

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA DE AUTOMAÇÃO E SISTEMAS**

**MODELAGEM, CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE
PROCESSOS DA INDÚSTRIA DO ETANOL: UMA
APLICAÇÃO EM ENERGIA SOLAR**

Marcus Vinícius Americano da Costa Filho

Orientador: Prof. Julio Elias Normey Rico, Dr.

Florianópolis, 22 de fevereiro de 2013.

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA DE AUTOMAÇÃO E SISTEMAS**

**MODELAGEM, CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE
PROCESSOS DA INDÚSTRIA DO ETANOL: UMA
APLICAÇÃO EM ENERGIA SOLAR**

Tese submetida
à Universidade Federal de Santa Catarina
como parte dos requisitos para a
obtenção do grau de Doutor em Engenharia de Automação e Sistemas.

Marcus Vinícius Americano da Costa Filho

Florianópolis, 22 de fevereiro de 2013.

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Americano da Costa F^o, Marcus Vinícius
Modelagem, controle e otimização de processos da
indústria do etanol: uma aplicação em energia solar /
Marcus Vinícius Americano da Costa F^o ; orientador, Julio
Elias Normey Rico - Florianópolis, SC, 2013.
145 p.

Tese (doutorado) - Universidade Federal de Santa
Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em
Engenharia de Automação e Sistemas.

Inclui referências

1. Engenharia de Automação e Sistemas. 2. Controle de
processos. 3. Etanol. 4. Fermentação e destilação. 5.
Energia solar. I. Normey Rico, Julio Elias . II.
Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-
Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas. III. Título.

MODELAGEM, CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE PROCESSOS DA INDÚSTRIA DO ETANOL: UMA APLICAÇÃO EM ENERGIA SOLAR

Marcus Vinícius Americano da Costa Filho

Tese submetida à Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos
requisitos para a obtenção do grau de Doutor em Engenharia de Automação
e Sistemas

Prof. Julio Elias Normey Rico, Dr.
Orientador

Prof. Jomi Fred Hübner, Dr.
Coordenador do Programa

Banca Examinadora:

Prof. Julio Elias Normey Rico, Dr. - DAS/UFSC
Presidente

Prof. Oscar Alberto Zanabria Sotomayor, Dr. - UFS

Prof. Rodolfo César Costa Flesch, Dr. - JOI/UFSC

Prof. Augusto Humberto Bruciapaglia, Dr. - DAS/UFSC

Prof. Daniel Juan Pagano, Dr. - DAS/UFSC

Prof. Agostinho Plucenio, Dr. - DAS/UFSC

Na vida, nada se perde. Somente se ganha, e
para ganhar ou vencer, bastam o saber e viver.
O Autor

Aos meus pais, Maria Hermínia e Marcus Vinícius, pelos quais tenho muito mais que admiração e respeito;

À minha irmã, Fernanda, pelo nosso carinho mútuo;

Aos meus avós, Judite e Jaime Martins (*in memoriam*), símbolos expressivos de amor, sacrifício e honradez;

Ao meu tio, Jaime Sérgio que, em virtude da nossa amizade, consideramo-nos irmãos.

Agradecimentos

Agradeço a Deus que me deu a bênção da vida e a dádiva da liberdade de fazer escolhas; aos meus eternos amados pais que sempre me apoiaram e ensinaram a viver com dignidade, incentivando meus ideais; aos meus avós, especialmente, Judite e Jaime Martins (*in memoriam*), exemplos de vigor e honestidade, pela presença e, sobretudo, pelo amor incondicional; à minha irmã, Fernanda, pelo afeto e bondade que lhe é atribuída; ao meu tio e tias, Jaime Sérgio, Acácia e Vera Martins, pela união e força, principalmente, quando nos são necessárias; à Rafaela Lucian Souza, não somente pelo carinho e companheirismo, mas por sua paciência e lealdade que me foram bastante importantes; e aos ausentes queridos que, honrosamente, cumpriram a missão outorgada pela lei divina na Terra.

Ao Prof. Dr. Julio Elias Normey Rico que sempre me orientou com dedicação e permitiu uma relação de cordialidade e amizade.

Ao amigo Ebrahim Samer Elyoussef pela fraternidade e confiança mútua.

À toda família florianopolitana Silveira Peres, especialmente, aos amigos de longa data, Sra. Nivalda e Sr. Sebastião Peres, André e Bianka, por todo o apoio que me foi concedido, além das ótimas confraternizações realizadas.

Ao Prof. Dr. Valdir Soldi e à pesquisadora Msc. Marly Soldi pela amizade, motivação e ajuda que me foram fornecidas desde a minha chegada a esta querida cidade catarinense.

Aos amigos Célio e Esmerita Paladini pela disponibilidade oferecida.

Aos amigos do "Sindicato do LCMI" pelos momentos de alegria e diversão.

Aos amigos poloneses Andrzej Pawlowski e Sabina Rosiek pela assistência e atenção durante a minha estância na Espanha.

Aos professores espanhóis Dr. Manuel Berenguel e Dr. José Luis Guzmán pela amizade e por todo o apoio que tive na Universidade de Almería. Um especial agradecimento também ao colega e amigo, o pesquisador Dr. Manuel Pasamontes, que muito contribuiu para a obtenção de parte dos resultados deste trabalho.

A todos os professores e funcionários do Departamento de Automação e Sistemas da UFSC. Certamente, não posso me esquecer de Nelly Brandt e Marlos Gerber que sempre me atenderam com competência.

À UFSC, CAPES e CNPq pelo suporte material e financeiro.

Enfim, a todos os meus familiares e amigos de Salvador que, apesar da distância, sempre souberam me transmitir os encantos da "Boa Terra", compreensão e estímulo em mais uma etapa da minha vida.

MODELAGEM, CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE PROCESSOS DA INDÚSTRIA DO ETANOL: UMA APLICAÇÃO EM ENERGIA SOLAR

Marcus Vinícius Americano da Costa Filho

Fevereiro/2013

Orientador: Prof. Julio Elias Normey Rico, Dr.

Área de concentração: Controle e Automação.

Palavras-chave: Modelagem, controle, fermentação, destilação, etanol, energia solar.

RESUMO: a indústria do etanol exerce um papel importante no cenário econômico do Brasil, em virtude da sua representatividade nos setores de biocombustíveis e energia. Desse modo, o etanol brasileiro é reconhecida-mente uma alternativa concreta para a substituição dos combustíveis fósseis. Todavia, apesar dos avanços obtidos em termos de manipulações biogenéticas e químicas para um melhor aproveitamento da cana, são imprescindíveis as aplicações modernas de tecnologia nas engenharias envolvidas no processo. Nesse contexto, este trabalho propõe soluções na área de Engenharia de Controle e Automação que otimizam a produção de etanol. Ainda, visando à viabilidade ambiental das propostas, a aplicação da energia solar e o uso da água se enquadram na parte inovadora do estudo. Em particular, as duas principais etapas de fabricação da usina sucroalcooleira são abordadas em uma linguagem de cunho teórico com experimentos industriais. Na unidade de fermentação, um modelo completo é desenvolvido para analisar o comportamento das principais variáveis do processo. A estratégia proposta consiste em um sistema multivariável de duas camadas que utiliza o controle preditivo não linear para maximizar a concentração final de etanol no reator. No entanto, o projeto geral possui uma planta solar que auxilia o resfriamento dos processos fermentativos. A destilaria foi modelada em escala industrial utilizando o *software Hysys*, em que é possível estudar a produção dos álcoois de 2^a, hidratado e anidro de acordo com os sistemas de controle aplicados. Nessa unidade, uma estratégia que possui PIDs (Controlador Proporcional-Integrativo-Derivativo), MPCs (*Model Predictive Control*) e uma camada de controle supervisão é proposta para avaliar os ganhos obtidos em termos de fabricação do álcool de 2^a e do hidratado, formação da vinhaça e consumo energético das colunas. Finalmente, o trabalho é concluído apontando as principais contribuições e perspectivas dos pontos de vista de pesquisa e aplicação tecnológica.

MODELING, CONTROL AND OPTIMIZATION OF PROCESSES OF THE ETHANOL INDUSTRY: AN APPLICATION IN SOLAR ENERGY

Marcus Vinícius Americano da Costa Filho

February/2013

Advisor: Prof. Julio Elias Normey Rico, Dr.

Area of Concentration: Control and Automation.

Keywords: Modeling, control, fermentation, distillation, ethanol, solar energy.

ABSTRACT: the ethanol industry has an important role in the economic scenario in Brazil by virtue of its representation in the areas of biofuels and energy. Thus, Brazilian ethanol is recognized as a concrete alternative for replacing of fossil fuels. However, despite the progress achieved in terms of chemical and biogenetic manipulations to make better use of the sugarcane, it is essential the use of modern technologies in the different types of engineering involved in the process. In this context, this work proposes solutions in the area of Control and Automation Engineering to optimize ethanol production. Also, aiming to the environmental viability of the proposals, the application of solar energy and the minimization of the consumption of water appear at the innovative part of the study. In particular, the two main steps of the manufacturing sugarcane plant are addressed at a theoretical language with industrial experiments. In the fermentation unit, a complete model is developed to analyze the behavior of the main process variables. The strategy proposed consists in a multivariable system of two layers which uses the nonlinear predictive control to maximize the final concentration of ethanol in the reactor. However, the overall project has a solar plant that assists the cooling of fermentation processes. The distillery was modeled on an industrial scale using the software Hysys, in which it is possible to study the production of the 2nd, hydrated and anhydrous ethanols according to the control systems applied. In this unit, a strategy that has PIDs (Proportional-Integrative-Derivative Controller), MPCs (Model Predictive Control), and supervisory control layer is proposed to evaluate the gains obtained in terms of fabrication of 2nd and hydrated ethanols, generation of stillage, and energy consumption of the columns. Finally, the work is concluded by pointing the main contributions and future prospects of the views of research and technological application.

