singular e vazão mínima. A autora observa ainda em seus estudos experimentais a importância da pesquisa da influência da variação dos tempos de enchimento para condições operacionais específicas na fermentação, pois, dependendo do tempo de enchimento, obtêm-se maiores rendimentos em etanol.

FERREIRA (2005) estudou o processo de fermentação alcoólica em batelada alimentada e buscou a forma mais adequada de alimentação no reator, da temperatura e da concentração de inóculo sobre o rendimento. Elaborando um modelo que descreve o processo nesta faixa estudada, encontrou o ponto ótimo de produtividade que trabalha com temperatura de 38°C, 2 horas de enchimento e 40% de concentração de inóculo.

LOBATO (2004) abordou procedimentos que facilitam a solução de problemas de controle ótimo segundo a abordagem Algébrico-Diferencial aplicável a métodos diretos ou indiretos (variacionais), identificando os momentos onde a variável de controle assume valor máximo, mínimo ou intermediário através do código Ótima, desenvolvido no estudo.

GONZALES (2004) realizou ensaios de fermentação em batelada para obtenção dos parâmetros cinéticos e em batelada alimentada para a aplicação destes parâmetros. Realizou também simulações do processo em batelada alimentada para ajuste visual dos parâmetros, onde os modelos cinéticos de Monod e Aiba se mostraram mais adequados a obtenção destes ajustes. A fermentação em batelada alimentada com vazão de 0,4375 l/h indicou ajustes mais satisfatório dentre os experimentos testados.

WANG et. al (2001) através do modelo de Monod, buscaram determinar os perfis ótimos de alimentação para fermentação em batelada alimentada onde as soluções ótimas eram comparadas a experimentos em batelada alimentada a fim de validar o modelo. No estudo foram utilizadas estratégias de controle *bang-bang*, o método *Lagrangeano* além de outros métodos, considerando uma vazão de alimentação constante, tanto para determinar parâmetros quanto para comparação do problema de otimização.

BIROL (1998) buscou determinar o perfil da concentração inicial de glicose mais adequada ao desenvolvimento das células e formação de produto, trabalhando com a fermentação em batelada alimentada na produção de etanol, utilizando a levedura *Saccharomyces cereviae* imobilizada. O procedimento foi testado em 11 modelos cinéticos encontrados na literatura, sendo que os modelos propostos por Monod e Hinshelwood se caracterizaram como mais apropriados para descrever o crescimento de biomassa e formação de produto, com concentrações iniciais de glicose que variaram entre 2-4% e 8-10% respectivamente. A validação dos modelos foi feita com a utilização um reator inclinado com recirculação de nutrientes.

MODAK et. al. (1986) utilizando a teoria de Controle ótimo e o Princípio de Pontryagin, desenvolveram perfis ótimos de alimentação para processos fermentativos em batelada alimentada; primeiramente foi estimulado o crescimento celular e posteriormente a formação de produto.

A metodologia de KELLEY (1965) propôs a transformação do problema singular em um não-singular, porém ao trabalhar com a metodologia proposta por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008), não há necessidade de se proceder esta transformação no modelo pois ele elimina o problema da singularidade e sai deste percalço de instabilidade.

4.2 Controle Proposto para Sistemas Não-Lineares

RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) propõem em sua pesquisa uma metodologia de controle ótimo linear por realimentação para sistemas não-lineares com o objetivo de mover o sistema a um estado desejado.

$$y_d = [y_{d_1}, y_{d_2}, \dots, y_{d_n}]^T \quad (4.1)$$

Utilizando este método, nos esquivamos dos problemas de instabilidade ocorridos na transição do arco restrito (os limites) para o arco singular, ou o seu oposto (BRYSON e HO, 1975), muito freqüentes em problemas relacionados a processos fermentativos. Quando se trabalha com controles constantes, como na maioria dos casos, o sistema pode ser instável, e por isso, neste estudo, o controle não é considerado constante, mas variável no decorrer do processo.

A metodologia de controle proposta pelos autores pode ser representada em forma de variáveis de estado, tal como:

$$\frac{dy}{dt} = Ay + g(y) \quad (4.2)$$

Supondo que a parte à direita de (4.2) pode ser descrita como uma soma dos termos lineares e não lineares, onde $y \in R^n$ é o vetor das variáveis de estado, $g(y)$ é um vetor cujos elementos são funções contínuas e $A \in R^{n \times n}$ é uma matriz constante formada pela parte linear do sistema.

Então o modelo matemático que representa o sistema controlado é escrito como:

$$\frac{dy}{dt} = Ay + g(y) + U \quad (4.3)$$

sendo que $U \in R^m$ é o vetor de controle U composto por duas parcelas:

$$U = u_d + u_t \quad (4.4)$$

onde a parcela *feedforward* u_d mantém o sistema controlado na trajetória desejada, enquanto a parcela *feedback* u_t estabiliza o sistema em torno da trajetória desejada. Então estas duas parcelas podem ser escritas da seguinte forma:

$$u_d = \dot{y}_d - Ay_d - g(y_d) \quad (4.5)$$

$$u_t = Bu \quad (4.6)$$

sendo $B \in R^{n \times m}$ uma matriz constante, y_d o estado desejado e u o vetor de controle. RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) observaram ainda que a da matriz A não é única, e sua escolha influência no desempenho do resultado do controlador.

Em seguida definimos a equação do movimento pelo desvio da trajetória do sistema (4.3) em relação ao estado desejado (4.1) introduzindo uma nova variável e temos o sistema de erro:

$$x = y - y_d \quad (4.7)$$

Substituindo a equação (4.4), (4.5), (4.6) e (4.7) em (4.3) chega-se a equação dinâmica do sistema em desvios:

$$\begin{aligned}\dot{y} &= Ay + g(y) + U \\ \dot{y} &= Ay + g(y) + u_d + u_t \\ \dot{y} &= Ay + g(y) + \dot{y}_d - Ay_d - g(y_d) + Bu \\ \dot{y} - \dot{y}_d &= A(y - y_d) + g(y) - g(y_d) + Bu \\ \dot{x} &= Ax + g(y) - g(y_d) + Bu\end{aligned}\tag{4.8}$$

Sendo que a parte não linear do sistema (4.8) pode ser escrita como:

$$h(x) = g(y) - g(y_d)\tag{4.9}$$

onde a matriz $h(x)$ é limitada, e seus elementos são funções de y e y_d . Considerando (4.9) o sistema (4.8) pode ser escrito da seguinte forma:

$$\dot{x} = Ax + h(x) + Bu\tag{4.10}$$

O objetivo então é encontrar uma lei de controle u que conduza o sistema perturbado para o estado desejado, onde o vetor x pode ser considerado como um desvio do sistema perturbado a este estado desejado.

Logo a seguir será trabalhado um importante teorema a respeito de uma lei de controle que garante a estabilidade ao seguinte sistema não-linear controlado:

$$\frac{dx}{dt} = A(t)x + h(x) + Bu, \quad x(0) = x_0\tag{4.11}$$

sendo $A(t) \in R^{n \times n}$ uma matriz limitada, onde seus elementos são tempos dependentes, $B \in R^{n \times m}$ é uma matriz constante, $u \in R^m$ o vetor de controle e $h(x) \in R^n$ um vetor cujos elementos são funções não lineares contínuas com $h(0) = 0$.

O vetor de controle linear por realimentação u da equação (4.11) é calculado por:

$$u = -R^{-1}B^T P(t)x\tag{4.12}$$

sendo que $P \in R^{n \times n}$ é uma matriz simétrica. Se o processo é dado para um tempo limitado, a matriz P é solução para a matriz diferencial da equação de Ricatti (4.13), porém se este período puder ser estendido para o tempo infinito esta mesma matriz P satisfaz a equação de Ricatti (4.14).

$$\dot{P} + PA + A^T P - PBR^{-1}B^T P + Q = 0 \quad (4.13)$$

$$PA + A^T P - PBR^{-1}B^T P + Q = 0 \quad (4.14)$$

onde as matrizes $Q \in R^{n \times n}$ e $R \in R^{n \times m}$ são constantes e definidas positivas, sendo Q simétrica, tal que a matriz

$$l(x) = x^T Q x - h^T(x) P x - x^T P h(x) \quad (4.15)$$

seja definida positiva e limitada pela matriz $h(x)$.

A prova de estabilidade do método de controle linear por realimentação de RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) é feita pela análise da função de Lyapunov utilizando a escrita do sistema em desvios (4.7).

4.3 Análise de Estabilidade do Controle

Teorema 1: (RAFIKOV e BALTHAZAR, 2008) Se existem as matrizes $Q(t)$ e $R(t)$, definidas positivas, sendo Q simétrica tal que:

$$l(x) = x^T Q x - h^T(x) P x - x^T P h(x) \quad (4.16)$$

seja definida positiva. Então o controle linear por realimentação:

$$u = -R^{-1}B^T P(t)x \quad (4.17)$$

é ótimo na ordem de transferir o sistema não-linear (4.11) de um estado inicial ao estado final:

$$x(t_f) = 0 \quad (4.18)$$

minimizando o funcional:

$$J = \int_0^{t_f} [l(x) + u^T R u] dt \quad (4.19)$$

onde $P(t)$ é uma matriz simétrica, definida positiva (para todo $t \in [0, t_f]$), e é solução para a matriz diferencial da equação de Ricatti:

$$\dot{P} + PA + A^T P - PBR^{-1}B^T P + Q = 0 \quad (4.20)$$

satisfazendo a condição final $P(t_f) = 0$, onde as matrizes $Q \in R^{n \times n}$ e $R \in R^{m \times m}$ são constantes, definidas positivas, cujos coeficientes são elementos de ponderabilidade do funcional (4.19). A equação não-linear diferencial de Ricatti tem solução positiva, simétrica e única em P para quaisquer $R > 0$ e $Q \geq 0$ dadas.

Na adição, com o controle feedback (4.17), existe ali uma vizinhança $\theta_0 \subset \theta$, e $\theta \subset R^n$, de origem tal que se $x_0 \in \theta_0$, a solução $x(t) = 0, t \geq 0$, do sistema controlado (4.11) é localmente assintoticamente estável, e $J_{min} = x_0^T P(0)x$.

Finalmente, se $\theta = R^n$, então a solução $x(t) = 0, t \geq 0$, do sistema controlado (4.11) é globalmente assintoticamente estável.

Prova do Teorema 1:

De acordo com a lei da Programação Dinâmica em BRYSON e HO (1975), que dá as condições necessárias para problemas dinâmicos formados somente por equações diferenciais ordinárias, se o mínimo do funcional (4.19) existe e se V_L (função de Lyapunov) for uma função constante de condição inicial, então satisfaz a seguinte equação de Hamilton-Jacobi-Bellmann:

$$\min_u \left(\frac{dv_L}{dt} + l(x) + u^T R u \right) = 0 \quad (4.21)$$

Por isso, o sistema controlado (4.10) tem estabilidade, pois existe a função de Lyapunov

$$V_L = x^T P(t)x \quad (4.22)$$

onde $P(t)$ é uma matriz simétrica definida positiva e satisfaz a equação diferencial de Ricatti (4.20), sendo que a derivada da função de V , avaliada na trajetória ótima dada pelo controle (4.17) é dada por:

$$\dot{V}_L = \dot{x}^T P(t)x + x^T \dot{P}(t)x + x^T P(t)\dot{x} \quad (4.23)$$

Conhecendo (4.10), (4.17) e fazendo as suas transpostas tem-se:

$$\dot{x} = A(t)x + h(x) + Bu$$

$$\dot{x}^T = x^T A(t)^T + h^T(x) + u^T B^T \quad (4.24)$$

$$u = -R^{-1}B^T P(t)x$$

$$u^T = -x^T P^T(t)B(R^{-1})^T \quad (4.25)$$

Executando as substituições em (4.23) chegamos a seguinte derivada de Liapunov:

$$\begin{aligned} \dot{V}_L = & [x^T A(t)^T + h^T(x) - x^T P^T(t)B(R^{-1})^T B^T]P(t)x + x^T \dot{P}(t)x \\ & + x^T P(t)[A(t)x + h(x) - BR^{-1}B^T P(t)x] \end{aligned} \quad (4.26)$$

Então substituindo (4.26) na equação de Hamilton-Jacobi-Belmann (4.21) e conhecendo (4.16), (4.17) e (4.25) se chega a equação (4.27):

$$l(x) = x^T Qx - h^T(x)Px - x^T Ph(x)$$

$$x^T \tilde{Q}x = h^T(x)Px + x^T Ph(x) + l(x) \quad (4.27)$$

$$\frac{dV_L}{dt} + l(x) + u^T Ru = 0$$

$$[x^T A(t)^T + h^T(x) - x^T P^T(t)B(R^{-1})^T B^T]P(t)x + x^T \dot{P}(t)x + x^T P(t)$$

$$[A(t)x + h(x) - BR^{-1}B^T P(t)x] + x^T Qx - h^T(x)Px - x^T Ph(x) + x^T P^T(t)B(R^{-1})^T RR^{-1}B^T P(t)x = 0$$

Fazendo as simplificações possíveis chega-se a seguinte equação:

$$x^T [\dot{P} + A^T P + PA - PBR^{-1}B^T P]x + x^T Qx = 0 \quad (4.28)$$

Onde a matriz Q da equação (4.28) deve satisfazer a seguinte condição de positividade para a matriz $h(x)$ limitada (4.16), onde a matriz simétrica P é calculada pela equação diferencial de Ricatti (4.20).

O sistema (4.28) pode ser substituído por (4.27) e escrito da seguinte forma:

$$x^T[\dot{P} + A^T P + PA - PBR^{-1}B^T P]x + h^T(x)Px + x^T Ph(x) + l(x) = 0 \quad (4.29)$$

Sendo a função $l(x)$ definida positiva e a matriz R também definida positiva, a derivada da função de Lyapunov (4.22) avaliada na trajetória ótima do sistema do sistema controlado (4.10) é definida negativa e determinada por:

$$\dot{V}_L = -l(x) - u^T R u \quad (4.30)$$

Logo, a função (4.22) é uma função de Lyapunov, e o sistema controlado (4.10) é localmente assintoticamente estável.

Integrando a derivada da função de Lyapunov (4.22) determinada por (4.30) ao longo da trajetória ótima, obtemos $J_{min} = x_0^T P(0)x_0$.

Finalmente, se $\theta = R^n$, então a estabilidade assintótica global segue como uma consequência direta da condição de fronteira ilimitada para a função (4.22), $V(x) \rightarrow \infty$, como $\|x\| \rightarrow \infty$.