Sumário

Lista de Figuras	vii
Lista de Tabelas	xi
Lista de Abreviaturas e Siglas	xiii
Lista de Símbolos	xvii
Terminologia	xxi
1 Introdução	1
1.1 Motivação	1
1.1.1 O Etanol como Tema de Debate na COP-15	2
1.1.2 O Etanol Brasileiro	4
1.1.3 Sustentabilidade Mediante Controle e Automação	6
1.2 Objetivos	10
1.3 Organização do Trabalho	11
2 Fermentação Alcoólica	13
2.1 Descrição do Processo	14
2.2 Modelagem	16
2.2.1 Processo de Controle de <i>pH</i> no Tratamento do Caldo	16
2.2.2 Trocador de Calor	30
2.2.3 Reator	34
2.3 Considerações Finais do Capítulo	39
3 Sistema de Controle da Unidade de Fermentação	41
3.1 Estratégia de Otimização	41

3.1.1	Sistema de Controle Avançado	45
3.1.2	Sistema de Controle Local	47
3.2	Simulações e Resultados	57
3.3	Considerações Finais do Capítulo	66
4	Planta Solar Integrada à Unidade de Fermentação	67
4.1	A Contextualização da Ideia	68
4.2	Planta Solar de Refrigeração	69
4.3	Dimensionamento e Projeto	72
4.4	A Produção de Etanol Combinada com a Planta Solar	74
4.4.1	Estratégia de Controle para a Planta Solar	76
4.5	Simulação <i>Hardware in the Loop</i>	78
4.6	Resultados experimentais e análise	80
4.7	Considerações Finais do Capítulo	85
5	Destilação Alcoólica	87
5.1	Descrição do Processo	88
5.2	Problemas de Controle e Automação	91
5.3	Simuladores	95
5.3.1	<i>Software Hysys</i>	96
5.4	Modelagem do Processo	97
5.4.1	Modelo Estático	97
5.4.2	Modelo Dinâmico	100
5.5	Considerações Finais do Capítulo	104
6	Um Estudo Proposto para Sistemas de Controle Avançado	107
6.1	Aspectos das Simulações e Implementação	108
6.1.1	Controlador PID	108
6.1.2	Controlador MPC	109
6.1.3	Protocolo de Comunicação	111
6.2	Simulações e Avaliação dos Resultados	112
6.2.1	Configuração do Novo Modelo	113
6.2.2	Caracterização Paramétrica e Controladores	115
6.2.3	Ensaio e Análises	116
6.3	Considerações Finais do Capítulo	122
7	Comentários Finais e Planejamento Futuro	125
7.1	NMPC Robusto para Processos com Atrasos de Transporte	127
7.2	Contribuições e Opinião do Autor	128

Lista de Figuras

1.1	etapas de produção de açúcar e etanol	7
2.1	conjunto de fermentadores	13
2.2	batelada alimentada	14
2.3	sistema de alcalinização	17
2.4	configuração do processo de calagem	18
2.5	sistema equivalente	18
2.6	dinâmicas do processo real - 1 ^o dia	24
2.7	dinâmicas do processo real - 2 ^o dia	25
2.8	validação 1. Sinais de entrada	26
2.9	validação 1. Processo e modelo	26
2.10	validação 2. Sinais de entrada	27
2.11	validação 2. Processo e modelo	27
2.12	validação 3. Sinais de entrada	28
2.13	validação 3. Processo e modelo	28
2.14	erros calculados em todos os pontos	29
2.15	resposta do modelo	29
2.16	trocador de calor	31
2.17	trocador a placas 020 <i>Plus</i>	32
2.18	validação. Sinais de entrada	33
2.19	validação. Processo e modelo	33
2.20	erros calculados em todos os pontos	34
2.21	gráfico da função $\Lambda(pH_6)$	37
2.22	interface principal do simulador da fermentação alcoólica	38
3.1	sistema de controle e automação	45
3.2	hierarquia de controle	45

3.3	diagrama de blocos do sistema de controle completo	46
3.4	diagramas de blocos do modelo linear do pH_5	49
3.5	curvas estáticas relativas às vazões de caldo e de ácido	50
3.6	diagrama de blocos do modelo de <i>Hammerstein</i>	51
3.7	respostas dos modelos fenomenológico e de <i>Hammerstein</i>	51
3.8	sistema em malha aberta	51
3.9	dinâmica da temperatura para $\Delta U_7 = 200 \text{ m}^3/h$	52
3.10	dinâmica da temperatura para $\Delta U_7 = 400 \text{ m}^3/h$	53
3.11	dinâmica da temperatura para $\Delta U_5 = 100 \text{ m}^3/h$	54
3.12	dinâmica da temperatura para $\Delta U_5 = 200 \text{ m}^3/h$	55
3.13	diagrama de blocos para o pH	55
3.14	controle da temperatura	56
3.15	controle do nível	56
3.16	cenário C1. Controle do nível	58
3.17	cenário C1. Controle da temperatura	58
3.18	cenário C1. Controle do pH do mosto e pH do reator	59
3.19	cenário C1. Desempenhos do sistema sem e com o otimizador	60
3.20	cenário C1. Desempenhos do sistema sem e com o otimizador	60
3.21	cenário C2. Controle do nível	61
3.22	cenário C2. Controle da temperatura	61
3.23	cenário C2. Controle do pH do mosto e pH do reator	62
3.24	cenário C2. Desempenhos do sistema sem e com o otimizador	62
3.25	cenário C2. Desempenhos do sistema sem e com o otimizador	63
3.26	pontos de teste para o otimizador entre $t = 0 \text{ h}$ e $t = 2 \text{ h}$	64
3.27	pontos de teste para o otimizador entre $t = 2 \text{ h}$ e $t = 4 \text{ h}$	64
3.28	pontos de teste para o otimizador entre $t = 4 \text{ h}$ e $t = 6 \text{ h}$	65
3.29	pontos de teste para o otimizador entre $t = 6 \text{ h}$ e $t = 8 \text{ h}$	65
4.1	planta solar de refrigeração	70
4.2	esquema da planta solar	70
4.3	projeto para o modelo da unidade de fermentação	73
4.4	validação. Sinais de entrada e saída da máquina de absorção	74
4.5	estrutura completa	75
4.6	temperatura de entrada amortecida pelos tanques	77
4.7	esquema do controle por chaveamento do campo solar	77
4.8	esquema do sistema de controladores locais	78
4.9	esquema para aplicar a carga simulada na planta solar	79
4.10	controle do nível	81
4.11	controle da temperatura	81
4.12	controle do pH do mosto e dinâmica do pH do reator	82
4.13	dinâmicas da biomassa e da biomassa morta para cada cenário	82

4.14	dinâmicas do etanol e do substrato para cada cenário	83
4.15	curvas de radiação e temperatura ambiente	83
4.16	cargas térmicas simulada e real aplicada na planta solar	84
5.1	destilaria de etanol	87
5.2	coluna de destilação	88
5.3	esquema de produção	90
5.4	fluxograma do modelo estático completo no <i>Hysys</i>	100
5.5	fluxograma da coluna A no <i>Hysys</i>	102
5.6	fluxograma da coluna D no <i>Hysys</i>	103
5.7	fluxograma da coluna B no <i>Hysys</i>	104
5.8	fluxograma das colunas C e P no <i>Hysys</i>	105
6.1	coluna B modificada	113
6.2	estratégia geral da unidade de destilação	114
6.3	desempenho do sistema nominal. Coluna A	118
6.4	desempenho do sistema nominal. Coluna B e perturbações	119
6.5	desempenho dos sistemas. Cenários C2 e C3	120
7.1	estrutura geral do NMPC para processos com atraso	128

Lista de Tabelas

2.1	parâmetros identificados	25
2.2	parâmetros cinéticos em função da temperatura na fermentação	37
3.1	Caldo X pH_5	50
3.2	Ácido X pH_5	50
3.3	definição dos cenários	58
3.4	concentrações de etanol para alguns valores de N_H e ΔQ . .	63
4.1	definição dos cenários	80
4.2	investimento econômico	84
4.3	parâmetros econômicos	84
5.1	elementos que compõem cada sólido	97
5.2	composição do vinho	98
5.3	especificações da coluna A	98
5.4	especificações da coluna D	99
5.5	especificações da coluna B	99
5.6	especificações das colunas C e P	99
5.7	pontos de equilíbrio da coluna A	101
5.8	especificações da coluna D	102
5.9	composição do álcool de 2 ^a	102
5.10	especificações da coluna B	103
5.11	composição do álcool hidratado e da flegmaça	103
5.12	especificações das colunas C e P	104
6.1	código genérico para comunicação e controle	112
6.2	índices de desempenho de C1	119
6.3	índices de erros	121

6.4	índices de controle	121
6.5	parâmetros de produção	121

Lista de Abreviaturas e Siglas

AEMET *Agencia Estatal de Meteorología*

ARFRISOL *Arquitectura Bioclimática y Frío Solar*

BGPC *Bilinear Generalized Predictive Control*

CARB *Air Resources Board*

CARTIF *Centro de Automatización, Robótica, y Tecnologías de la Información y la Fabricación*

CIEMAT *Centro de Investigaciones Energéticas Medioambientales y Tecnológicas*

CIESOL *Centro de Investigación de la Energía solar*

COM *Component Object Model*

CYTED *Ciencia y Tecnología para El Desarrollo*

DAS *Departamento de Automação e Sistemas*

DDE *Dynamic Data Exchange*

DMC *Dynamic Matrix Control*

EPMA *Erro Percentual Médio Absoluto*

FFN *Feedforward Networks*

FINEP *Financiadora de Estudos e Projetos*

FOPDT *First Order Plus Dead-time*

GPC *Generalized Predictive Control*

HIL *Hardware in the Loop*

IMC *Internal Model Control*

LEPTEN *Laboratório de Engenharia de Processos de Conversão e Tecnologia de Energia*

MIMO *Multiple Input-Multiple Output*

MPC *Model Predictive Control*

MRI *Morari Resiliency Index*

NEPSAC *Nonlinear Extended Prediction Self-Adaptive Control*

NIST *National Institute of Standards and Technology*

NMPC *Nonlinear Model Predictive Control*

NREL *National Renewable Energy Laboratory*

NRTL *Non Random Two Liquid*

OLE *Object Link Embeding*

OPC *OLE for Process Control*

PI *Controlador Proporcional-Integrativo*

PID *Controlador Proporcional-Integrativo-Derivativo*

PSA *Plataforma Solar de Almería*

SAE *Sum of Absolute Errors*

SI *Sistema Internacional de Unidades*

SISO *Single Input-Single Output*

SSC *Sum of Squared Control efforts*

REE *Red Eléctrica de España*

RGA *Relative Gain Array*

RSD *Desvio Padrão Relativo*

SCADA *Supervisory Control and Data Acquisition*

UAL Universidade de Almería

UFSC Universidade Federal de Santa Catarina

2DOF *Two Degrees of Freedom*

2DOF-DTC *Two Degrees of Freedom-Dead-time Compensator*

Lista de Símbolos

F	vetor de respostas livres do processo
Q_u	matriz diagonal composta pelos fatores de ponderação do esforço de controle λ
Q_y	matriz diagonal composta pelos fatores de ponderação do erro δ
U	vetor dos incrementos de controle calculados para o horizonte de controle
W	vetor de referências futuras
Y	vetor das saídas futuras do processo
ΔH_S	calor liberado durante a fermentação
ΔQ	tempo de amostragem do otimizador
$\Delta U_i(s)$	incremento do sinal da entrada i do processo no domínio de Laplace
\dot{m}	vazão mássica
$\Lambda(pH)$	constante de redução pelo pH
μ	velocidade específica de crescimento celular
μ_{max}	máximo crescimento específico
ρ	densidade
c_p	calor específico

F	vazão volumétrica
G_P	produção de etanol
H	nível
J	função custo
k	tempo discreto
K_d	coeficiente de morte celular global
K_i	constante de inibição pelo substrato
K_s	constante de saturação pelo substrato
K_{dP}	coeficiente de morte pelo etanol
K_{dT}	coeficiente de morte pela temperatura
M	massa
m_P	produção de etanol associada ao crescimento celular
m_X	coeficiente de manutenção celular
N_H	horizonte de predição do otimizador
P_{max}	concentração do produto quando o crescimento celular cessa
Q_c	fluxo de energia retirada da coluna de destilação
Q_r	fluxo de energia aplicada na coluna de destilação
S	concentração de substrato
T	temperatura
t	tempo
T_s	tempo de amostragem
U	coeficiente global de transferência de calor
$u_i(t)$	sinal temporal da entrada i do processo
V	volume

V_d	soma volumétrica ocupada pela mistura no processo de neutralização
W_{ai}	primeiro invariante de reação na corrente i
W_{bi}	segundo invariante de reação na corrente i
X	concentração celular ou de biomassa
X_d	concentração de biomassa morta
X_{max}	concentração da biomassa quando o crescimento celular cessa
y_m	sinal de saída do modelo do processo
y_r	sinal de saída do processo real
$Y_{P/X}$	fator de rendimento do produto pelo crescimento celular
$Y_{X/S}$	fator de rendimento da biomassa pelo substrato consumido
P	concentração de etanol

Terminologia

Alcalinização: efeito de elevar o pH de uma solução.

Álcool: classe de substâncias químicas que contêm na sua estrutura Carbono, Hidrogênio e Oxigênio.

Álcool anidro: álcool retificado e desidratado contendo, no máximo, 1% de água.

Álcool hidratado: mistura hidroalcoólica de elevada pureza obtida na etapa da retificação.

Álcool de 2ª: mistura hidroalcoólica impura obtida na primeira etapa da destilação e que contém os elementos mais voláteis formados na fermentação.

Bagaço: um dos subprodutos da indústria do açúcar e álcool. Resíduo fibroso resultante da extração do caldo da cana-de-açúcar.

Calagem: processo de alcalinização mediante a adição de uma solução aquosa de cal.

Dorna: originalmente, recipiente feito de madeira para armazenar vinho. Na indústria do etanol, refere-se ao reator onde ocorre a fermentação, também denominado de biorreator ou fermentador.

Etanol: tipo mais comum de álcool. No Brasil, tal substância também é utilizada como combustível para motores de explosão. Na linguagem atual, o termo pode ser substituído simplesmente por *álcool*.

Flegma: corrente hidroalcoólica extraída da coluna de epuração do vinho com teor alcoólico entre 40 e 50 °GL.

Flegmaça: efluente da destilaria resultante do esgotamento do álcool da flegma.

Glicose: monossacarídeo encontrado em grande proporção na cana-de-açúcar. As células o utilizam como fonte de energia.

Inóculo ou fermento: suspensão de células de levedura suficientemente concentrada para que se obtenha a fermentação do mosto nas condições desejadas.

Leveduras: são seres unicelulares que transformam açúcares fermentescíveis em álcool etílico e gás carbônico, resultantes de suas atividades enzimáticas.

Melaço: líquido viscoso com açúcares redutores obtido após a centrifugação.

Mosto: mistura açucarada preparada para a fermentação alcoólica.

Sulfitação: processo de tratamento que, dentre outras finalidades, preserva o caldo contra alguns microrganismos e diminui sua viscosidade.

Vinhaça: resíduo aquoso da destilação que contém todas as substâncias não voláteis e algumas voláteis do vinho. Conhecido também como vinhoto, corresponde ao efluente de maior volume produzido na destilaria.

Vinho: denominação recebida pelo mosto e fermento durante ou após a fermentação.

°Baumé: escala baseada na água pura e soluções de cloreto de sódio para medições de densidade de líquidos.

°Brix: porcentagem em massa de sólidos solúveis contidos no caldo de cana.

Capítulo 1

Introdução

A indústria produtora de açúcar e álcool ocupa um espaço de significativa importância na economia brasileira. O setor é responsável pelo surgimento de diversas tecnologias que atendem as mais variadas áreas de pesquisa, desde a agricultura até as engenharias envolvidas no processo. Para cumprir as expectativas de um mercado que está em ampla expansão, as usinas de álcool iniciaram um desenvolvimento tecnológico que faz hoje do Brasil líder mundial do produto por meio da cana-de-açúcar. Entretanto, manter essa liderança num momento em que o mundo descobre o etanol como opção de energia renovável e uma das soluções para o problema do aquecimento global faz com que seja necessário um investimento crescente em pesquisas brasileiras, diante da alta competitividade gerada pelo interesse de outros países no setor.

Neste capítulo, será apresentado o cenário em que se encontra a indústria do etanol brasileiro de tal maneira que justifique a proposta geral deste trabalho do ponto de vista de Engenharia de Controle e Automação, bem como a sustentabilidade das soluções.

1.1 Motivação

A solução prática para combater o aquecimento global é a redução de emissão dos gases poluentes, causadores do efeito estufa. O tema foi discutido pela primeira vez em âmbito internacional no evento *Conference on the*

Changing Atmosphere realizado em Toronto, Canadá, no ano de 1988; e em seguida no *IPCC First Assessment Report*, Sundsvall, Suécia, em 1990. Este último serviu de base para a Convenção Quadro das Nações Unidas sobre a Mudança do Clima, um tratado que foi resultado da Conferência das Nações Unidas para o Meio Ambiente e Desenvolvimento, conhecida também como Cúpula da Terra ou ECO-92 que foi realizada no Rio de Janeiro, Brasil, em 1992. O Tratado fixava compromissos mais rígidos para emissão de poluentes, dentre os quais se destaca aquele que levaria mais tarde ao Protocolo de Kyoto.

O Protocolo de Kyoto, assinado em dezembro de 1997 em Quioto, no Japão, tem como objetivo reduzir a emissão dos gases do efeito estufa dos países desenvolvidos - especificados no Anexo B do Protocolo - em 5,2% relativamente aos níveis de 1990 para o período de 2008 a 2012. No documento, constam metas obrigatórias para seis gases: o dióxido de carbono (CO_2), óxido nitroso (N_2O), metano (CH_4), hidrofluorcarbonetos ($HFCs$), perfluorcarbonetos ($PFCs$) e o hexafluoreto de enxofre (SF_6) (Kyoto Protocol to the United Nations Framework Convention on Climate Change 1998).

Em uma reunião que dava sequência às discussões da Conferência das Partes, COP-6, realizada na cidade de Bonn, Alemanha, em 2001, os Estados Unidos não ratificaram o Protocolo de Kyoto sob a alegação de que a redução de emissão dos gases poluentes seria prejudicial à economia norte-americana. Em contrapartida, países importantes e em desenvolvimento, como o Brasil, confirmaram seu apoio.

Nesse contexto, as indústrias brasileiras do açúcar e do álcool vêm desempenhando um papel notável no que se refere à preservação do meio ambiente. O etanol proveniente da cana-de-açúcar como substituto dos combustíveis fósseis tem se mostrado como alternativa concreta na luta contra a poluição atmosférica.

1.1.1 O Etanol como Tema de Debate na COP-15

A Conferência das Partes da Convenção das Nações Unidas sobre Mudança do Clima (COP-15), certamente, vai ser lembrada como o evento mais frustrante do ano de 2009, quando se refere aos avanços obtidos nos combates ao aquecimento do planeta. Porém, o etanol brasileiro foi tema de destaque durante os debates ocorridos na cúpula da ONU, em Copenhague, Dinamarca.