No caso particular do sistema (4.10) perturbado, com matriz constante A , o problema de controle ótimo pode ser formulado com intervalo de tempo infinito, com matrizes constantes B, Q e R . A garantia de estabilidade para o sistema não-linear controlado é dada pela lei de controle ótimo (4.10) determinada pelo seguinte teorema:

Teorema 2: (RAFIKOV e BALTHAZAR, 2008) Se existem as matrizes $Q(t)$ e $R(t)$, definidas positivas, sendo Q de origem simétrica tal que a função:

$$l(x) = x^T \tilde{Q} x - h^T(x)Px - x^T Ph(x) \quad (4.31)$$

seja definida positiva. Então o controle linear *feedback*:

$$u = -R^{-1}B^T P(t)x \quad (4.32)$$

é ótimo na ordem de transferir o sistema não-linear (4.11) de um estado inicial ao estado final:

$$x(\infty) = 0 \quad (4.33)$$

minimizando o funcional:

$$J = \int_0^{\infty} [l(x) + u^T R u] dt \quad (4.34)$$

onde $P(t)$ é uma matriz simétrica, definida positiva (para todo $t \in [0, \infty]$), e é solução para a matriz algébrica de Ricatti:

$$PA + A^T P - PBR^{-1}B^T P + Q = 0 \quad (4.35)$$

A função $l(x)$ caracteriza a soma dos desvios quadrados do sistema em relação à trajetória desejada, e implica que a matriz Q seja definida positiva, justificando a representação da equação (4.32) como controle ótimo.

Na adição, com o controle *feedback* (4.32), existe ali uma vizinhança $\theta_0 \subset \theta$, e $\theta \subset R^n$, de origem tal que se $x_0 \in \theta_0$, a solução $x(t) = 0, t \geq 0$, do sistema controlado (4.11) é globalmente assintoticamente estável, e $J_{min} = x_0^T P(0)x_0$.

Finalmente, se $\theta = R^n$, então a solução $x(t) = 0, t \geq 0$, do sistema controlado (4.11) é globalmente assintoticamente estável.

Assim, o índice de desempenho J pode ser obtido em termos do estado inicial $x(0)$ e P .

Como consequência da lei de controle ótimo (4.32), os elementos da matriz $k = -R^{-1}B^T P(t)$ são determinados de modo a minimizar o índice de desempenho (4.34), então $u(t) = -kx(t)$ é ótimo para qualquer que seja o estado inicial $x(0)$.

Alguns autores como OGATTA (2003), denominam a matriz K , como matriz de ganho por realimentação.

Deste modo, pode-se concluir do teorema 2, que o sistema dinâmico de erro (4.10) controlado pelo controle linear *feedback* é globalmente assintoticamente estável, e portanto, o sistema controlado por (4.4) tende para o estado desejado.

Sabe-se que o controle ótimo linear u depende do tamanho relativo das matrizes Q e R do funcional quadrático. De acordo com isso, se a escolha de Q e R falham ao satisfazer a definição positiva de (4.28) sujeito a equação de Ricatti (4.32), pode-se tentar valores maiores para os elementos da diagonal Q com R igual.

A escolha das matrizes Q e R é feita visando à estabilidade do sistema, pois são elas que determinam a importância relativa aos desvios da trajetória desejada, ou seja, os ganhos relativos aos desvios das variáveis de espaço de estado, como também o consumo dos sinais de controle. Então quando se utiliza o critério quadrático, a seleção destas matrizes peso torna-se um processo extremamente trabalhoso, pois consiste em verificar através de várias simulações do problema, quais os valores destas matrizes que satisfazem aos critérios de controle desejados. Quando estas matrizes são conseguidas, elas refletem num melhor desempenho do sistema, porém não existe um método sistemático para esta seleção.

Com o intuito de facilitar a determinação dos termos da matriz Q , geralmente é feita a escolha pela matriz diagonal, uma vez que a escolha da matriz adequada se dá por tentativas e erros.

Portanto, a garantia da aplicabilidade do controle linear por realimentação é dada pela positividade da matriz Q . De acordo com RAFIKOV e BALTHAZAR (2008), como existe a dificuldade de calcular esta matriz analiticamente, através de simulações é possível mostrar que a função $l(t)$ (4.36) formulada é positiva, garantindo conseqüentemente a positividade da matriz Q pela soma dos desvios dos quadrados do sistema desejado.

$$l(t) = x^T Q x \quad (4.36)$$

A condição suficiente para que o valor do funcional otimizado (4.34) seja finito é a controlabilidade total das matrizes A e B . Isto significa que a matriz de controle

$$[A \quad AB \quad \dots \quad A^{n-1}B] \quad (4.37)$$

tem que ser não-singular, ou seja, conter n colunas linearmente independentes, sendo:

$$\text{rank}[A \quad AB \quad \dots \quad A^{n-1}B] = n \quad (4.38)$$

A figura (4.1) a seguir, mostra o diagrama de blocos do sistema controlado.

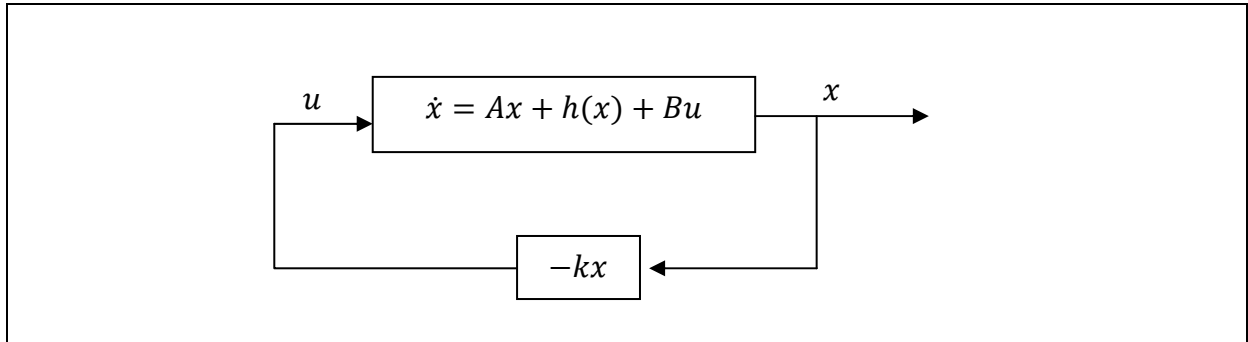


Figura 4.3 – Sistema de Controle Ótimo.

4.4 Formulação do Projeto de Controle da Vazão de Alimentação

Nesta seção, aplica-se a metodologia de controle ótimo proposta por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) ao modelo de fermentação alcoólica em batelada alimentada.

Na indústria, a vazão de alimentação à dorna de fermentação é trabalhada constante e não leva em conta o comportamento do crescimento celular dentro do mosto. Por isso na aplicação deste controle, a vazão será considerada uma variável que vai sendo ajustada de fora do sistema à medida que exista diferença entre os desvios da trajetória.

Então, o sistema de fermentação alcoólica que representa o sistema com controle de vazão pode ser escrito da seguinte forma:

$$\begin{cases} \frac{dy_1}{dt} = (\mu_x - U)y_1 \\ \frac{dy_2}{dt} = U(S_m - y_2) - \mu_s \cdot y_1 \\ \frac{dy_3}{dt} = \mu_p y_1 - U y_3 \end{cases} \quad (4.39)$$

Em que y_1 é a concentração de células, y_2 a concentração de sacarose, y_3 a concentração de produto, μ_x , μ_s e μ_p são os modelos cinéticos que determinam a taxa específica de crescimento de células, substrato e produto, e U é variável de controle, ou seja, a vazão específica de alimentação.

O controle U é o sinal dado à vazão de entrada do sistema, sendo $U = \frac{F}{V}$, ou seja, o controle adotado é a razão entre a velocidade de alimentação e a variação de volume no

fermentador, sendo que esta é dada pela equação diferencial (3.22). Tendo como equações cinéticas μ_x , μ_s e μ_p dadas a seguir:

$$\text{ANDREWS (1968)} \quad \left\{ \begin{array}{l} \mu_x = \frac{\mu_{xa}y_2}{K_s + y_2 + \frac{y_2^2}{K_i}} \quad (4.40) \\ \mu_s = \frac{1}{y_{xs}} \mu_x \quad (4.41) \\ \mu_p = \frac{\mu_{pa}y_2}{K'_s + y_2 + \frac{y_2^2}{K'_i}} \quad (4.42) \end{array} \right.$$

$$\text{GHOSE e THYAGI (1979)} \quad \left\{ \begin{array}{l} \mu_x = \frac{\mu_{xa}y_2}{y_2 + K_s + \frac{y_2^2}{K_i}} \left(1 - \frac{y_3}{P_{max}}\right)^n \quad (4.43) \end{array} \right.$$

$$\text{Modificado por} \quad \left\{ \begin{array}{l} \mu_s = \frac{1}{y_{x/s}} \mu_x + M_s \quad (4.44) \end{array} \right.$$

$$\text{TOSSETTO (2002)} \quad \left\{ \begin{array}{l} M_s = (m_s t_f) \quad (4.45) \\ \mu_p = \frac{y_{x/s}}{y_{p/s}} \mu_x \quad (4.46) \end{array} \right.$$

Onde $y_{p/s}$ é o rendimento em etanol, $y_{x/s}$ o rendimento em células, μ_{xa} a taxa específica máxima de crescimento celular, K_s é a constante de saturação para o crescimento celular, K_i é a constante de inibição do crescimento celular pelo substrato, P_{max} a concentração de produto onde cessa o crescimento microbiano, n a potência do termo de inibição pelo produto e M_s a constante de manutenção celular.

Devido ao fato de que no modelo de fermentação alcoólica em estudo não existem termos lineares, utilizou-se na aplicação do controle direcionando o sistema a uma trajetória desejada, o ajuste de curvas em função da concentração de substrato obtida

experimentalmente por Borges (2008), que consta no anexo A. Este ajuste foi feito para a equação cinética de ANDREWS (1968), cujo gráfico de ajuste consta no anexo C, descrito pelas funções a seguir.

$$\mu_x = 0.000002(y_2)^3 - 0.0003(y_2)^2 + 0.0183y_2 + 0.2318 \quad (4.47)$$

$$\mu_p = 0.0000001(y_2)^4 + 0.00003(y_2)^3 - 0.0024(y_2)^2 + 0.0657y_2 + 0.5121 \quad (4.48)$$

4.4.1 Controle Ótimo Direcionando o Sistema a um Ponto fixo

Na aplicação do controle ótimo direcionando o sistema a um ponto fixo, foi utilizado o modelo cinético de GHOSE e THYAGI (1979), modificado por TOSSETTO (2002), que foi utilizado por BORGES (2008), para que ao final do processo pudessem ser comparados os resultados experimentais obtidos pela autora e os obtidos pela simulação de controle.

Inicialmente, o sistema (4.39) foi escrito na forma linearizada:

$$\dot{y} = J_c y(t) \quad (4.49)$$

onde $y(t) = [y_1(t) \ y_2(t) \ y_3(t)]^T$ é o vetor das variáveis de estado e J_c é a matriz Jacobiana que pode ser escrita na seguinte forma:

$$J_c = \begin{bmatrix} \frac{\partial y_1}{\partial y_1} & \frac{\partial y_1}{\partial y_2} & \frac{\partial y_1}{\partial y_3} \\ \frac{\partial y_2}{\partial y_1} & \frac{\partial y_2}{\partial y_2} & \frac{\partial y_2}{\partial y_3} \\ \frac{\partial y_3}{\partial y_1} & \frac{\partial y_3}{\partial y_2} & \frac{\partial y_3}{\partial y_3} \end{bmatrix} \quad (4.50)$$

Seja $y_1 = 83 \text{ g/l}$, $y_2 = 0 \text{ g/l}$ e $y_3 = 36,7 \text{ g/l}$ a condição inicial do sistema (4.39) de forma que a fermentação alcoólica em batelada alimentada termine seu processo fermentativo no estado-fixado desejado (4.51)

$$y_d = \begin{bmatrix} y_{d1} \\ y_{d2} \\ y_{d3} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 28,1 \text{ g/l} \\ 4,57 \text{ g/l} \\ 91,5 \text{ g/l} \end{bmatrix} \quad (4.51)$$

Assim, o sistema linearizado em torno do ponto desejado permite determinar as matrizes A e B da metodologia de controle proposta por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) que seguem:

$$A = \begin{bmatrix} 0,002525 & -0,0000239 & 0,0003858 \\ -0,1685 & 0,0014064 & -0,0226975 \\ 0,08183 & -0,0005808 & 0,009374 \end{bmatrix} \quad (4.52)$$

$$B = \begin{bmatrix} -28,1 \\ -4,57 \\ -91,5 \end{bmatrix} \quad (4.53)$$

A matriz $h(x)$, a seguir, é composta por elementos cujas funções são contínuas e não-lineares em função dos desvios da trajetória.

$$h(x) = \begin{bmatrix} \frac{\mu_{xa}x_2}{x_2+K_s+\frac{x_2^2}{K_i}} \left(1 - \frac{x_3}{Pmax}\right)^n & 0 & 0 \\ \frac{-1}{y_{xs}} \left[\frac{\mu_{xa}x_2}{x_2+K_s+\frac{x_2^2}{K_i}} \left(1 - \frac{x_3}{Pmax}\right)^n \right] & 0 & 0 \\ \frac{y_{ps}}{y_{xs}} \left[\frac{\mu_{xa}x_2}{x_2+K_s+\frac{x_2^2}{K_i}} \left(1 - \frac{x_3}{Pmax}\right)^n \right] & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (4.54)$$

Conforme mencionado na seção 4.3, é importante a escolha das matrizes Q e R , pois influenciam diretamente na estabilidade do controle. Geralmente se faz a escolha por uma matriz diagonal para facilitar a determinação dos parâmetros que compõem estas matrizes, já que a seleção das matrizes ideais dá-se por tentativas e erros, ou seja, são feitas simulações até que se encontre a matriz mais adequada ao processo. Os elementos da diagonal da matriz Q determinam os ganhos relativos aos desvios da trajetória das variáveis de estado, por isso, fisicamente, o processo só acontece com o envolvimento de todas as variáveis, sendo que todas têm a mesma importância, por isso optou-se por escolher as seguintes matrizes Q e R :

$$Q = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (4.55)$$

$$R = [1] \quad (4.56)$$

obtem-se a matriz P resolvendo a equação não-linear algébrica de Ricatti (4.35) através da função LQR do MATLAB[®].

$$P = \begin{bmatrix} 12,3945 & 1,8262 & -3,8926 \\ 1,8262 & 2,5672 & -0,7062 \\ -3,8926 & -0,7062 & 1,2416 \end{bmatrix} \quad (4.57)$$

Com as matrizes P , R e B é possível calcular então a função de controle *feedback* que possui a seguinte forma:

$$u = -[-0,4575 \quad 1,5669 \quad -1]x \quad (4.58)$$

onde x corresponde aos desvios entre o regime desejado e o regime da trajetória, ou seja,

$$x = \begin{bmatrix} y_1 - y_{d1} \\ y_2 - y_{d2} \\ y_3 - y_{d3} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} y_1 - 28,1 \\ y_2 - 4,57 \\ y_3 - 91,5 \end{bmatrix} \quad (4.59)$$

4.4.2 Controle Ótimo Direcionando o Sistema a uma Trajetória Desejada

Nesta seção é apresentado o estudo de caso do controle direcionando o sistema a uma trajetória desejada. A ordem do sistema de equações diferenciais foi alterada para este caso, a fim de simplificar sua resolução, seguindo-se a seguinte ordem: Equação de variação de concentração de Substrato, Células e Produto.