Somente o fato de ter despertado o interesse de chefes de Estado de diversos países pelo conhecimento dos benefícios do biocombustível, deve ser considerado como um passo essencial para a conquista de novos mercados internacionais. Algumas das vantagens do produto, tais como eficiência energética e reaproveitamento de resíduos, serão descritas neste trabalho, mas é

o seu resultado, do ponto de vista ambiental, que pode chamar a atenção daqueles que pretendem combater o problema do aquecimento global. De forma objetiva, estima-se que, desde o início do programa de etanol no Brasil, deixaram de ser emitidas cerca de 600 milhões de toneladas de gás carbônico, principal responsável pelo efeito estufa (Petrobras 2009).

Embora a produção de etanol de cana-de-açúcar seja uma cultura adotada no Brasil há mais de oitenta anos, consiste em um processo que envolve muitas etapas tecnicamente pouco conhecidas no mundo. Além disso, não existe um consenso na comunidade científica quanto às consequências na adoção do produto, principalmente, no que se refere ao desmatamento amazônico e impacto no setor alimentício, fatores que muitas vezes representam motivos de dúvidas e desconfiança nas delegações internacionais. Não é à toa que representantes de países europeus questionam e participam efetivamente de conferências que abordam o tema. Se a União Europeia, que prefere outras fontes renováveis de energia, como a eólica e a solar, ainda resiste em incorporar biocombustíveis agrícolas nos seus meios de transporte (UNICA 2012, Reuters 2012), por outro lado, empresas brasileiras exportam equipamentos e tecnologia para países da África e América Latina; e as usinas sucroalcooleiras estão cada vez mais aproveitando os resíduos e subprodutos gerados pela produção, fazendo jus à expressão "energia limpa".

Sabendo da visibilidade que teria em um evento desse porte, a delegação brasileira aproveitou a chance de expor os argumentos favoráveis ao etanol. O então ministro do Meio Ambiente, Carlos Minc, o governador de São Paulo, José Serra, e a senadora Marina Silva defenderam o produto como alternativa na COP-15, tentando atrair simpatizantes da teoria de que a substituição dos combustíveis fósseis pelo etanol proporciona uma redução significativa das emissões de gases poluentes. O governador respondeu por um Estado que possui uma economia e população maiores que as de vários países presentes na Conferência de Copenhague. E não faltaram pontos positivos para serem citados. Basta dizer que o Estado de São Paulo representa 20% da produção mundial de etanol e praticamente estabilizou suas emissões de dióxido de carbono nos últimos 15 anos. Para completar, Serra assumiu um acordo para cooperação nas áreas ambiental e de energia com o governador da Califórnia, Arnold Schwarzenegger. Recentemente, a partir de testes comparativos, um órgão daquele Estado, o *Air Resources Board* (CARB), reconheceu o etanol de cana como parte das soluções para reduzir o aquecimento do planeta (UNICA 2009).

Ante o exposto, o etanol proveniente da cana saiu com uma imagem positiva na COP-15, haja vista os delegados brasileiros mostraram como sendo uma opção concreta e aplicável em grande escala no combate ao aquecimento global. Sem embargo, não deve ser entendido como uma proposta

ambiental entre países ricos e em desenvolvimento, mas em um novo modelo de sustentabilidade. Trata-se de uma quebra de paradigma, para a qual é necessário investir em pesquisa e inovação no uso de fontes renováveis. Destarte, é possível produzir energia sem poluir, nem comprometer a economia de um país, garantindo, portanto, melhor qualidade de vida para a humanidade.

1.1.2 O Etanol Brasileiro

A indústria sucroalcooleira figura entre as mais tradicionais e antigas no Brasil. A cana-de-açúcar representa uma cultura amplamente desenvolvida desde o período colonial, em que o açúcar foi, durante alguns séculos (XVI ao XVIII), produto de exportação básico para a economia brasileira.

O emprego do álcool proveniente da cana-de-açúcar como combustível ocorreu antes da Segunda Guerra Mundial. Em um começo, produzia-se álcool anidro para ser adicionado à gasolina como oxigenante (Leite 1997). Mas foi em 1975 que a indústria ganhou um novo impulso no Brasil, após a primeira crise do petróleo, quando foi instituído o Proálcool. Este programa governamental tinha como meta principal, na sua primeira fase, a expansão do uso do álcool anidro na gasolina e, numa segunda fase, a produção de álcool hidratado para ser utilizado como combustível substituto da gasolina.

Para se ter uma ideia, entre 1975 e 1985, a produção de cana-de-açúcar quadruplicou e o etanol tornou-se o combustível mais importante utilizado no país, onde sua demanda interna experimentou um crescimento relevante, sendo atendida principalmente por destilarias autônomas privadas (Carmargo 1990). Nesse contexto, para cumprir as expectativas do novo mercado, a indústria sucroalcooleira brasileira se desenvolveu de tal forma que se tornou referência internacional da atualidade na produção de etanol. Entretanto, os subsídios e a barreira protecionista praticados por parte de alguns países desenvolvidos chegaram a colocar em dúvida o avanço que o produto poderá ter internacionalmente.

Os argumentos favoráveis ao produto brasileiro são bastante sólidos se confrontados com o etanol dos Estados Unidos, maior produtor mundial (o Brasil perdeu a liderança em 2007) e que utiliza o milho como matéria-prima na maior parte do seu território. Comparando-se o balanço energético obtido mediante os dois produtos, tem-se: para cada unidade de energia utilizada para a fabricação do etanol de cana, produz-se uma quantidade de energia quase sete vezes maior que a produzida pelo milho. Em termos ambientais, a vantagem também é significativa: o etanol de cana reduz em 44% a emissão de poluentes contra apenas 16% do etanol de milho. O então Governador de São Paulo, José Serra, em seu discurso feito na abertura do *Ethanol Summit*

2009, apresentou dados que mostram que, entre 2004 e 2008, a frota flex daquele estado poupou cerca de 35 milhões de toneladas de dióxido de carbono. Isso equivale a um plantio de 110 milhões de árvores em 20 anos, segundo suas palavras. Ressalta-se ainda que não é avaliado o quanto o etanol de milho afeta negativamente o mercado mundial de alimentos, já que é produzido pelo grão mais consumido na indústria alimentícia do planeta.

Além disso, o processo de fabricação do etanol de cana permite aproveitar um de seus subprodutos de forma rentável. Após a moagem da cana, é possível obter energia elétrica a partir da queima do bagaço. Isto não só propicia às usinas sua auto-suficiência energética como também permite fornecer os excedentes de eletricidade para as redes nacionais de distribuição. Hoje, esses excedentes representam apenas 3% da matriz energética do país. Muito pouco, se compararmos com sua capacidade disponível. Todavia, estima-se que até 2020 o potencial de cogeração do setor possa atingir 15 mil *megawatts* (Jank 2008). Para efeito de comparação, a usina de Itaipu possui uma potência instalada de 14 mil *megawatts*.

Ademais, soma-se ainda o fato de a cana-de-açúcar utilizada para a produção de etanol ser cultivada em uma área que representa apenas 1% da área agricultável do país, o que nos traz uma hipótese bem provável: dificilmente um país poderá superar o Brasil nesse ramo. Os consumidores do mundo globalizado deverão pressionar seus governos no sentido de reduzir as emissões de dióxido de carbono, segundo os marcos do Protocolo de Kyoto, e não haverá alternativa comercial melhor em combustíveis renováveis da biomassa, senão o mercado brasileiro.

Enfim, o etanol como *commodity* internacional é uma questão de tempo, desde quando, no início de 2007, os presidentes Luiz Inácio Lula da Silva e George W. Bush assinaram um memorando de entendimento sobre biocombustíveis, o qual fez surgir um convênio entre o Instituto de Metrologia, Normalização e Qualidade do Brasil (Inmetro) e o seu congênera norte-americano, *National Institute of Standards and Technology* (NIST), a fim de concretizar uma padronização do produto. Recentemente, em junho de 2012, o etanol brasileiro surgiu novamente nas discussões da RIO+20, Conferência das Nações Unidas sobre Desenvolvimento Sustentável, ocorrida no Rio de Janeiro. Em particular, foi apresentada a nova tecnologia desenvolvida pela Petrobras Biocombustível para a produção de etanol de segunda geração. Ainda, a própria presidenta Dilma Rousseff defendeu a adoção do combustível nacional não somente como forma de reduzir a emissão de gases poluentes, mas também de transformação social. Ressaltam-se os avanços obtidos em termos de geração de emprego e das condições de trabalho, desde o ano de 2009, quando a subsidiária da Petrobras começou a atuar fortemente no setor. Contudo, o país precisa estar preparado no que diz respeito à pesquisa

científica.

Atualmente, embora haja uma acentuada preocupação com a modernização dos estágios de produção das usinas sucroalcooleiras, ainda há diversos problemas relacionados à engenharia aplicada de controle e automação que têm como consequências, principalmente, uma eficiência energética comprometida e um produto final com características cujas variabilidades são maiores do que as desejadas. Por outro lado, sabe-se que o investimento, tanto do ponto de vista de formação de recursos humanos qualificados nas áreas estratégicas quanto para o desenvolvimento tecnológico, traz uma clara perspectiva de melhoria no rendimento de seus processos. Sincronizar a Ciência com as vantagens do etanol de cana-de-açúcar, certamente, fará do Brasil um modelo a ser seguido em questão de energia renovável.

No entanto, deve-se conhecer as etapas de produção de açúcar e etanol que são organizadas basicamente conforme a ilustração da Fig. 1.1. De forma resumida, tem-se o seguinte: após a colheita, a cana passa por um processo de moagem ou difusão para a extração do caldo que deve ser tratado antes de conduzi-lo para a fabricação de açúcar ou etanol. O bagaço obtido na extração é enviado para as caldeiras, onde se produz vapor. Este é utilizado diretamente nas próprias unidades da usina ou então para a geração de energia elétrica por meio de turbinas e geradores. Na fabricação de açúcar, há os processos de evaporação e cozimento, enquanto as unidades da fermentação e destilação constituem as etapas finais da produção de etanol.