Na aplicação do controle ótimo para conduzir o sistema a uma trajetória desejada, utilizou-se os ajustes do modelo cinético de ANDREWS (1968) a fim de obter os termos lineares da matriz A da metodologia de controle linear, além de considerar as entradas da variável de controle em cada uma das equações como um subsistema, ou seja,

$$\begin{cases} \frac{dy_2}{dt} = US_m - D_2 - \mu_s \cdot y_1 \\ \frac{dy_1}{dt} = \mu_x y_1 - D_1 \\ \frac{dy_3}{dt} = \mu_p y_1 - D_3 \end{cases} \quad (4.60)$$

Sendo

$$\begin{cases} D_1 = Uy_1 \\ D_2 = Uy_2 \\ D_3 = Uy_3 \end{cases} \quad (4.61)$$

Considerando o sistema com controle (4.10), os desvios de sua trajetória podem ser definidos como:

$$x = \begin{bmatrix} y_2 - y_{d2} \\ y_1 - y_{d1} \\ y_3 - y_{d3} \end{bmatrix} \quad (4.62)$$

Onde o regime desejado y_d é a trajetória (4.61), que direciona a dinâmica do sistema (4.39) a uma trajetória desejada. Com base nos dados obtidos por Borges (2008), foram feitas simulações da trajetória do sistema dinâmico, avaliando o comportamento mais adequado a uma boa produtividade, chegou-se a seguinte trajetória.

$$x = \begin{bmatrix} y_{d2} \\ y_{d1} \\ y_{d3} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.4457t^3 - 9.6252t^2 + 52.258t + 1.796 \\ -0.144t^3 + 3.2882t^2 - 23.532t + 79.649 \\ -0.0428t^3 + 0.8246t^2 + 1.03t + 39.04 \end{bmatrix} \quad (4.63)$$

Em consequência temos o vetor (4.62) escrito da seguinte forma:

$$x = \begin{bmatrix} y_2 - y_{d2} \\ y_1 - y_{d1} \\ y_3 - y_{d3} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} y_2 - 0.4457t^3 + 9.6252t^2 - 52.258t - 1.796 \\ y_1 + 0.144t^3 - 3.2882t^2 + 23.532t - 79.649 \\ y_3 + 0.0428t^3 - 0.8246t^2 - 1.03t - 39.04 \end{bmatrix} \quad (4.64)$$

De acordo com as equações (4.8) e (4.9) pode-se escrever o sistema dinâmico da fermentação em desvios, como segue:

$$\dot{x} = A(t)x + h(x) + Bu \quad (4.65)$$

sendo

$$A = \begin{bmatrix} -13.6353 & 0 & 0 \\ 0.2318 & 0 & 0 \\ 0.5121 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (4.66)$$

a matriz dos termos lineares,

$$B = \begin{bmatrix} 285 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \quad (4.67)$$

a matriz dos termos constantes, ou seja, a concentração do substrato na entrada (S_m), e

$$h(x) = \begin{bmatrix} \frac{-1}{y_{xs}}(f_1 - f_{d1}) & 0 & 0 \\ f_1 - f_{d1} & 0 & 0 \\ f_2 - f_{d2} & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (4.68)$$

uma matriz cujos elementos são funções não lineares contínuas, onde:

$$f_1 = (0,000002y_2^3 - 0,0003y_2^2 + 0,0183y_2)y_1 \quad (4.69)$$

$$f_{d1} = (0,000002y_{d2}^3 - 0,0003y_{d2}^2 + 0,0183y_{d2})y_{d1} \quad (4.70)$$

$$f_2 = (0,0000001y_2^4 + 0,00003y_2^3 - 0,0024y_2^2 + 0,0657y_2)y_1 \quad (4.71)$$

$$f_{d2} = (0,0000001y_{d2}^4 + 0,00003y_{d2}^3 - 0,0024y_{d2}^2 + 0,0657y_{d2})y_{d1} \quad (4.72)$$

Conhecendo a matriz $h(x)$, é possível determinar a matriz Q que garanta a estabilidade do sistema por sua positividade a partir de seu estado inicial $x(0)$. Neste caso, os pesos das matrizes Q e R foram reduzidas com o intuito de que elas agora não priorizem chegar o quanto antes ao estado final, mas se aproximar ao máximo da trajetória desejada.

$$Q = \begin{bmatrix} 0.001 & 0 & 0 \\ 0 & 0.001 & 0 \\ 0 & 0 & 0.001 \end{bmatrix} \quad (4.73)$$

Para garantir a estabilidade da matriz Q , o peso da matriz R também é importante, pois é através delas que se obtém a matriz P que satisfaz a equação de Ricatti, que por sua vez, permite que se consiga a função de *controle linear feedback* u . Seja R então:

$$R = [0.9] \quad (4.74)$$

Conhecendo as matrizes A , B , Q e R é possível determinar a matriz P que satisfaz a equação de Ricatti, através da função LQR do MATLAB[®].

$$P = \begin{bmatrix} 0,0000365806 & 0,0000434072 & 0,0000958966 \\ 0,0000434072 & 78531 & -35547 \\ 0,0000958966 & -35547 & 16090 \end{bmatrix} \quad (4.75)$$

Com as matrizes P , R e B é possível calcular então a função de controle, que possui a seguinte forma:

$$u = -[0.0116 \quad 0.0137 \quad 0.0304]x \quad (4.76)$$

5 SIMULAÇÕES

5.1 Simulação do Sistema de Fermentação Sem Controle de Vazão

No processo de fermentação em batelada alimentada com vazão constante, a velocidade de alimentação não se modifica ao longo do enchimento da dorna, apenas se anula quando a dorna estiver completamente cheia, e funciona a partir deste momento como um processo em batelada.

Nesta simulação, foi utilizado o modelo cinético de GHOSE e THYAGI (1979) modificado por TOSSETTO (2002), dados iniciais e parâmetros cinéticos utilizados por BORGES (2008) conforme tabela do anexo B, com volume inicial de 1.5 litros, volume total de 5 litros e tempo de enchimento de 5 horas, ou seja, uma vazão constante de 0.67 litros por hora.

Pelas Figuras 5.1 – 5.3 observa-se a variação da concentração celular, substrato e produto ao longo do tempo de fermentação em batelada alimentada sem controle da vazão de alimentação.

Neste primeiro gráfico, Figura 5.1, observa-se que a concentração de células durante o tempo de enchimento, tende a decrescer devido à taxa de diluição existente durante este período, porém não quer dizer que elas não estejam se desenvolvendo, é o momento em que elas se reproduzem, pois a concentração de etanol ainda está baixa. No momento em que cessa a entrada de substrato, o processo opera como uma batelada, e as células se reproduzem muito pouco, trabalhando mais na excreção de etanol.

Os dados obtidos pela simulação tiveram o mesmo comportamento dos dados experimentais, com uma aproximação muito boa em relação aos mesmos.

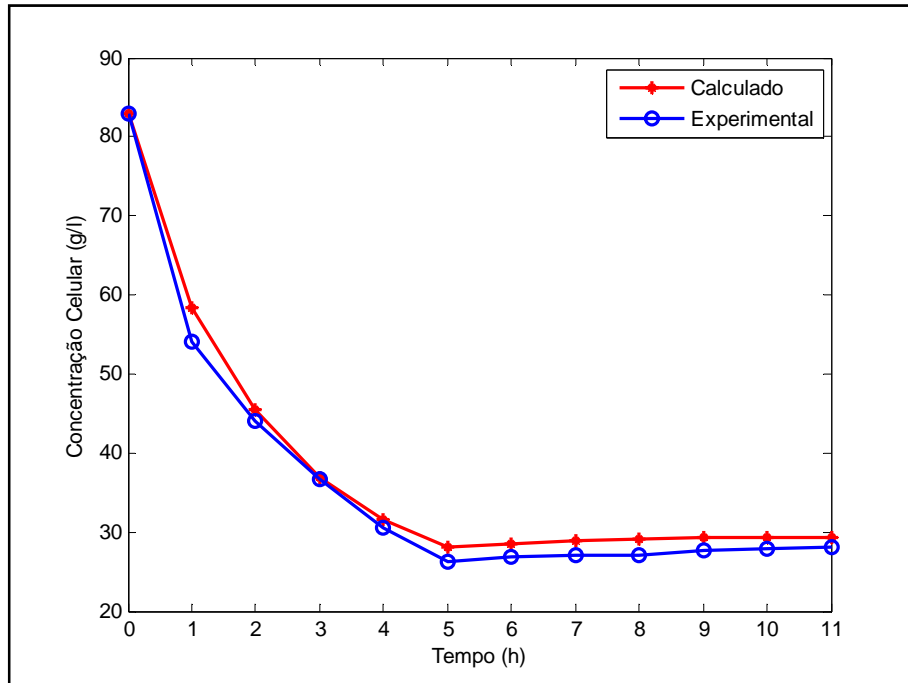


Figura 5.1 – Gráfico da Variação de Concentração Celular com Vazão de Alimentação Constante.

Na simulação da variação de concentração de substrato no fermentador, Figura 5.2, percebe-se no gráfico que a mesma tende a aumentar durante o enchimento devido à adição do caldo de cana. Quando esta adição é cessada, e não há mais entrada de açúcar, esta concentração tende a decrescer pelo fato de estar sendo metabolizada na produção de etanol.

Quanto aos dados obtidos na simulação da concentração de substrato, eles também tiveram o mesmo comportamento dos dados experimentais, porém com um desvio um pouco mais significativo do que os dados de concentração celular, mas dentro do esperado.

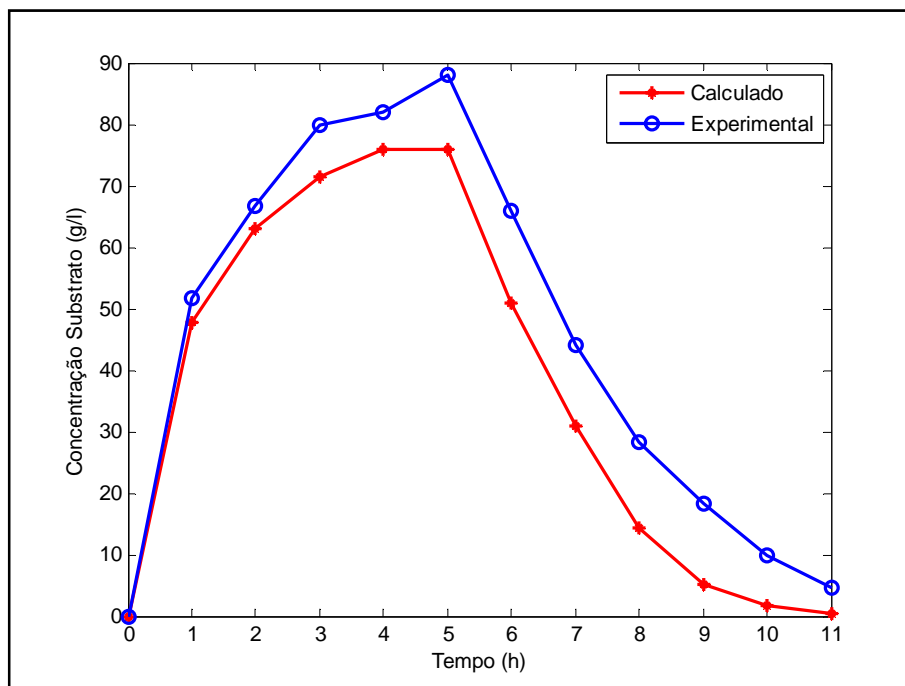


Figura 5.2 – Gráfico da Variação de Concentração de Substrato com Vazão de Alimentação Constante.

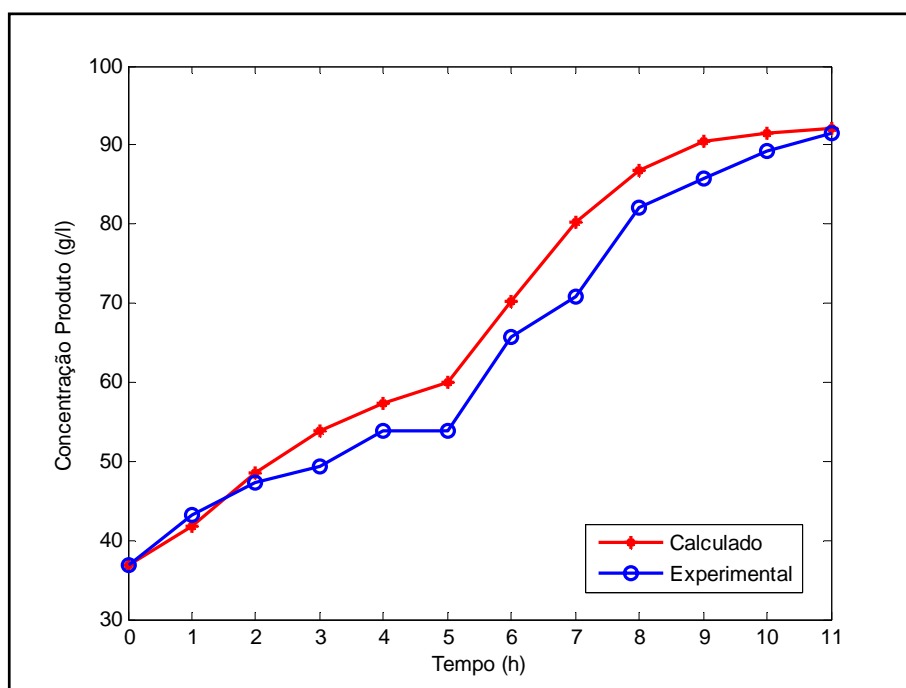


Figura 5.3 – Gráfico da Variação de Concentração de Produto com Vazão de Alimentação Constante.

No gráfico da simulação da concentração de produto no fermentador, Figura 5.3, observa-se que a taxa de diluição não reduz a sua concentração, indicando que a taxa de diluição é menor do que a formação de produto. Porém, quando não há mais entrada de substrato, esta concentração tende a aumentar em uma velocidade mais rápida, até entrar na fase de saturação, pois não há mais açúcar a ser consumido ou as células estão inibidas pela alta concentração de produto gerado.

Os dados de concentração de produto obtidos na simulação foram muito condizentes com os dados experimentais e, por isso, satisfatórios.

A Figura 5.4 apresenta a variação do volume na simulação do sistema de fermentação alcoólica com vazão de alimentação constante, tem-se um enchimento linear até o volume máximo permitido pela dorna. Cessando o enchimento o volume mantém-se constante até que a fermentação dá-se por encerrada pelo consumo quase completo dos açúcares contidos no mosto.

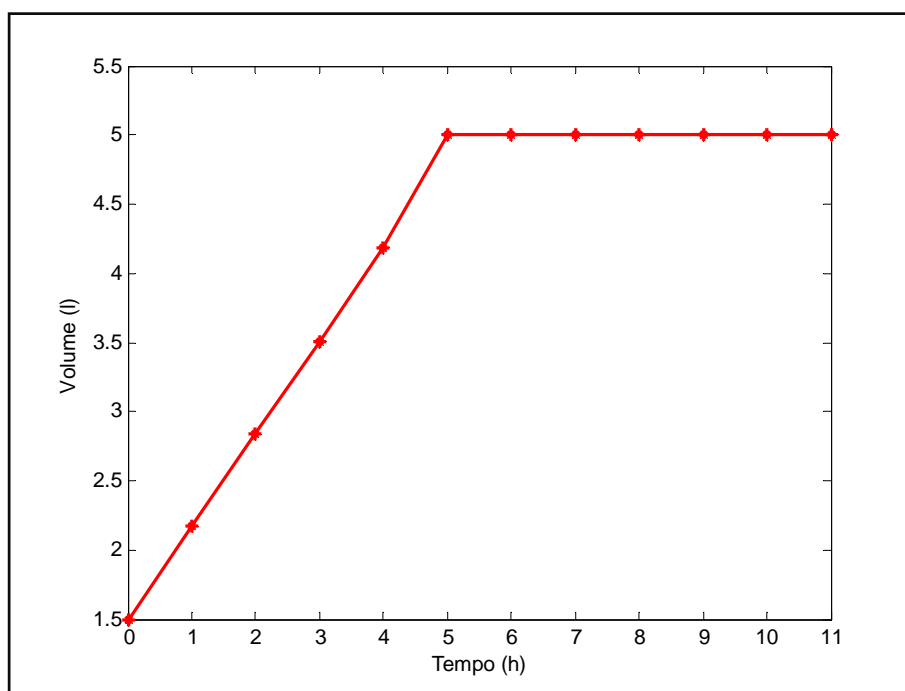


Figura 5.4 – Gráfico da Variação de Volume com Vazão de Alimentação Constante.

A vazão específica de alimentação tende a decrescer ao longo do tempo devido ao fato de se alimentar a dorna a uma vazão constante e o volume variando de volume inicial a volume final.

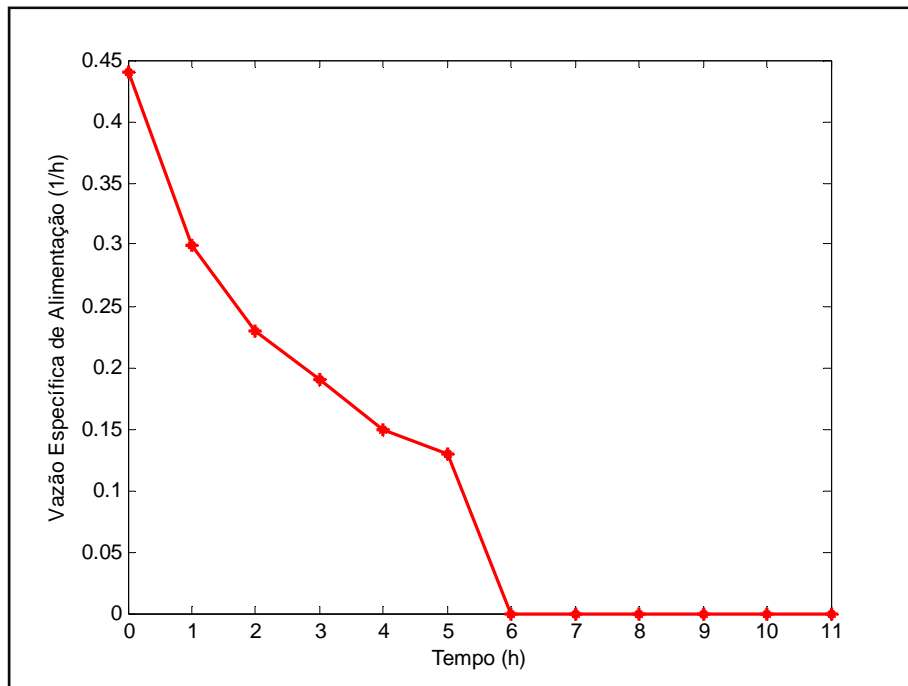


Figura 5.5 – Gráfico da Variação da Vazão Específica de Alimentação.

5.2 Simulação do Direcionamento do Sistema de Fermentação a um Ponto Fixo

No processo de fermentação em batelada alimentada com controle de vazão, a velocidade de alimentação vai sendo alterada ao longo do enchimento da dorna conforme o projeto de controle que inclui a soma da parcela *feedback* com a parcela *feedforward*. O controle é anulado apenas quando a dorna estiver completamente cheia e funciona a partir deste momento, como um processo em batelada.

Nesta simulação foi utilizado também o modelo cinético de GHOSE e THYAGI (1979), modificado por TOSSETTO (2002), com os dados iniciais e parâmetros cinéticos utilizados por BORGES (2008) conforme tabela do anexo B. O experimento foi realizado pela autora com volume inicial de 1.5 litros, volume total de 5 litros e tempo de enchimento de 5 horas, ou seja, uma vazão constante de 0.67 litros por hora.

Na Figura 5.6 é apresentado o sinal de controle enviado à entrada de alimentação do sistema. Utilizou-se a como vazão inicial a mesma vazão constante utilizada no processo experimental de BORGES (2008), porém, percebe-se no gráfico que o controle reduz este valor em torno de 25% já na primeira hora, e continua a manter níveis decrescentes dos sinais de entrada de substrato até o enchimento da dorna, os quais propiciam um desenvolvimento melhor as células responsáveis ao metabolismo do açúcar, pois diminuem a inibição por altas concentrações de açúcares no início do processo.

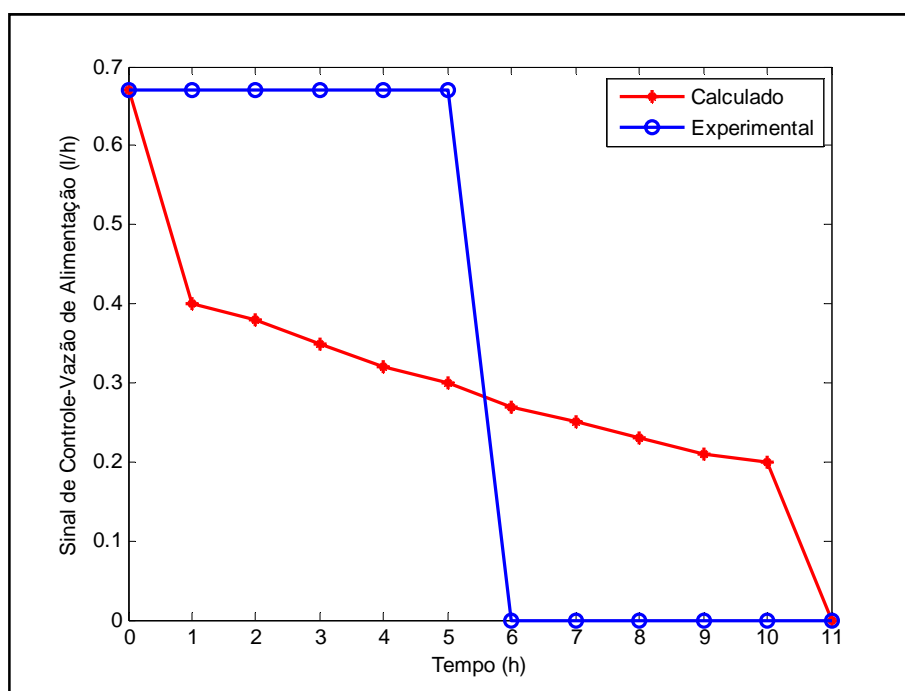


Figura 5.6 – Gráfico da Variação dos Sinais de Controle Enviados a Vazão de Alimentação.

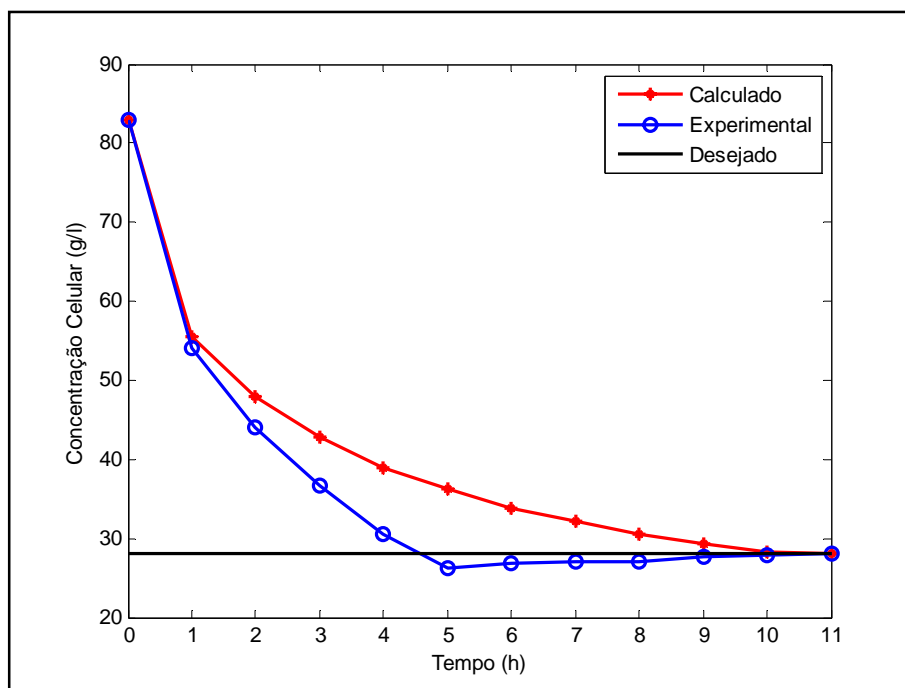


Figura 5.7 – Gráfico da Variação de Concentração Celular com Controle da Vazão de Alimentação.

Na simulação do controle da concentração celular ao longo do período de fermentação, Figura 5.7, percebe-se que o sinal decrescente da vazão de alimentação influencia num decréscimo mais lento da taxa de diluição do mosto como também num desenvolvimento celular melhor em relação ao experimental por manter a concentração de açúcar em níveis mais baixos, reduzindo a inibição celular.

No gráfico que apresenta a simulação da concentração de substrato ao longo do processo de fermentação com controle da vazão de alimentação, Figura 5.8, observa-se que, devido ao controle, a taxa de alimentação se reduz consideravelmente e, com isso, o nível de concentração de substrato não chega a um nível tão elevado nas primeiras horas do processo quanto o experimental com vazão constante. Dado o fato de a concentração estar mais baixa neste período, as leveduras desenvolveram-se adequadamente, além de permanecerem por mais tempo saudáveis, podendo assim consumir melhor o açúcar do que no experimental, como pode ser observado nas últimas horas de simulação, aumentando assim o rendimento do processo.

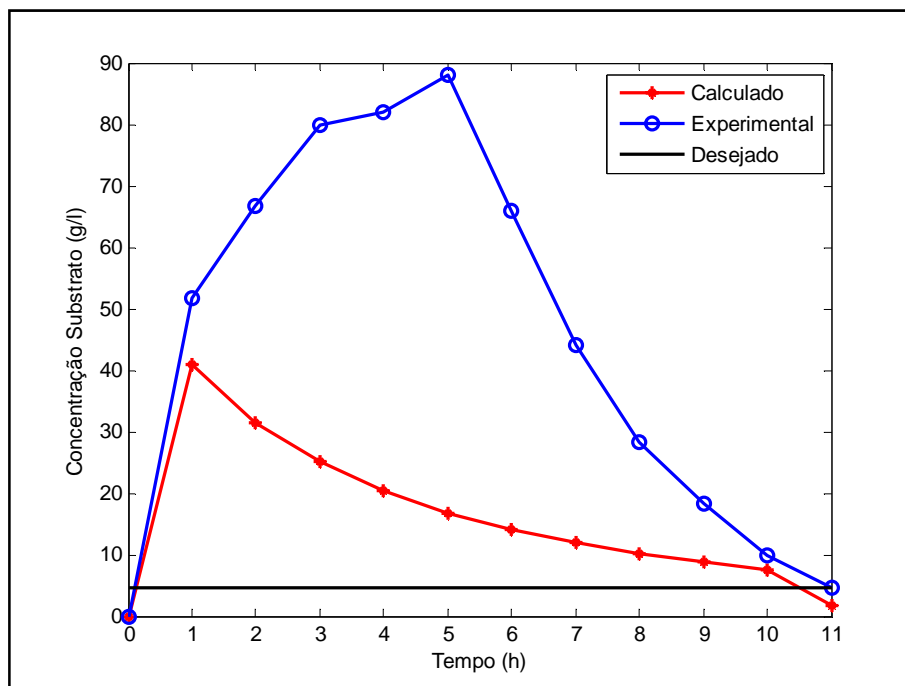


Figura 5.8 – Gráfico da Variação de Concentração de Substrato com Controle da Vazão de Alimentação

Na simulação da concentração de produto no fermentador durante o processo, Figura 5.9, devido aos níveis de alimentação ser decrescentes, as células se reproduziram de forma mais adequada, aproveitando melhor o açúcar contido no mosto, refletindo numa produção de etanol superior ao experimental ao longo do processo.

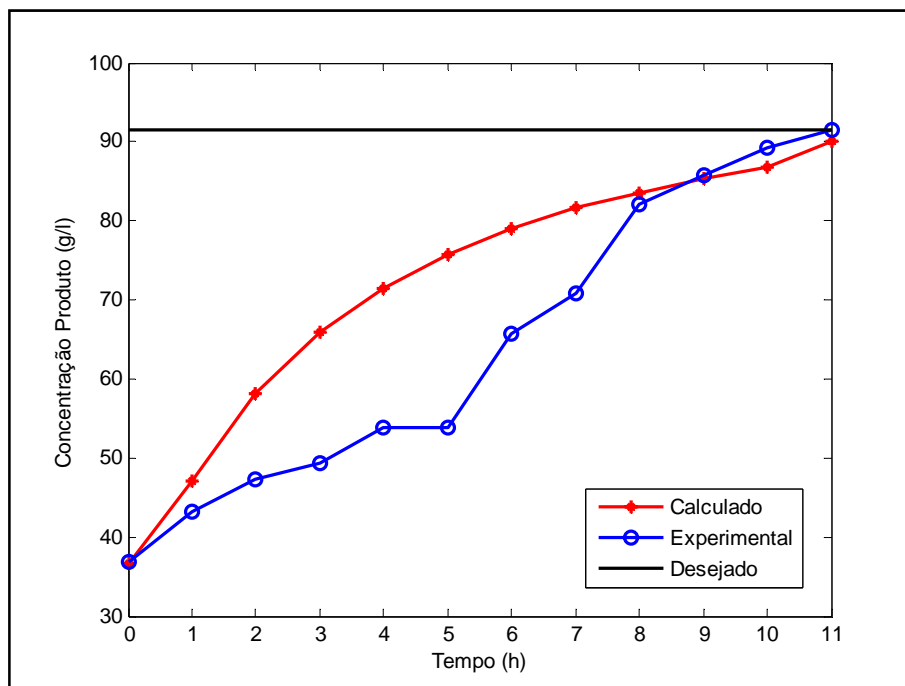


Figura 5.9 – Gráfico da Variação de Concentração de Produto com Controle da Vazão de Alimentação.

A seguir são apresentadas as Figuras 5.10 – 5.11 que representam os gráficos da variação de volume e da taxa específica de alimentação.

Com o controle da vazão de alimentação, o tempo de enchimento não é determinado, apenas o volume máximo do processo se determina. Então, para chegar ao ponto desejado de produtividade, não é necessário que se utilize todo o volume possível, pois o alvo de interesse é aproximar-se da produção desejada. Neste caso em específico, com os parâmetros e condições iniciais utilizados os mesmos de BORGES (2008), o volume chegou ao seu limite na última hora de processo, enquanto na simulação, na quinta hora de processo, a dorna já se encontrava completa.