O escopo deste trabalho agrega as duas unidades mais importantes da indústria do etanol em termos de produtividade e consumo de energia: fermentação e destilação. Trata-se de uma abordagem de cunho teórico com aplicações experimentais. Todavia, como será visto no decorrer da leitura, o estudo tem como objetivos não somente a otimização dos processos produtivos, mas também a inserção da principal bandeira do etanol, a ideia de desenvolvimento sustentável, na área de Engenharia de Controle e Automação.

1.1.3 Sustentabilidade Mediante Controle e Automação

Todo projeto de engenharia tem como limitante a disponibilidade de energia. Hipoteticamente, considerando modelos e implementações ideais, teríamos a produtividade máxima de qualquer processo com uma quantidade infinita de energia. Entretanto, não é o que acontece na prática. Sabe-se que nem sempre se tem energia suficiente para uma suposta tecnologia bem sucedida. No caso do etanol, tem-se um agravante. Não basta ter energia, mas de que fonte se pode extraí-la. Como foi exposto, o biocombustível brasileiro difere dos demais por ser altamente rentável e renovável. Porquanto,

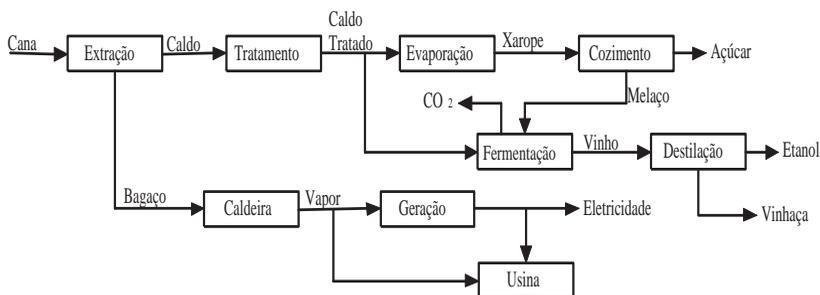


Fig. 1.1: etapas de produção de açúcar e etanol

qualquer solução apresentada para melhoria de seus processos precisa, necessariamente, respeitar essas condições. Por esse prisma, este trabalho aborda o uso da água e aplicação de energia solar como parte das soluções propostas que serão apresentadas.

1.1.3.1 Energia solar, uma opção

Os atuais problemas ambientais são atribuídos ao crescente impacto das ações humanas na Terra. Isso ocorre devido a diversos fatores, tais como aumento da população mundial, dos setores de transporte, das atividades industriais e, conseqüentemente, do consumo de energia.

Como comentado, o assunto foi discutido pela primeira vez no final da década de 80 e irá se estender por tempo indeterminado, haja vista o difícil acordo internacional na tentativa de diminuir a emissão dos gases causadores do efeito estufa. Embora tenha havido avanço nas questões ambientais desde a assinatura do Protocolo de Kyoto, é notória a má vontade dos principais poluidores do planeta, China, Índia e Estados Unidos, quando se trata de redução das emissões. A razão é muito simples: os índices de produção e consumo de energia refletem a atividade econômica de um país e, portanto, o seu desenvolvimento. A comunidade científica ainda discute se o aquecimento global é antropogênico, porém, em um ponto existe convergência: o uso dos combustíveis fósseis polui, causa mudanças climáticas locais e piora a qualidade de vida do homem.

Com o surgimento da ideia de desenvolvimento sustentável, o uso de energia renovável é promovido como uma alternativa para diminuir a dependência das convencionais fontes de energia poluentes. Estima-se uma significativa redução dos gases poluentes, causadores do efeito estufa, por meio de energia limpa. Ademais, existe uma mudança de paradigma no que se refere ao modelo de energia mundial, na qual a tendência de mercado é que

o emprego de energia renovável se torne mais barato e próximo da energia tradicional (Smil 2012).

Certamente, os rumos das crises americana e europeia nos próximos anos impactarão negativamente sobre os investimentos em alternativas aos combustíveis fósseis. Mesmo com toda a consciência do problema, ainda é muito mais barato ter como opção imediata jogar CO_2 na atmosfera. Entretanto, o Brasil, por meio de suas bem sucedidas experiências como produção de biodiesel e etanol, vem atraindo a atenção dos capitalistas de risco, dada sua larga extensão territorial, biodiversidade e economia favoráveis.

Decisões políticas à parte, deve-se entender que investir em tecnologias energéticas inovadoras faz com que a cadeia produtiva de uma nação seja mais robusta e competitiva. À medida que as soluções modernas são conhecidas, torna-se mais clara a viabilidade ou não de suas aplicações. Dessa forma, o Brasil começa a dar os primeiros sinais de investimento em larga escala no que concerne à energia solar, apesar de ainda ser pequeno se comparado com Alemanha, Estados Unidos ou Espanha. Curiosamente, o nordeste brasileiro, região nacional onde se tem maior incidência de radiação, não possui um centro de pesquisa em energia solar.

O sol, que já foi considerado um Deus por tribos pré-históricas, é a única estrela localizada no centro do nosso sistema, onde a Terra e outros planetas percorrem suas trajetórias elípticas. Há manuscritos da antiguidade egípcia que afirmam que a Grande Pirâmide, uma das maiores obras da humanidade, foi construída a fim de se ter um caminho que levasse ao sol (Anderson 1977). A temperatura da superfície do sol atinge cerca de 5500 °C e a energia é emitida para a Terra em forma de radiação solar, possibilitando a manutenção da vida. A radiação térmica viaja uma distância de aproximadamente 150 milhões de quilômetros à velocidade da luz no vácuo (300.000 km/s) e dura aproximadamente 8 minutos e 20 segundos até chegar ao nosso planeta. Apesar de ser uma minúscula parcela do total que o sol produz, 84 minutos da radiação solar captada pela Terra é equivalente à demanda de energia mundial por um ano. Basicamente, toda a forma de energia que nós conhecemos tem origem no sol. Manipulá-la e aproveitá-la, eis o desafio.

Para se obter a energia solar, podem ser utilizados dois tipos de equipamentos: o painel fotovoltaico e o painel termosolar. O primeiro converte diretamente a luz em eletricidade e o segundo, como o próprio nome já sugere, é aplicado para geração de energia térmica, possibilitando encontrar projetos que envolvem desde a climatização de acomodações até a dessalinização da água do mar (Pasamontes et al. 2011, Roca et al. 2009). No caso de refrigeração de ambientes, tem-se uma situação interessante. Quanto mais elevada a irradiação, mais calor se faz e maior a quantidade de energia consumida pelos sistemas de climatização. Porém, maior a potência produzida

pelas placas.

Decerto, o Brasil dispõe de diversas maneiras de gerar energia. No entanto, o país continua dando seu exemplo no que diz respeito ao desenvolvimento sustentável. A preocupação com o uso das energias limpas é evidente, principalmente, quando as delegações brasileiras expõem nas conferências realizadas pelo mundo afora as novas ações executadas nos setores estratégicos. Em particular, a energia proveniente do sol nos traz um ótimo panorama de que o sucesso de sua implementação é uma questão de tempo, fazendo jus à ideia aristotélica de que "a natureza não faz nada em vão".

1.1.3.2 O uso da água na indústria

Nesse novo cenário do séc. XXI, ao se falar em desenvolvimento socioeconômico, vocábulos como "sustentabilidade", "biocombustível" e "energia renovável" já não soam com estranheza nas metas institucionais da indústria. No entanto, a tecnologia moderna não deve negligenciar um dos maiores patrimônios da humanidade: a água.

A própria Lei Nº 9.433/97 da Política Nacional de Recursos Hídricos fundamenta no Art. 1º, Inciso II, que "a água é um recurso natural limitado, dotado de valor econômico". Alguns dados alarmantes que servem como ponto de partida para a conscientização da sociedade devem ser citados. Aproximadamente 97,5% da água do mundo é salgada e, portanto, imprópria para fins agrícola, industrial e humano. Não obstante, 1,75% está em forma de gelo ou neve nas montanhas e regiões polares, enquanto, do restante, 99% são águas subterrâneas. Ou seja, menos de 0,0001% de toda a água do planeta encontra-se nos lagos e rios. Números de sobra que justificam a implantação de estratégias que racionalizam seu uso.

Contudo, não há um valor exato para o preço da água, pois este depende de diversos fatores, tais como custo de extração, transporte, tratamento e políticas governamentais. O fato é que ao utilizar algum método adequado, esse valor é reduzido consideravelmente. Por consequência, empresas de diversos setores investem fortemente em tecnologias que possibilitam o tratamento de esgotos e efluentes, reuso, reciclagem e, sobretudo, redução do consumo da água.

Entretanto, nenhuma técnica seria aplicada com eficiência sem o Controle e Automação. Embora a interferência nos sistemas hidráulicos possa ser feita manualmente, é mais interessante quando realizada de maneira programada (automática), pois a automação por meio de dispositivos eletrônicos permite medições e regulações mais precisas. Baseados em modelos matemáticos que são implementados nos seus *chips*, esses equipamentos são capazes de operar qualquer processo de maneira eficiente evitando o alto consumo.

Na indústria, essa ideia é aplicada com resultados significativos. Inicialmente, a finalidade da automatização era aumentar a produtividade dos processos de fabricação e melhorar a qualidade das tarefas realizadas pelo homem, o que, indiretamente, proporcionava um melhor aproveitamento da água. Hoje, cada vez mais, as empresas procuram sistemas de controle que causam um impacto direto na redução do seu consumo hidráulico. Na medida em que os problemas e dilemas são apresentados, novas soluções são criadas. Decerto, há um custo inicial em termos de instalação e eletricidade, sem embargo, o balanço energético e o ganho final viabilizam o investimento.

Destarte, aliada à Política Nacional do Meio Ambiente, no que concerne ao melhor uso da água, a Engenharia de Controle e Automação aparece como uma das promissoras opções para o cumprimento da Lei Nº 6.938/81, que estabelece como um de seus princípios no Art. 2º¹ "incentivos ao estudo e à pesquisa de tecnologias orientadas para o uso racional e a proteção dos recursos ambientais". Trata-se de uma solução relativamente nova que, bem direcionada, possibilita a exploração de riquezas com respeito aos recursos naturais e que prioriza o bem estar social.