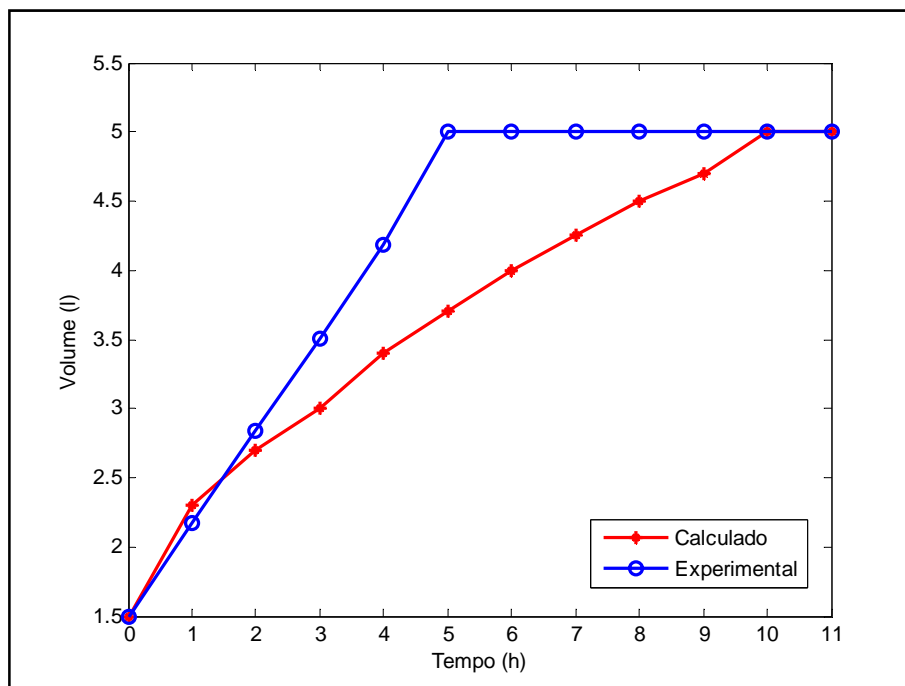


Figura 5.10 – Gráfico da Variação de Volume com Controle de Vazão de Alimentação.

A vazão específica de alimentação é a razão entre a variação da vazão de alimentação e o volume. Então, à medida que o volume aumenta a vazão específica decresce.

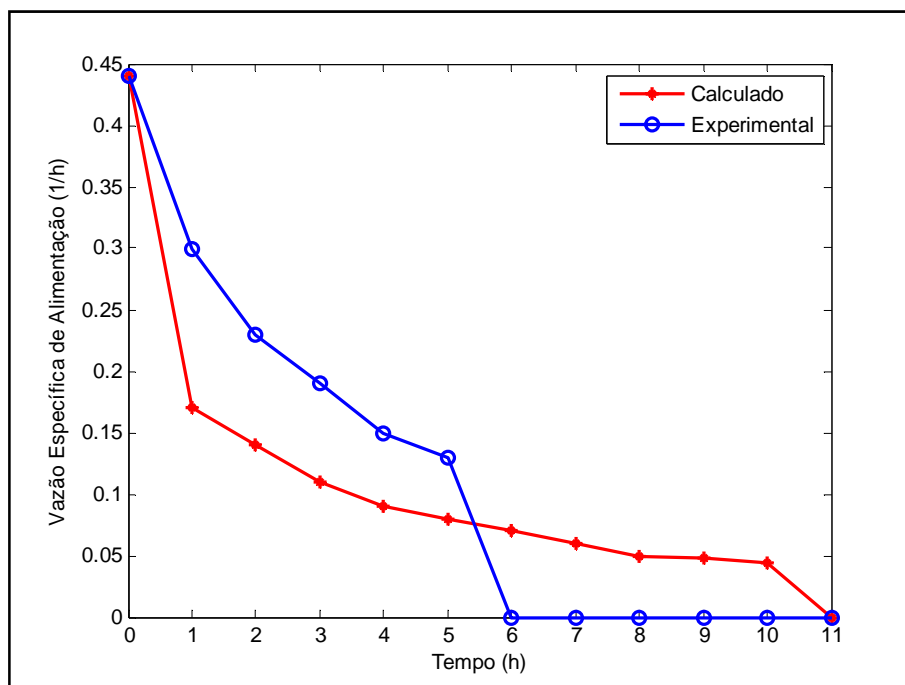


Figura 5.11 – Gráfico da Variação da Vazão Específica de Alimentação.

A seguir, é apresentado o comportamento da matriz $l(t)$, pela Figura 5.12, onde se observa que os valores da matriz são sempre positivos e tendem a zero, satisfazendo a condição de estabilidade do sistema.

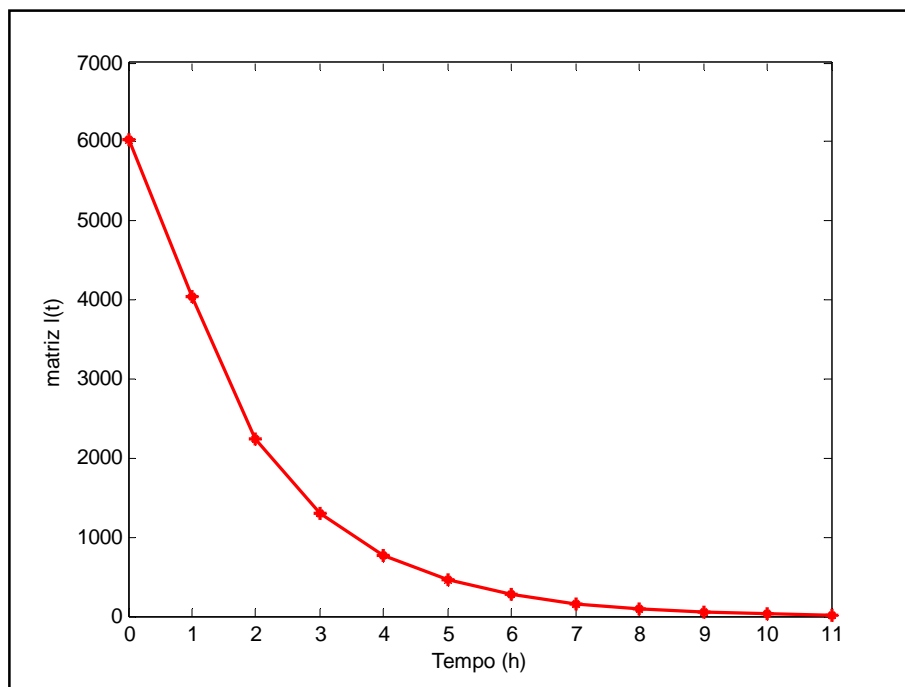


Figura 5.12 – Gráfico da Soma dos Desvios Quadráticos da Trajetória de Sistema ($l(t)$).

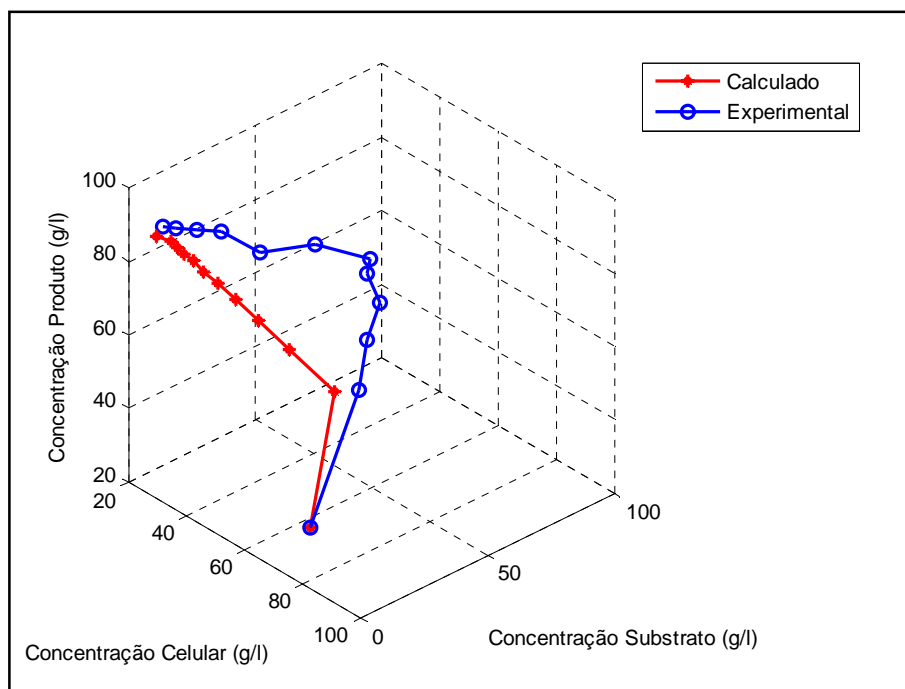


Figura 5.13 – Diagrama de Fases do Sistema de Fermentação em Batelada Alimentada com Controle da Vazão de Alimentação.

A figura 5.13 representa as trajetórias espaciais do sistema, partindo do ponto inicial (83, 0, 36.7) e aproximando-se do ponto desejado (28.1, 4.57, 91.5), dentro da margem de erro esperada.

Sendo a produção de etanol o fator preponderante da simulação, a mesma só seria encerrada quando o valor simulado se aproximasse do desejado, dentro de uma margem de erro. Partindo deste princípio, as outras concentrações poderiam variar mais, pois o sistema só cessaria sua execução quando alcançasse a produtividade desejada, e notoriamente, este fato ocorreu dentro das 11 horas estabelecidas pelo experimento.

Tabela 5.1 – Concentrações Finais Calculadas para ponto fixo desejado

	<i>Celular</i>	<i>Substrato</i>	<i>Produto</i>
Concentrações	28.1 (g/l)	1.7 (g/l)	90.1 (g/l)

Então a partir das concentrações alcançadas calculou-se o rendimento do processo, a produtividade em células e em produto, conforme as equações 3.43 – 3.45.

- Rendimento teórico em etanol $\rightarrow \frac{(90.1*5)-(36.7*1.5)}{(5-1.5)*285+(1.5*0)-(5*1.7)} = 0.4 \text{ g/g}$
- Rendimento teórico em células $\rightarrow \frac{(28.1*5)-(83*1.5)}{(5-1.5)*285+(1.5*0)-(5*1.7)} = 0.017 \text{ g/g}$
- Produtividade de Etanol $\rightarrow \frac{90.5-36.7}{11} = 4.9 \text{ g/lh}$

Os rendimentos nos tempos finais coincidiram com os utilizados nas simulações, ou seja, $y_{ps} = 0.413 \text{ g/g}$ e $y_{xs} = 0.017 \text{ g/g}$, logo, os resultados das simulações mostraram-se muito bons, produzindo 4.9 gramas de álcool por litro a cada hora.

É importante ressaltar que a utilização do controle direcionando o sistema a um ponto fixo chegou à produção desejada alcançada experimentalmente por BORGES (2008) dentro do mesmo tempo experimental, porém, se o processo fosse abortado por volta de oito horas como acontece na indústria, ou quando a concentração de substrato atingisse 2 a 3° Brix, a produção alcançada com a utilização do controle seria superior a experimental, principalmente se o fator relevante seria o tempo de processo.

5.3 Simulação do Direcionamento do Sistema a uma Trajetória Desejada

Nas simulações de controle da vazão de alimentação direcionando o sistema a uma trajetória desejada, aplicou-se o modelo cinético de ANDREWS (1968) com base no ajuste das velocidades específicas de crescimento celular e de produto. Também foram utilizados os dados obtidos por BORGES (2008) para a trajetória desejada do sistema, através do ajuste dos dados a uma função.

A Figura 5.14 a seguir mostra os sinais de controle da vazão de alimentação que ao contrário do direcionamento do sistema a um ponto fixo, teve um comportamento crescente nas duas primeiras horas de enchimento, decrescendo na terceira hora e atingindo seu volume máximo na hora seguinte.

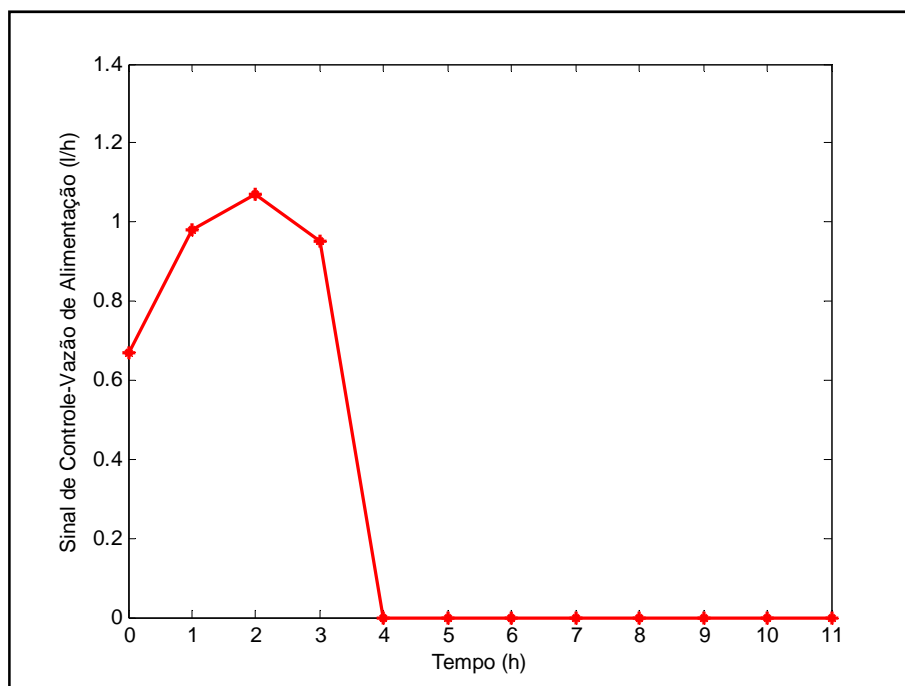


Figura 5.14 – Gráfico da Variação dos Sinais de Controle Enviados a Vazão de Alimentação Direcionando o Sistema a uma Trajetória Desejada.

As Figuras 5.15 – 5.16 apresentam os gráficos da variação da concentração celular, de produto e substrato na simulação de controle direcionando o sistema a uma trajetória desejada.

Na simulação da variação da concentração celular, Figura 5.15, pôde-se perceber que a simulação manteve o mesmo comportamento da função desejada; apenas entre a primeira e à

quinta hora, este desvio foi um pouco maior, pois o sinal da vazão de alimentação enviada para o sistema foi muito alta e totalizou seu volume já terceira hora.

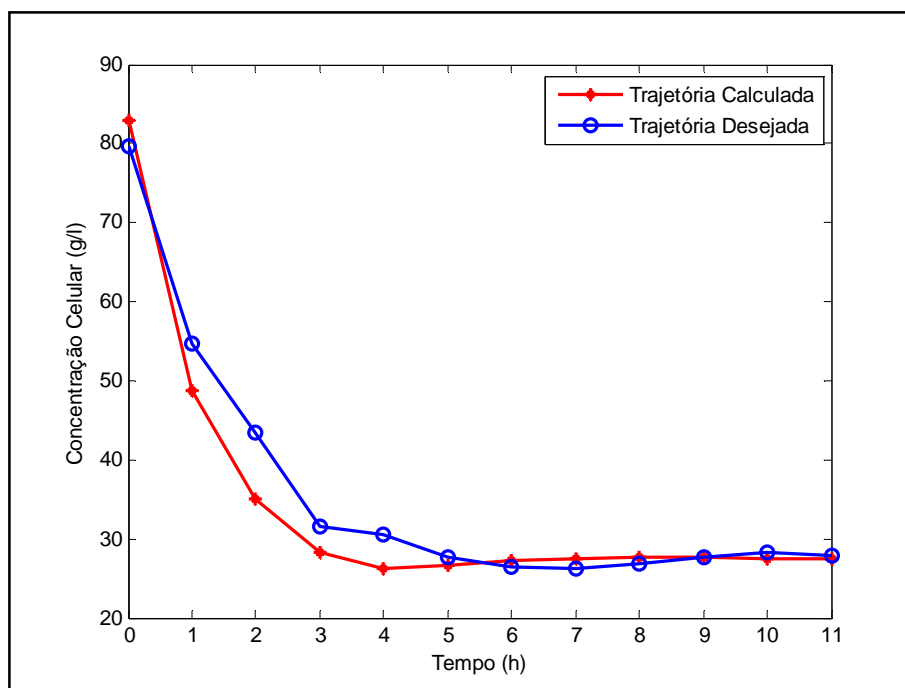


Figura 5.15 – Gráfico da Variação da Concentração Celular com Controle de Vazão de Alimentação Direcionando o sistema a uma Trajetória Desejada.

Quanto à simulação da variação da concentração de substrato no fermentador ao longo do processo fermentativo, Figura 5.16, houve inicialmente uma elevação da mesma devido ao sinal de controle da vazão de alimentação ser crescente nas duas primeiras horas, fazendo com que o fermentador enchesse de forma mais rápida. Porém, as células, no início do processo, não fazem uma metabolização tão rápida, pois elas passam por uma fase inicial de adaptação ao meio em que estão inseridas; logo necessitam de concentrações menores para não serem inibidas e poderem processar o açúcar contido no mosto adequadamente. Então, com o enchimento mais rápido, ou seja, a taxa de diluição maior do que o consumo das células fez com que a concentração de açúcar fosse maior neste período. Este foi um dos fatores que pode ter ocasionado esta disparidade entre a trajetória simulada e a trajetória desejada.

Porém, deve-se levar em consideração que mesmo chegando a níveis elevados de concentração de substrato, a partir do pico da concentração, o sistema consumiu mais rapidamente a sacarose contida no mosto, chegando ao seu nível de saturação em um tempo menor.

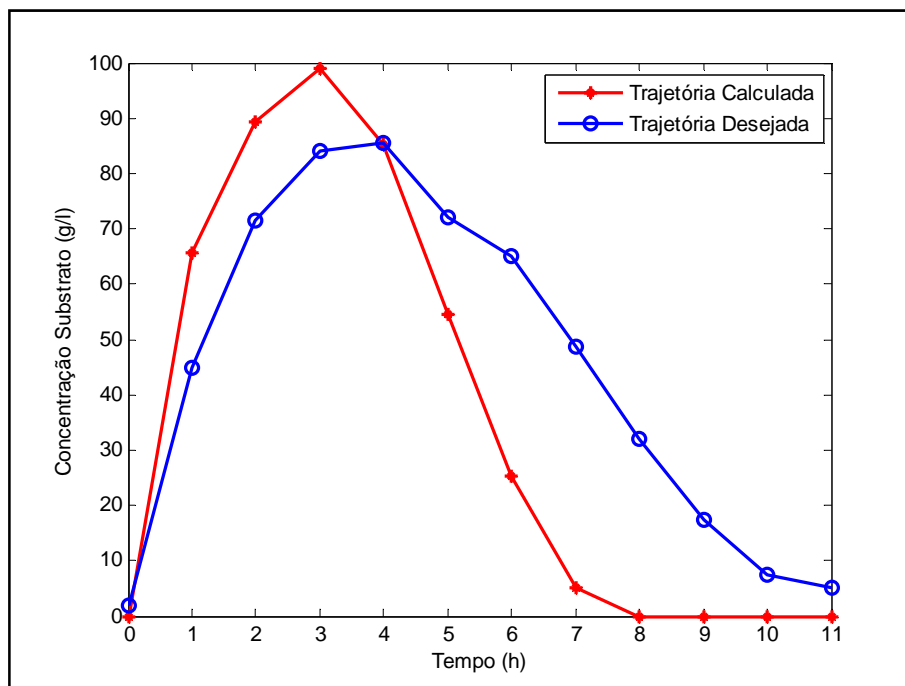


Figura 5.16 – Gráfico da Variação da Concentração de Substrato com Controle de Vazão de Alimentação Direcionando o sistema a uma Trajetória Desejada.

Quanto à simulação da concentração de etanol no fermentador, Figura 5.17, pôde-se perceber que ela manteve o mesmo comportamento desejado, porém, a partir do momento em que a dorna estava cheia e que o substrato chegou ao seu nível máximo de concentração, a produção de etanol foi mais rápida do que na trajetória desejada. Reflexo do rápido consumo de sacarose que ocorreu a partir deste momento. Na oitava hora a concentração de sacarose entra em seu nível de saturação, então, automaticamente, as células param de consumir e não há mais produção de etanol, ou seja, neste momento chega-se a capacidade máxima de produção, não sendo necessário às três horas seguintes. Fato que pode ser comparado entre os três gráficos.

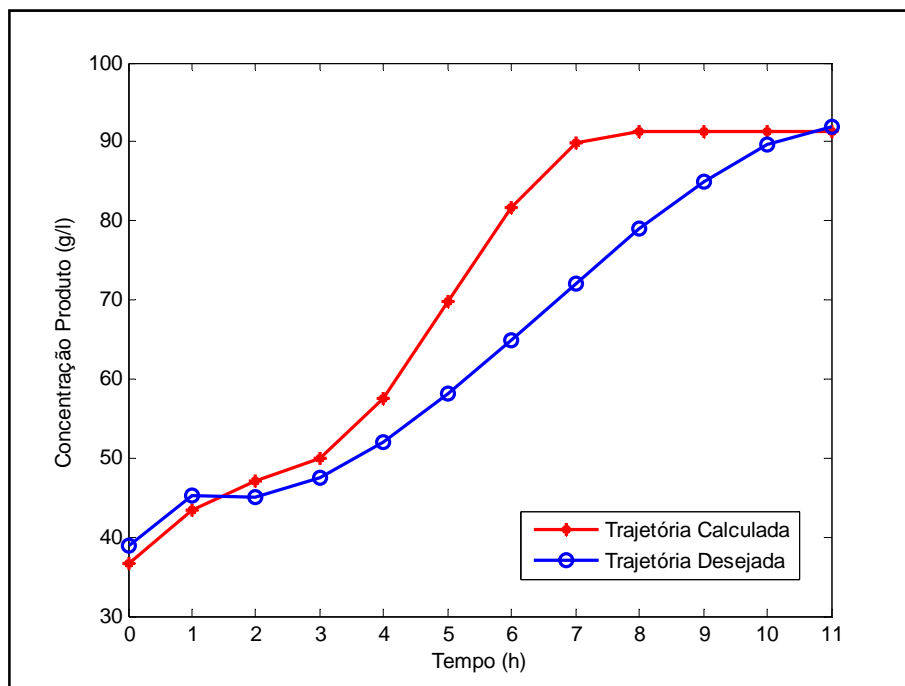


Figura 5.17 – Gráfico da Variação da Concentração de Produto com Controle de Vazão de Alimentação Direcionando o sistema a uma Trajetória Desejada.

Na avaliação da variação de volume ao longo do enchimento da dorna, é visível que ele se deu quase de forma linear, enchendo em apenas quatro horas, fato que também influenciou nos desvios das trajetórias desejadas da concentração celular, de substrato e produto.

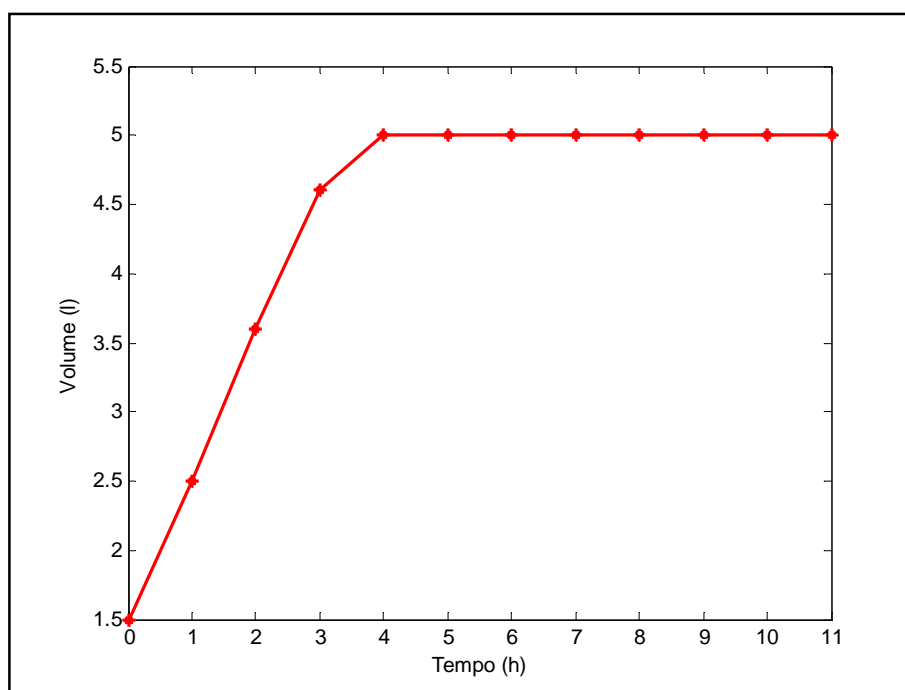


Figura 5.18 – Gráfico da Variação de Volume com Controle de Vazão de Alimentação Direcionando o sistema a uma Trajetória Desejada.

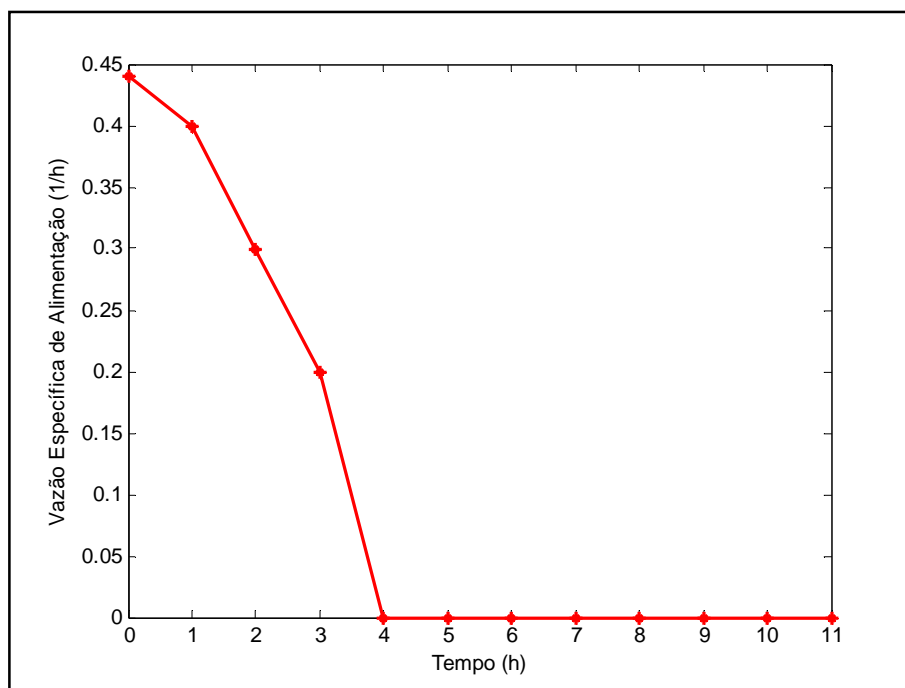


Figura 5.19 – Gráfico da Variação da Vazão Específica de Alimentação Direcionando o Sistema a uma Trajetória Desejada.

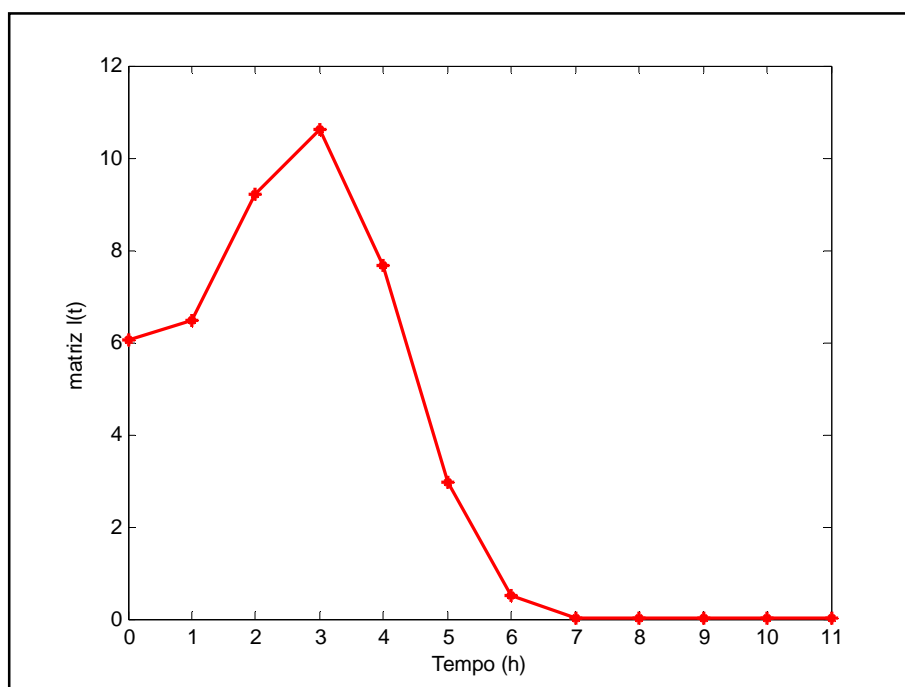


Figura 5.20 – Gráfico da Soma dos Desvios Quadráticos da Trajetória de Sistema ($l(t)$).

A Figura 5.20, representa a soma dos desvios quadráticos da trajetória, inicialmente os desvios entre valores da trajetória calculada e a trajetória desejada aumentam, porém, na terceira hora, quando o sinal da vazão de alimentação diminui, os mesmos começam a decrescer e a matriz $l(t)$ começa a tender a zero, garantindo a estabilidade do sistema.

A figura 5.21 representa as trajetórias espaciais do sistema de fermentação alcoólica com controle da vazão de alimentação, partindo do ponto inicial (83, 0, 36.7) e aproximando-se da trajetória desejada para o sistema, dentro da margem de erro esperada.