1.2 Objetivos

Como comentado anteriormente, na produção de álcool estão envolvidas áreas de diversos conhecimentos. Porém, vale salientar que existe uma carência de estudos que abordam esses processos em Engenharia de Controle. A escassez de modelos teóricos limita o desenvolvimento de novas técnicas de controle, especificamente para esses sistemas, levando, conseqüentemente, as usinas a operarem com uma automação simples e de forma conservadora.

Este trabalho visa realizar uma modelagem completa dos sistemas em questão e desenvolver estratégias de controle avançado que permita maximizar a produção de etanol e minimizar o consumo de água na indústria. Será feita uma revisão bibliográfica para todos os processos. No entanto, devido às características e problemas exclusivos de cada um, é necessário definir as principais etapas do estudo:

- **Fermentação.** Uma unidade completa comumente encontrada nas usinas de etanol será modelada e validada por meio de experimentos em plantas reais. Um estágio do tratamento do caldo, que é o controle de pH , também fará parte do sistema. Com o auxílio de um simulador

¹Art 2º - A Política Nacional do Meio Ambiente tem por objetivo a preservação, melhoria e recuperação da qualidade ambiental propícia à vida, visando assegurar, no País, condições ao desenvolvimento socioeconômico, aos interesses da segurança nacional e à proteção da dignidade da vida humana.

implementado em *Matlab* da *Mathworks*, analisar-se-ão os efeitos da temperatura, da alimentação e do *pH* no desempenho do processo; e um novo algoritmo de controle avançado será desenvolvido e aplicado.

- **Sistema de Resfriamento.** Trata-se de uma nova unidade proposta neste trabalho. Utilizar-se-á a energia solar para auxiliar no resfriamento das dornas nas usinas. Será acoplado ao sistema um equipamento de resfriamento com o intuito de maximizar a produção de etanol mediante o controle de temperatura. Para o estudo detalhado da estrutura proposta, será apresentada uma simulação do tipo *Hardware in the Loop* (HIL), realizada na Universidade de Almería, localizada na Espanha.
- **Destilação.** Uma configuração utilizada na indústria será implementada no *software Hysys* da *Aspentech*. O modelo permitirá analisar os três principais produtos da destilaria de etanol: álcool de 2^a, álcool hidratado e álcool anidro. Será desenvolvida uma plataforma computacional, em que sistemas de controle avançado poderão ser testados. Em particular, uma nova estrutura de três camadas será proposta para essa unidade da usina sucroalcooleira.

1.3 Organização do Trabalho

O texto está organizado da seguinte forma:

No Capítulo 2, o processo e a modelagem completa da unidade de fermentação alcoólica são descritos detalhadamente. Alguns experimentos de validação do trocador de calor e do processo de controle de *pH* são apresentados. As principais variáveis da fermentação são analisadas por meio de simulações, em que os problemas do ponto de vista de controle são avaliados.

No Capítulo 3, o sistema de controle desenvolvido neste trabalho é apresentado. A estratégia proposta consiste em um sistema de duas camadas que utiliza o algoritmo *Nonlinear Model Predictive Control* (NMPC) para maximizar a concentração de etanol quando concluída a fermentação. Todavia, a partir das simulações, constata-se uma certa quantidade de energia para o funcionamento correto do sistema.

No Capítulo 4, é dada continuidade ao sistema de controle desenvolvido para a unidade de fermentação. Porém, neste capítulo, é apresentada uma nova estrutura que possibilita o funcionamento correto do controle de temperatura. Uma planta solar de refrigeração é proposta para atender a demanda de energia produzida pela unidade de fermentação. A viabilidade do projeto é avaliada a partir dos experimentos realizados.

No Capítulo 5, o processo da unidade de destilação alcoólica é descrito detalhadamente, em que os problemas em controle e automação são apontados. O modelo estático é desenvolvido no *software Hysys*, a partir do qual uma configuração nominal da unidade é definida para as futuras avaliações dos sistemas de controle estudados.

No Capítulo 6, o modelo dinâmico da destilaria é implementado no *Hysys*. Os aspectos de simulação e comunicação com o *Matlab* são explanados com ênfase nos objetos direcionados para o controle. Uma nova configuração que contém uma camada de *Model Predictive Control (MPC)* é proposta, da qual foi estudada sua viabilidade e perspectiva de desenvolvimento futuro. Um algoritmo de otimização baseado em energia para o sistema supervisão e o problema do atraso de transporte *Multiple Input-Multiple Output (MIMO)* aparecem como os próximos desafios na área de pesquisa.

No Capítulo 7, têm-se as conclusões. O cenário em que o trabalho foi desenvolvido é discutido e as perspectivas na área de pesquisa são apresentadas. Finalmente, as contribuições e publicações referentes ao tema no meio científico são descritas de maneira comentada.

Capítulo 2

Fermentação Alcoólica



Fig. 2.1: conjunto de fermentadores

O trabalho que será apresentado neste capítulo foi inspirado a partir de algumas visitas realizadas nas usinas Cerradinho, localizada na cidade de Potirendaba, São Paulo; e *La Unión*, em Escuintla, Guatemala.

Uma modelagem completa da unidade de fermentação alcoólica foi desenvolvida a fim de se obter um sistema de controle que permita a otimi-

zação do processo. As principais variáveis que podem ser analisadas são: concentrações de biomassa morta, biomassa, substrato e etanol; nível, pH e temperatura no reator.

Inicialmente, os parâmetros foram dimensionados para estudar o comportamento do processo em um reator de 1000 m^3 , conforme o conjunto de fermentadores mostrado na Fig. 2.1. Entretanto, a metodologia apresentada permite extrapolar o modelo final para outras escalas. Desse modo, é possível que se obtenha uma aproximação satisfatória de um sistema real de tal forma que as situações industriais possam ser analisadas e avaliadas.

2.1 Descrição do Processo

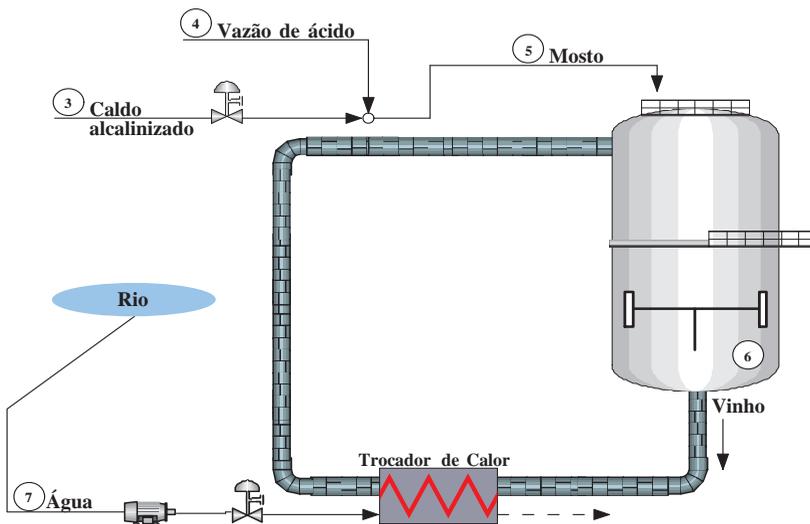


Fig. 2.2: batelada alimentada

O processo de condução utilizado na fermentação alcoólica na maioria das usinas brasileiras é o *Melle-Boinot*, conhecido como batelada alimentada, no qual o substrato é adicionado de forma a controlar a velocidade da reação em função da sua concentração no meio fermentativo, além de evitar a inibição pelo substrato, entre outros efeitos indesejáveis. A configuração proposta neste trabalho encontra-se na Fig. 2.2, na qual três principais subsistemas podem ser observados: o próprio reator, onde ocorre a fermentação; o trocador de calor utilizado para controlar a temperatura do processo e o sistema de alimentação, onde se considera a vazão e a dinâmica do pH . Será comentado

mais adiante a respeito do processo de alcalinização do caldo que antecede a unidade de fermentação. Por isso, a numeração correspondente aos fluxos da fermentação é iniciada com valor 3.

A unidade de fermentação funciona basicamente da seguinte maneira: o caldo de cana, que é misturado com uma substância ácida para manter o seu pH em um valor desejado, alimenta o reator até que este atinja o nível definido pelo operador. Como a configuração do reator é do tipo batelada, uma recirculação contínua do vinho é mantida mediante uma bomba de vazão durante cada período de produção. O vinho passa através de um trocador de calor que usa uma circulação refrigerante para mantê-lo em uma temperatura ideal dentro do reator. Na indústria sucroalcooleira, água é utilizada como fluido refrigerante e é bombeada diretamente de um rio ou torre de refrigeração.

A produção de etanol via fermentação alcoólica por *Saccharomices cerevisae* é um processo em que a formação do produto é associada ao crescimento celular e a proliferação do microorganismo é uma fase diáuxica, isto é, a levedura consome um substrato preferencialmente, neste caso, a glicose. As leveduras celulares são submetidas aos estresses inerentes ao processo, que são causados pelas condições ambientais e fatores físico-químicos, tais como alta temperatura, salinidade e pH elevados, concentrações de etanol e açúcar. Dentre esses fatores, a temperatura é o que mais afeta a cinética da fermentação e sua viabilidade celular. Em altas temperaturas, ocorre uma maior perda de álcool por evaporação e arraste com gás carbônico que deve ser evitado pelo fechamento das dornas. Além disso, eleva-se a taxa de crescimento dos microorganismos responsáveis pela contaminação do processo. Esta última causa floculação das leveduras celulares, o que gera problemas na centrifugação. Por isso, deve-se esterilizar o caldo antes.