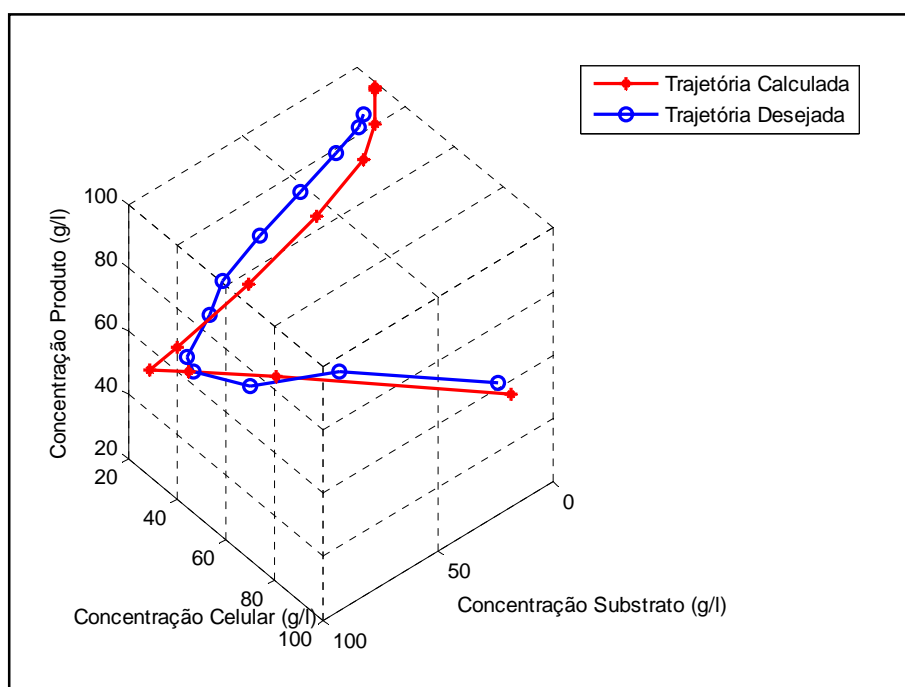


Figura 5.21 – Diagrama de Fases do Sistema direcionado a uma Trajetória Desejada.

A partir das simulações chegou-se às concentrações finais da tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Concentrações Finais Calculadas para trajetória desejada

	<i>Celular</i>	<i>Substrato</i>	<i>Produto</i>
Concentrações	27.5 (g/l)	0 (g/l)	91.2 (g/l)

Então a partir das concentrações alcançadas calculou-se o rendimento do processo, a produtividade em células e em produto, conforme as equações 3.43 – 3.45.

- Rendimento teórico em etanol $\rightarrow \frac{(91.2*5)-(36.7*1.5)}{(5-1.5)*285+(1.5*0)-(5*0)} = 0.401 \text{ g/g}$
- Rendimento teórico em células $\rightarrow \frac{(27.5*5)-(83*1.5)}{(5-1.5)*285+(1.5*0)-(5*0)} = 0.013 \text{ g/g}$
- Produtividade de Etanol $\rightarrow \frac{91.2-36.7}{11} = 4.95 \text{ g/lh}$

O rendimento teórico em etanol coincidiu com o utilizado na simulação, ou seja, $y_{ps} = 0.413 \text{ g/g}$, já o rendimento em células (y_{xs}) ficou um pouco abaixo dos 0.017 g/g ; porém, os resultados da simulações mostraram-se muito bons, produzindo 4.95 gramas de álcool por litro a cada hora.

É importante observar que neste caso podem-se levar em conta dois fatores, avaliar se é mais significativa a produção de etanol ou a produção de células, pois utilizando este controle chegou-se a produtividade máxima em etanol na oitava hora de processo com o consumo total de açúcar disponível no fermentador, porém a produção celular ficou um pouco abaixo do esperado. Porém, três horas correspondem a mais ou menos 28% do tempo de um processo, então reduzir este tempo seria ganhar um processo a mais a cada dia de trabalho.

6 CONCLUSÕES

Estudou-se o processo de fermentação alcoólica em batelada alimentada utilizando a levedura *Saccharomyces cerevisiae* com o objetivo de desenvolver um controlador que conduzisse o sistema de um estado inicial a um estado final desejado através da aplicação da metodologia proposta por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) em dois casos: direcionar o sistema a um ponto fixo final desejado e direcionar o sistema a uma trajetória desejada. Para o direcionamento do sistema a um ponto fixo desejado, foi utilizada a matriz Jacobiana para a linearização do sistema em torno deste ponto desejado, obtendo assim a matriz formada pelos termos lineares e a matriz formada pelos termos constantes do sistema. No caso do direcionamento a uma trajetória desejada em função do tempo, foi feito um ajuste de curvas para o modelo cinético de ANDREWS (1968), que leva em consideração apenas o fator de inibição pelo substrato, para tornar possível a aplicação da metodologia, já que o modelo é totalmente não linear, obtendo desta forma a matriz formada pelos termos lineares do sistema e a matriz dos termos constantes do sistema.

Devido ao fato da indústria visitada não disponibilizar os dados necessários para serem analisados com os dados simulados pelo sistema com controle da vazão de alimentação, o que era esperado, foram utilizados os dados obtidos por BORGES (2008) no seu melhor resultado experimental em batelada alimentada com vazão constante.

Os resultados obtidos no direcionamento do sistema a um ponto fixo final foram satisfatórios, pois o sistema chegou ao ponto desejado com sucesso, mantendo o nível de concentração de substrato aquém do experimental, caracterizando menor inibição as células responsáveis pela metabolização deste açúcar, favorecendo o seu desenvolvimento neste período. Sendo a concentração de açúcar no fermentador controlada em níveis mais baixos, as células puderam se desenvolver em condições ótimas, o que pôde ser percebido na simulação por sua diluição mais lenta do que no experimental, caracterizando desenvolvimento superior. Com a concentração de sacarose mais baixa e desenvolvimento mais adequado as leveduras, o nível de etanol produzido se mostrou superior ao experimental ao longo de todo o processo, evoluindo ao desejado de forma mais rápida que no experimental, consumindo quase por completo a sacarose no meio, refletindo numa produção em etanol de 31,41% *v/v* enquanto no experimental com vazão constante foram conseguidos 11,88% *v/v*. Porém, no que se

refere à produtividade em etanol em gramas/litro a cada hora, rendimento teórico em etanol (y_{ps}) e rendimento teórico em células (y_{xs}) foram aproximadamente iguais para calculados e experimentais, que são respectivamente 4.9 g/lh, 0.4 g/g e 0.017 g/g.

Avaliando o sinal de controle que direciona o sistema a um ponto final desejado, é considerável a mudança do valor inicial da vazão de alimentação feita pelo controlador na primeira hora de processo, o que canalizou na redução da concentração de sacarose no meio, refletindo maior produtividade nas primeiras horas de processo quando comparado ao experimental. Com esta redução de vazão feita pelo controle, o volume máximo só é alcançado quase ao final do processo, enquanto no experimental isso se dá na quinta hora. Ressaltando ainda que se o fator preponderante na indústria fosse o tempo, qualquer hora posterior ao tempo experimental em que o processo fosse abortado refletiria em produção superior, maior consumo de açúcar e maior concentração celular.

Nas simulações do direcionamento do sistema a uma trajetória desejada, inicialmente a proposta é testar a trajetória obtida experimentalmente por BORGES (2008), pois a grande investida foi à aplicação do ajuste de curvas para as velocidades de crescimento específico de células e etanol, a fim de conseguir aplicar a metodologia proposta por RAFIKOV e BALTHAZAR (2008) no estudo da trajetória desejada. Para encontrar a função de controle *feedback* que fornecesse resultados coerentes com o processo físico, testaram-se vários pesos para as matrizes Q e R até chegar à mais próxima da realidade física do problema.

Na análise da concentração celular, a trajetória calculada teve um comportamento próximo à trajetória desejada. Porém, no que tange a concentração de substrato, este teve um pico de concentração um pouco mais elevado do que na trajetória desejada, devido ao fato de que o sinal de controle enviado à vazão de alimentação do sistema foi crescente nas duas primeiras horas, chegando ao seu volume máximo em apenas quatro horas. Após o enchimento, esta concentração de sacarose foi consumida de forma mais rápida que na trajetória desejada, entrando em seu nível de saturação três horas antes do final do processo. Com o açúcar sendo consumido de forma mais rápida logo após o enchimento, ocasionou maior produção de etanol neste período, como pôde ser observado nas simulações. No entanto, mesmo não havendo um comportamento fiel entre a trajetória desejada e a trajetória calculada, porém coerente, a aplicação desta metodologia alcançou valores finais próximos aos conseguidos com a aplicação do ponto fixo final, trazendo resultados satisfatórios, pois consumiu todo o açúcar em apenas oito de processo, mas deixou a desejar no crescimento

celular, pois ficou um pouco abaixo do esperado. Porém, se o fator preponderante fosse apenas produtividade e não crescimento celular, o processo alcançou sua produtividade máxima em oito horas apenas, consumindo por completo o açúcar contido no mosto neste tempo, o que traz uma redução de 28% no tempo de processo, tempo este, muito significativo para uma indústria que precisa otimizar ao máximo seus gastos.

A partir das conclusões obtidas neste estudo e dos aspectos relevantes que acrescentam a pesquisa, são apresentadas a seguir algumas sugestões de trabalhos futuros:

→ Buscar melhorias no desempenho do controlador que direciona o sistema a uma trajetória desejada, para que o mesmo siga o comportamento fiel ao desejado.

→ Levar em consideração no modelo que representa o processo de fermentação alcoólica, os seguintes fatores: PH e temperatura do meio, peças fundamentais na variação da concentração de células, substrato e produto.

→ Investir na adesão de uma indústria à pesquisa, para que os dados obtidos por simulação possam ser analisados com os dados industriais, a fim de aproximar a pesquisa do processo real e poder contribuir na otimização da produção, além de analisar a viabilidade econômica da implantação do sistema de controle na indústria.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABOUTBOUL, H., SCHMIDELL, W., BONONI, A.. Modelagem Matemática da Fermentação Alcoólica de Hidrolisado de Mandioca. Revista Politécnica, v.81, p. 35-38, 1985.

AIBA, S., SHODA, M. and NAGATANI, M.. Kinetics of product formation in alcohol fermentation. Biotechnology and Bioengineering, v.10, p.845-864, 1968.

AMORIN, H. V., BASSO, L. C., ALVES, D.M.G.. Processo de Produção de Álcool – controle e monitoramento. FERMENTEC/FEALQ/ESALQ-USP. Piracicaba, 1996.

ANDREWS, J. F.. A Mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrate. Biotechnology and Bioengineering, v.10, p. 707-723, 1968.

ANDRIETTA, M. G. S., STECKELBERG, C., ANDRIETTA, S. P.. Bioetanol – Brasil, 30 Anos na Vanguarda. Multiciência: Construindo a História dos Produtos Naturais, #7, outubro, 2006.

BASSANEZI, RODNEY CARLOS. Ensino Aprendizagem com modelagem matemática: uma nova estratégia. 3. ed. – São Paulo: Contexto, 2006.

BIROL, G., DORUKER, P., KIRDAN, B., ÖSAN, I. and ÜLGEN, K.. Mathematical description of ethanol fermentation by immobilized *Sccharomyces cerevisiae*. Process Biochemistry (Elsevier), v.33, n.7, p. 763-772, 1998.

BONONI, Antonio, SCHMIDELL, Willibaldo. Modelagem Matemática e Simulação de Processos Fermentativos. In: Schmidell, Willibaldo et. al. (Coordenadores). Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica. São Paulo:Edgard Blücher, v.2, Cap. 7, p. 123-178, 2001.

BORGES, Patrícia Carolina Santos. Otimização Dinâmica da Fermentação Alcoólica em Batelada Alimentada (Dissertação de Mestrado). Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia/MG, 2008 .

BORZANI, Walter. Fermentação Semicontínua . In: Schmidell, Willibaldo; et. al. (Coordenadores). Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica. São Paulo:Edgard Blücher, v.2, Cap. 11, p. 219-222, 2001.

BRYSON, Arthur. E., HO, Yu-Chi. Applied Optimal Control. Hemisphere Publ. Corp., Washington, Dc, 1975.

CARVALHO, João Carlos Monteiro de Carvalho, SATO, Sunao. Fermentação Descontínua Alimentada. In: Schmidell, Willibaldo et. al. (Coordenadores). Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica. São Paulo:Edgard Blücher, v.2, Cap. 10, p. 205-218, 2001a.

_____. Fermentação Descontínua. In: Schmidell, Willibaldo et. al. (Coordenadores). Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica. São Paulo:Edgard Blücher, v.2, Cap. 10, p. 193-204, 2001b.

Enciclopédia Delta Larousse. A. Koogan (editor). Editora Delta, Rio de Janeiro, 1972.

FACCIOTTI, Maria Cândida Reginato. Fermentação Contínua. In: Schmidell, Willibaldo; et. al. (Coordenadores). Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica. São Paulo:Edgard Blücher, v.2, Cap. 12, p. 223-246, 2001.

FERREIRA, Érica. Contribuição para o Estudo da Otimização da Fermentação Alcoólica operando em Batelada Alimentada (Dissertação de Mestrado). Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas/SP (UNICAMP), 2005.

FILHO, Waldemar G. Venturini, MENDES, Beatriz do Prado. Fermentação alcoólica de raízes tropicais. In: Tecnologia, usos e potencialidades de tuberosas amiláceas Latino Americanas, Série Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas, Fundação Cargill, setembro, v.3, Cap. 19, p. 530 – 575, 2003. Disponível em : <<http://www.abam.com.br/livroscargil/Capitulo%203/Vol3-CAP%2019.pdf>>. Acesso em 03/06/2008.

GONZALES, Tatiane Araújo. Estudo Fenomenológico do Reator Batelada Alimentada utilizando dois Processos Fermentativos Distintos (Dissertação de Mestrado). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas/SP, 2004.

GHOSE, T. K., THYAGI, R. D.. Rapid Ethanol Fermentation of Cellulose Hydrolysate. II Product and Substrate Inhibition and Optimization of Fermentor Design. *Biotechnology and Bioengineering*, 21, 1401-1420, 1979.

HISS, Haroldo. Cinética de Processos Fermentativos. In: Schmidell, Willibaldo; et. al. (Coordenadores). *Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica*. São Paulo:Edgard Blücher, v.2, Cap. 6, p. 93-122, 2001.

KELLEY, H.. A transformation approach to singular subarcs im optimal trajectory. *SIAM J. Control*, 2, 234-240, 1965.

JUNQUEIRA, M. S. D.. O etanol de cana e o Aquecimento Global. *Gazeta Mercantil/Caderno A* – p.3 de 28/04/2008, 2008.

LOBATO, F.S., OLIVEIRA-LOPES, L. C., MURATA, V. V.. Optimal Feed Policy for fed-batch fermentation with events identification based on switching structures. XXII IACCHE (CIIQ) 2006/ V CAIQ. AAIQ Asociación Argentina de Ingenieros, IACCHE Interamerican Confederation of Chemical of Engineering, 2006.

LOBATO, Fran Sérgio. *Abordagem Mista para Problemas de Otimização Dinâmica (Mestrado em Engenharia Química)*. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia/MG, 2004.

MENEZES, Tobias José Barretto de. *Etanol, o combustível do Brasil*. São Paulo: Ed. Agronômica Ceres Ltda, 1980.

MODAK, J. M., LIM, H. C., FAYEB, Y.J.. General characteristics of optimal feed rate profile for various fed-batch fermentation processes. *Biotechnology Bioengineering*, 28, 1396-1407, 1986.

MONOD, J.. *Recherches sur La Croissance dès Cultures Bacteriennes*. Herman & Cie., Paris, 1942.

MONTANI, Luiz. Etanol pode ser Commodity já em 2009. In: *Jornalcana*, Ed. n.174/junho/2008. <http://www.jornalcana.com.br/conteudo/Edicoes.asp?Edicao=174> acesso em 14/08/2008.

NASCIMENTO, Roberto. Japão vai aumentar compra de etanol. In: Terra Online, 2008. Disponível em : <<http://invertia.terra.com.br/carbono/interna/0,OI2987298-EI8935,00.html>>. Acesso em 14/08/2008.

O uso do etanol combustível no Brasil. In: Ministério das Relações Exteriores. Disponível em: <http://www.mre.gov.br/index.php?Itemid=61&id=1795&option=com_content&task=view>. Acesso em 29/07/2008.

OGATA, K.. Engenharia do Controle Moderno, 4^a Ed., Prentice Hall, Rio de Janeiro, 2003.

RAFIKOV, Marat, BALTHAZAR, J. M.. Mathematical modeling and control of population systems: Applications in biological pest control. In: Applied Mathematics and Computation, v. 200 , p. 557-573, 2008.

Reino Fungi. Portal SóBiologia. Disponível em: < <http://www.sobiologia.com.br> >. Acesso em: 28/09/2008.

TOSSETTO, G. M.. Influência da matéria-prima no Comportamento Cinético da Levedura na Produção de Etanol (dissertação de Mestrado em Engenharia Química). UNICAMP – Campinas – SP, 2002.

ZAPAROLLI, Domingos. Álcool: Futuro do Agronegócio está no Combustível Extraído do Canavial. In: Revista Química e Derivados, Edição No 458, fevereiro de 2007. Disponível em: <<http://www.quimicaederivados.com.br/revista/qd458/alcool1>>. Acesso em: 02/06/2008.

WANG, F. S., SU, T., JANG, H.. Hybrid Differential Evolution for Problems of Kinetics Parameter Estimation and Dinamic Optimization of an Ethanol Fermentation Process. Industry Engineering Chemical Res., 40, 2876-2885, 2001.

**ANEXO A RESULTADOS EXPERIMENTAIS E PARÂMETROS
CINÉTICOS OBTIDOS POR BORGES (2008)**

Tabela A.1 – Resultados Experimentais obtidos por Borges (2008) com um volume inicial de 1,5 litros e final de 5 litros, tempo de enchimento de 5 horas, vazão de 0,67 litros por hora e tempo total de processo 11 horas.

Tempo	$S(g/l)$	$X(g/l)$	$P(g/l)$	Volume
0	0	$83,0 \pm 1$	$36,78 \pm 0,01$	$1,500 \pm 0,0003$
1	$51,8 \pm 0,7$	$54,0 \pm 1$	$43,3 \pm 0,1$	$2,170 \pm 0,0006$
2	$66,7 \pm 0,6$	$44,0 \pm 0,8$	$47,3 \pm 0,3$	$2,840 \pm 0,0006$
3	$80,0 \pm 1$	$36,6 \pm 0,8$	$49,3 \pm 0,1$	$3,510 \pm 0,0006$
4	$82,0 \pm 2$	$30,6 \pm 0,7$	$53,8 \pm 0,2$	$4,181 \pm 0,0006$
5,2	$88,0 \pm 3$	$26,3 \pm 0,7$	$53,82 \pm 0,01$	$4,985 \pm 0,0006$
6	$66,0 \pm 3$	$26,8 \pm 0,7$	$65,7 \pm 0,01$	$4,985 \pm 0,0006$
7	$44,0 \pm 3$	$27,0 \pm 0,7$	$70,77 \pm 0,01$	$4,985 \pm 0,0006$
8	$28,3 \pm 0,8$	$27,1 \pm 0,7$	$82,1 \pm 0,6$	$4,985 \pm 0,0006$
9	$18,4 \pm 0,5$	$27,7 \pm 0,7$	$85,8 \pm 0,1$	$4,985 \pm 0,0006$
10	$9,8 \pm 0,6$	$27,8 \pm 0,7$	$89,3 \pm 0,2$	$4,985 \pm 0,0006$
11	$4,57 \pm 0,4$	$28,1 \pm 0,7$	$91,5 \pm 0,4$	$4,985 \pm 0,0006$

Tabela A.2 – Parâmetros Cinéticos estimados por Borges (2008).

<i>Parâmetro</i>	<i>Valor Estimado</i>
$\mu_{xa} (1/h)$	0,02701
$K_s (g/l)$	32,02
$K_i (g/l)$	370,0
$P_m (g/l)$	144,1
n_i	0,2861
$m_s (1/h)$	0,002694
$y_{xs} (g/g)$	0,017
$y_{ps} (g/g)$	0,413

ANEXO B TRAJETÓRIAS DESEJADAS

As trajetórias desejadas foram projetadas pelos dados experimentais conseguidos por BORGES (2008) que trabalhou em seus experimentos o controle através da identificação das fases do processo, conforme tabela que consta no anexo A do trabalho.

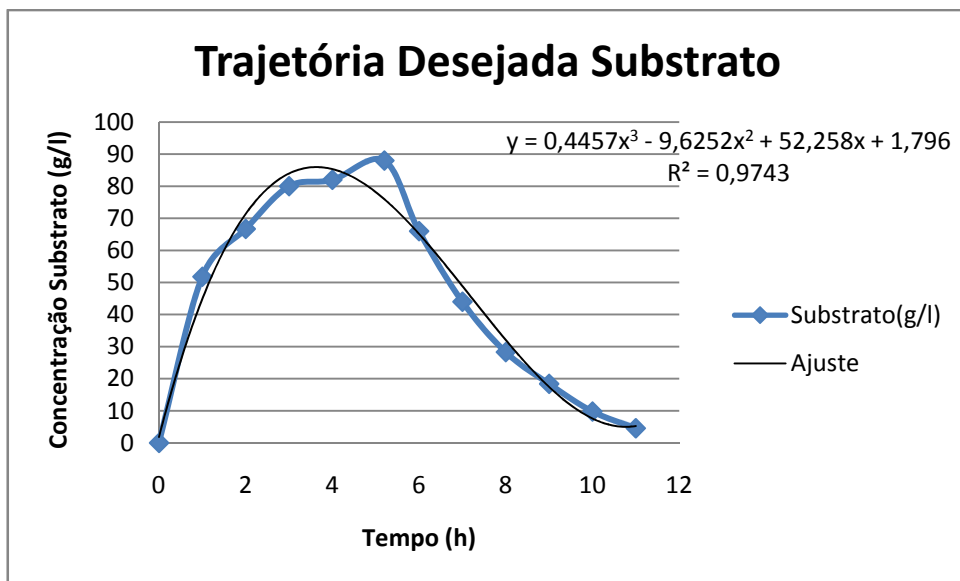


Figura B.1 – Trajetória Desejada para a Variação da Concentração de Substrato

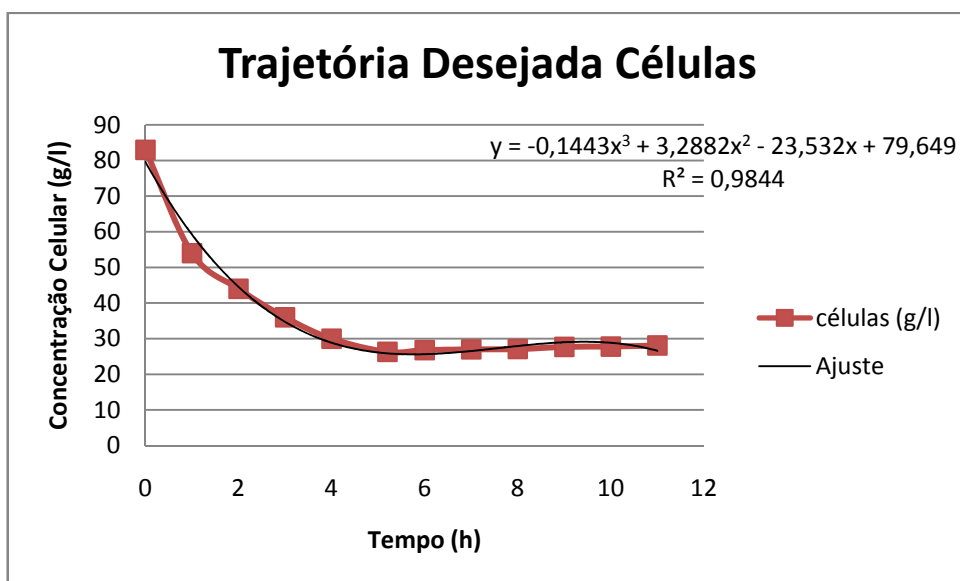


Figura B.2 – Trajetória Desejada para a Variação de Concentração Celular

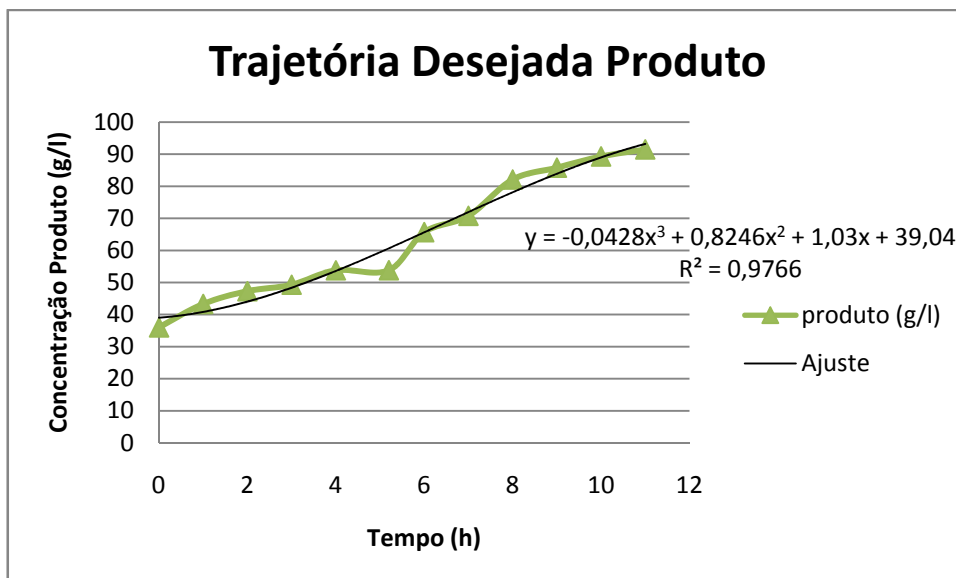


Figura B.3 – Trajetória Desejada para a Variação da Concentração de Produto

ANEXO C AJUSTE DE CURVAS PARA O MODELO CINÉTICO DE ANDREWS (1968) UTILIZANDO OS DADOS EXPERIMENTAIS DE BORGES (2008)

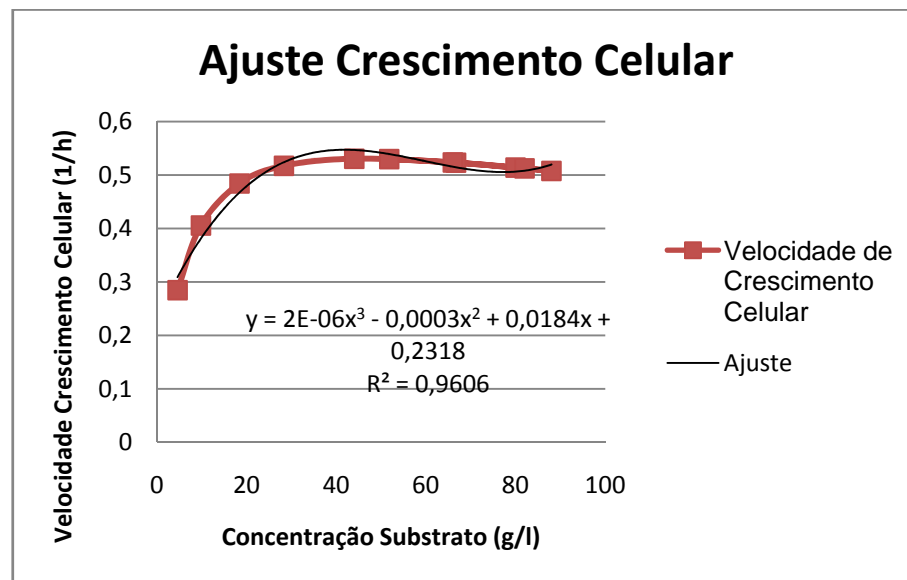


Figura C.4 – Gráfico de Ajuste da velocidade de Crescimento celular de ANDREWS (1968).

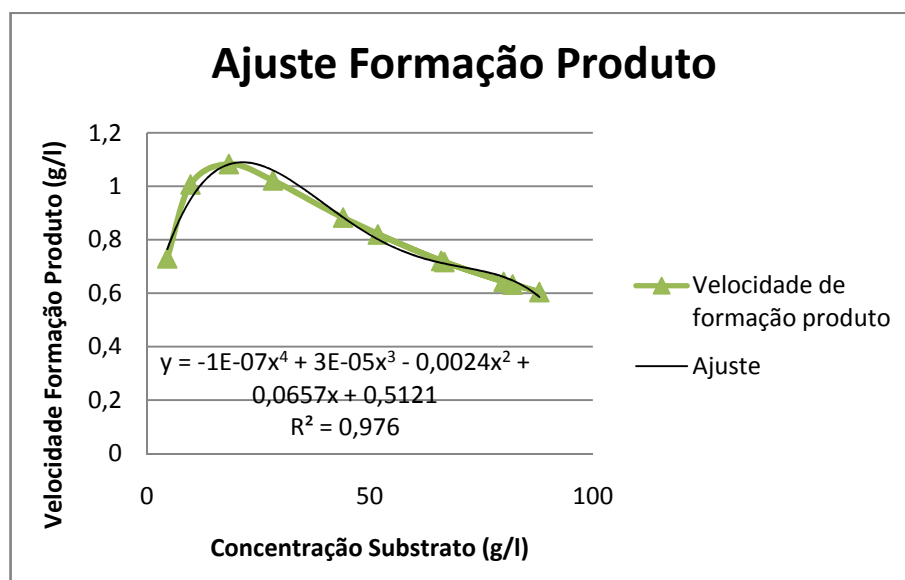


Figura C.5 – Gráfico de Ajuste da Velocidade da Formação de Produto de ANDREWS (1968).

Livros Grátis

(<http://www.livrosgratis.com.br>)

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)
[Baixar livros de Matemática](#)
[Baixar livros de Medicina](#)
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)
[Baixar livros de Meteorologia](#)
[Baixar Monografias e TCC](#)
[Baixar livros Multidisciplinar](#)
[Baixar livros de Música](#)
[Baixar livros de Psicologia](#)
[Baixar livros de Química](#)
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)
[Baixar livros de Serviço Social](#)
[Baixar livros de Sociologia](#)
[Baixar livros de Teologia](#)
[Baixar livros de Trabalho](#)
[Baixar livros de Turismo](#)