Ainda, a presença de alta concentração de etanol combinada com a temperatura elevada submete as células às condições de estresse, em que as leveduras têm uma grande tendência de produzir glicerol que é o principal subproduto da fermentação alcoólica. Por outro lado, em baixas temperaturas, o uso de antibióticos é reduzido devido à pouca contaminação.

Nesse processo exotérmico, o inóculo já preparado no fundo do fermentador recebe o mosto por meio de um sistema com controle de vazão, até a dorna atingir o nível desejado. A temperatura e o pH do mosto são mantidos em torno de um determinado valor com o uso de um trocador de calor e da adição de substâncias ácidas, respectivamente. Como possui alta concentração, o fluxo de ácido é tão pequeno se comparado com o da alimentação que seu efeito como perturbação na vazão é desprezado.

A fermentação é monitorada pelo controle de sua temperatura e pelo acompanhamento da variação do °Brix do vinho. Durante o processo, o °Brix

não pode ultrapassar um determinado valor e quando torna-se constante, a fermentação é considerada encerrada. O vinho (mosto totalmente fermentado), com as leveduras em suspensão, é centrifugado e o leite de levedura obtido - após receber um tratamento ácido - é reutilizado na fermentação seguinte. O vinho delevedurado, praticamente isento de células, segue para a destilaria, onde se recupera o álcool.

Atualmente, as usinas trabalham com leveduras selecionadas, adaptadas às condições de estresse fermentativo. Uma diminuição dos efeitos estressantes pode melhorar o comportamento da levedura no sentido de aumentar o rendimento em etanol, a produtividade e a viabilidade celular.

2.2 Modelagem

Por causa da importância dos processos do tipo batelada alimentada nas indústrias químicas e de biotecnologia, diversos dos modelos matemáticos dinâmicos que foram propostos por pesquisadores são utilizados para estudo e testes industriais ou meio acadêmico (Menezes et al. 1994, Çinar & Ündey 1999, Birol et al. 2002, Xiong & Zhang 2004). Portanto, para compreender melhor o processo e buscar soluções em controle automático, das convencionais até as mais avançadas, é necessário um modelo completo que represente a situação real.

A modelagem será desenvolvida para cada parte do sistema dado. Ou seja, deve-se estudar, separadamente, as equações da dinâmica do pH , do trocador de calor e do reator. No caso da dinâmica do pH , será exposto um trabalho realizado em parceria com a *Ingenio La Unión* que fica localizada na cidade de Escuintla, na Guatemala. Naquela ocasião, o estudo foi feito na etapa do tratamento do caldo, processo que antecede a fermentação. Porém, isso não compromete a generalidade da análise, dado que os modelos desenvolvidos são fenomenológicos.

2.2.1 Processo de Controle de pH no Tratamento do Caldo

O controle de pH é um processo muito comum nas usinas de açúcar e álcool. Após sua extração da cana-de-açúcar, é necessário que o caldo seja tratado antes de ser enviado para as próximas etapas de produção. O tratamento consiste em processos químicos que têm a finalidade de desinfetar e eliminar as impurezas indesejáveis do caldo. Na etapa conhecida como sulfitação, é adicionado dióxido de enxofre (SO_2) que, em solução aquosa, forma o ácido sulfuroso (H_2SO_3), reduzindo, o pH do caldo. Assim, o seu pH deve ser corrigido por meio de um processo de calagem, no qual uma solução aquosa de cal ($Ca(OH)_2$ e CaO) é adicionada, permitindo elevar o pH para

um valor no qual as próximas etapas do tratamento ocorram em condições químicas ideais.

A não linearidade acentuada torna esse processo um dos mais difíceis do tipo *Single Input-Single Output* (SISO) de controlar, somando-se ainda o fato de que grandes variações no *pH* podem comprometer significativamente a qualidade do produto e a eficiência do sistema de produção. Em particular, o *pH* incorreto e a alta temperatura causam perdas de açúcar e etanol nas unidades seguintes da usina. Por tudo isso, muitos trabalhos dedicados ao assunto com aplicação em controle são encontrados na literatura (Wright & Kravaris 1991, Alvarez et al. 1998, Mwembeshi et al. 2004).

Todavia, a modelagem desses sistemas se torna uma tarefa muito difícil em virtude das condições de eletroneutralidade, da cinética das reações e do equilíbrio químico que devem ser considerados na mistura das substâncias. Por consequência, trabalhos recentes (Bravo et al. 2008, Casillo et al. 2008) continuam a utilizar os mesmos modelos teóricos em escala de bancada, tal como o proposto por Henson & Seborg (1994), os quais não representam muito bem a realidade de uma usina de açúcar, visto que sua operação é realizada por equipamentos de dimensões industriais.

Um grande número de formulações matemáticas que descrevem o processo de neutralização do *pH* foi abordado ao longo das últimas décadas (McAvoy et al. 1972, Gustafsson & Waller 1983, Gustafsson et al. 1995, Gadow et al. 2001). Contudo, é muito importante ter disponível um modelo em escala industrial do ponto de vista do engenheiro de controle.



Fig. 2.3: sistema de alcalinização

Neste trabalho, os dados foram extraídos do processo de alcalinização do caldo de cana implantado na usina *Ingenio La Unión* (ver Fig. 2.3), com os quais a modelagem foi desenvolvida utilizando o método de invariantes de reação (Waller & Mäkilä 1980, Gustafsson & Waller 1983). Diferente das obras científicas citadas, o modelo é resultado de um experimento prático obtido na indústria, no qual o efeito tampão do sal é representado por uma substância hipotética identificada.

2.2.1.1 Modelagem fenomenológica da alcalinização do caldo

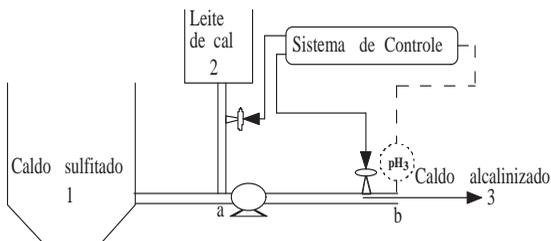


Fig. 2.4: configuração do processo de calagem

Seja a configuração do processo de acordo como é ilustrada na Fig. 2.4. O ajuste de pH_3 é feito pela injeção de solução de $Ca(OH)_2$ diretamente na linha do duto após o processo de sulfitação. O ponto a é o ponto de mistura entre o caldo e a solução de $Ca(OH)_2$; e no ponto de vazão b encontra-se instalado um sensor de pH . Entre os pontos a e b , a bomba garante que a mistura seja perfeita, realizada antes da medição do pH_3 .

Para a modelagem do processo, calcula-se o volume V_d do sistema de neutralização como sendo a soma volumétrica de todos os dutos entre os pontos a e b , inclusive da bomba. O volume real é $V_d = 474,71 L$. Com o intuito de obter uma representação química da mistura, o sistema carbônico, apresentado por Alvarez et al. (2001), é determinado de maneira análoga para a mistura real do caldo (SO_2 , $Ca(OH)_2$ e caldo de cana). Dessa maneira, considera-se que o caldo sulfitado é formado por três correntes: uma de caldo neutro, uma de ácido forte (HNO_3) e outra de bicarbonato de sódio ($NaHCO_3$). Este sistema equivalente é ilustrado na Fig. 2.5.

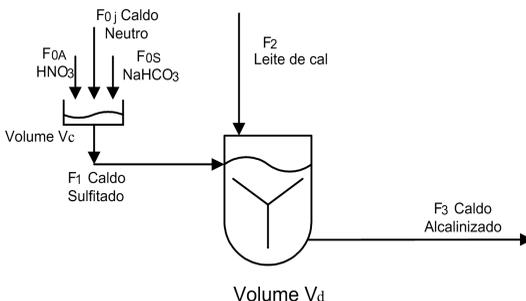


Fig. 2.5: sistema equivalente

Assume-se que existe um recipiente hipotético de mistura, cujo vo-

lume V_c é considerado desprezível, onde se forma o caldo sulfitado. Ademais, não é necessário conhecer as características de cada corrente de entrada no recipiente hipotético, sendo importantes, portanto, somente as características do caldo sulfitado que se forma. Para o modelo, supõe-se que:

1. O caldo contém um ácido forte HNO_3 que traz uma parte principal dos íons H^+ e um sal de ácido fraco $NaHCO_3$ que traz o último ânion CO_3^{--} . Este é o sistema carbônico;
2. as duas constantes de dissociação do sistema, K_{a1} e K_{a2} , serão iguais às do ácido carbônico. Se for necessário, uma delas poderá ser ajustada para que o modelo represente mais fielmente o comportamento real do caldo de cana;
3. todas as reações químicas serão modeladas com base na aproximação por invariantes de reação. Tal aproximação define dois invariantes para seguir a reação. O primeiro invariante refere-se à eletroneutralidade da solução, pelo qual se faz o balanço de todas as espécies com carga na corrente i :

$$W_{ai} = [H^+]_i - [OH^-]_i - [HCO_3^-]_i - 2 \cdot [CO_3^{--}]_i.$$

Para o segundo invariante, faz-se o balanço da concentração do último ânion. Neste caso, o CO_3^{--} na corrente i :

$$W_{bi} = [H_2CO_3]_i + [HCO_3^-]_i + [CO_3^{--}]_i;$$

4. para qualquer corrente em que se conheça seu pH e o valor de W_{bi} , é possível calcular o invariante W_{ai} com:

$$W_{ai} = W_{bi} \cdot G(pH_i, K_{a1}, K_{a2}) + F(pH_i),$$

em que:

$$G(pH_i, K_{a1}, K_{a2}) = -\frac{1 + 2 \cdot 10^{(pH_i - pK_{a2})}}{1 + 10^{(pK_{a1} - pH_i)} + 10^{(pH_i - pK_{a2})}}, \quad (2.1)$$

$$F(pH_i) = 10^{-pH_i} - 10^{(pH_i - 14)},$$

$$\text{e } pK_{ai} = -\text{Log}(K_{ai}).$$

Organizando as equações de forma que permitam calcular W_{ai} a partir de W_{bi} e do pH_i , os invariantes de reação a considerar em cada corrente i terão a seguinte forma e valor para cada uma das correntes:

Corrente 1, caldo sulfitado:

$$W_{b1} = [H_2A]_1 + [HA^-]_1 + [A^{--}]_1$$

$$W_{b1} = [Ácido]_1 + [SalÁcido]_1$$

Este valor de W_{b1} deve ser identificado utilizando os dados experimentais. Logo, com esse valor e o pH dessa corrente que também é uma medição real, pode-se calcular o primeiro invariante:

$$W_{a1} = [H^+]_1 - [OH^-]_1 - [HA^-]_1 - 2 \cdot [A^{--}]_1$$

$$W_{a1} = W_{b1} \cdot G(pH_1, K_{a1}, K_{a2}) + F(pH_1)$$

Corrente 2, leite de cal. Solução 9^o *Baumé* de $Ca(OH)_2$ em água, formada a partir de cal para engenhos com 90% em peso de $Ca(OH)_2$:

$$W_{b2} = [H_2A]_2 + [HA^-]_2 + [A^{--}]_2$$

$$W_{b2} = [Ácido]_2 + [SalÁcido]_2 = 0 + 0$$

$$W_{a2} = [H^+]_2 - [OH^-]_2 - [HA^-]_2 - 2 \cdot [A^{--}]_2$$

$$W_{a2} = 0 \cdot G(pH_2, K_{a1}, K_{a2}) + F(pH_2)$$

$$W_{a2} = 10^{-pH_2} - 10^{(pH_2-14)}$$

que é calculado em função do pH do leite de cal, cujo valor constante é adquirido em laboratório ($pH_2 = 12,53$). Consequentemente, essa corrente está totalmente identificada.

Corrente 3, caldo alcalinizado. Corrente de interesse para a medição de pH :

$$W_{b3} = [H_2A]_3 + [HA^-]_3 + [A^{--}]_3$$

$$W_{b3} = [Ácido]_3 + [SalÁcido]_3$$

Para conhecer este valor, medem-se os dados do pH real do caldo alcalinizado e estima-se um valor inicial de W_{b3} .

Conhecendo o valor de W_{b3} , calcula-se o primeiro invariante segundo:

$$W_{a3} = [H^+]_3 - [OH^-]_3 - [HA^-]_3 - 2 \cdot [A^{--}]_3$$

$$W_{a3} = W_{b3} \cdot G(pH_3, K_{a1}, K_{a2}) + F(pH_3)$$

As equações do modelo a partir dos balanços do sistema para cada um dos invariantes de reação, considerando os números das correntes indicados

na Fig. 2.5 e uma mistura perfeita com volume constante V_d , são:

$$\frac{d(V_d \cdot W_{a3})}{dt} = V_d \frac{dW_{a3}}{dt} = F_1 \cdot W_{a1} + F_2 \cdot W_{a2} - F_3 \cdot W_{a3} \quad (2.2)$$

$$\frac{d(V_d \cdot W_{b3})}{dt} = V_d \frac{dW_{b3}}{dt} = F_1 \cdot W_{b1} + F_2 \cdot W_{b2} - F_3 \cdot W_{b3} \quad (2.3)$$

Porém, como há conservação de massa no sistema, tem-se $F_3 = F_1 + F_2$. Então:

$$\frac{dW_{a3}}{dt} = \frac{F_1}{V_d}(W_{a1} - W_{a3}) + \frac{F_2}{V_d}(W_{a2} - W_{a3}) \quad (2.4)$$

$$\frac{dW_{b3}}{dt} = \frac{F_1}{V_d}(W_{b1} - W_{b3}) + \frac{F_2}{V_d}(W_{b2} - W_{b3}) \quad (2.5)$$

Dessa forma, é possível expressar o modelo em espaço de estados, no qual $u = F_2$, $x_1 = W_{a3}$ e $x_2 = W_{b3}$:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{F_1}{V_d}(W_{a1} - x_1) \\ \frac{F_1}{V_d}(W_{b1} - x_2) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{(W_{a2} - x_1)}{V_d} \\ \frac{(W_{b2} - x_2)}{V_d} \end{bmatrix} u \quad (2.6)$$

A equação de saída do modelo, que calcula o pH_3 de maneira implícita, é:

$$\begin{aligned} 0 = & -[H^+]^4 + (x_1 - K_{a1}) \cdot [H^+]^3 + (x_1 \cdot K_{a1} + x_2 \cdot K_{a1} + K_W \\ & - K_{a1} \cdot K_{a2}) \cdot [H^+]^2 + (x_1 \cdot K_{a1} \cdot K_{a2} + 2 \cdot x_2 \cdot K_{a1} \cdot K_{a2} \\ & + K_{a1} \cdot K_W) \cdot [H^+] + K_{a1} \cdot K_{a2} \cdot K_W, \end{aligned}$$

na qual K_W é a constante de dissociação da água.

Ou então, pode-se recorrer às manipulações algébricas apresentadas por Henson & Seborg (1994):

$$\dot{y} = -c_y^{-1}(x,y)c_x(y)[f(x) + g(x)u]$$

$$y = pH_3$$

em que:

$$c_x(y) = \left[1 \frac{1+2 \cdot 10^y - pK_2}{1+10^{pK_1-y}+10^{y-pK_2}} \right]$$

$$c_y(x,y) = \ln 10 \left[10^{y-14} + 10^{-y} + x_2 \frac{10^{pK_1-y}+10^{y-pK_2}+4(10^{pK_1-y})(10^{y-pK_2})}{(1+10^{pK_1-y}+10^{y-pK_2})^2} \right]$$

Para o modelo, sugere-se provar que o sistema carbônico ($H_2CO_3 + HNO_3$) pode representar os fenômenos de neutralização próprios do caldo de cana, nos quais suas constantes são $K_{a1} = 4,47 \cdot 10^{-7}$ e $K_{a2} = 5,62 \cdot 10^{-11}$. Caso o sistema carbônico não funcione bem, trabalhar-se-á com um ácido hipotético H_2A , com o qual se deve identificar W_{b1} , pK_{a1} e pK_{a2} a partir dos dados experimentais. Como se requer um valor inicial do segundo invariante da corrente de saída (caldo alcalinizado) e é um valor que deve ser estimado, pode-se recorrer ao balanço do segundo invariante considerando que seu valor na corrente de leite de cal é zero, com o qual se chega a:

$$V_d \frac{dW_{b3}}{dt} = F_1 \cdot W_{b1} - F_3 \cdot W_{b3}$$

que, em estado estacionário ($V_d \frac{dW_{b3}}{dt} = 0$), permite a seguinte relação entre os segundos invariantes da corrente de caldo alcalinizado:

$$F_1 \cdot W_{b1} = F_3 \cdot W_{b3} \Rightarrow W_{b3} = \frac{F_1}{F_3} \cdot W_{b1};$$

e a equação para o segundo invariante na corrente de caldo de saída será:

$$W_{b3} = [H_2A]_3 + [HA^-]_3 + [A^{--}]_3,$$

com o qual o primeiro invariante se calcula como:

$$W_{a3} = \frac{F_1}{F_3} \cdot W_{b1} \cdot G(pH_3, K_{a1}, K_{a2}) + F(pH_3).$$

Ou seja, como se tem disponíveis as vazões F_1 e F_3 ; e o valor do pH_3 , os pontos iniciais correspondentes aos invariantes da corrente do caldo são calculados a partir de uma estimativa dos valores de W_{b1} , K_{a1} e K_{a2} . Para o ajuste desses parâmetros, observou-se o comportamento do pH do efluente do trecho escolhido para a modelagem. Aplicando o par dos invariantes iniciais calculados, comparou-se com o trecho real de forma que obtivesse um erro mínimo entre o modelo e o processo.

2.2.1.2 Validação do modelo

Para a validação do modelo, inicialmente, foi necessário realizar diversos ensaios sobre o processo em modo de controle manual. O processo era operado em uma região próxima de um ponto de operação preestabelecido, em que o seu comportamento dinâmico era analisado mediante a variação de vazão de uma das correntes. No entanto, essa operação estava sujeita a al-

gumas restrições. Como existem outras unidades de produção acopladas ao sistema, nem sempre era possível obter as vazões desejadas das substâncias. Além disso, o controle de pH é uma etapa muito importante no tratamento do caldo e como tal, foi necessário respeitar alguns procedimentos da usina, não operando durante muito tempo em uma faixa prejudicial ao processo.

O pH aproximadamente neutro era mantido numa região que correspondia às seguintes vazões¹:

$$1650 \leq \bar{u}_1(t) \leq 1680 \text{ gpm}$$

$$19,6 \leq \bar{u}_2(t) \leq 21,1 \text{ gpm}$$

na qual u_1 e u_2 são as vazões do caldo sulfitado e do leite de cal, respectivamente.

Nas Figs. 2.6 e 2.7, é mostrada a variação do pH_3 de acordo com as vazões do leite de cal e do caldo. Nota-se que no primeiro dia, variou-se apenas a vazão de caldo. A leitura da vazão do leite de cal apresentou muito pouco ruído, pois era feita diretamente por um sensor. Já a vazão do caldo foi calculada mediante o balanço de massa em função da vazão medida do efluente ("sensor virtual"), apresentando ruído de maior amplitude. No segundo dia, os ensaios ocorreram durante um tempo maior e variou-se a vazão das duas substâncias.

Em ambos os dias, quando os experimentos foram interrompidos, o sistema de controle foi reativado em modo automático e a vazão do leite de cal apresentou uma oscilação inconveniente para o sistema. Esses eventos podem ser verificados entre $t = 87 \text{ min}$ e $t = 95 \text{ min}$ do primeiro dia e entre $t = 260 \text{ min}$ e $t = 290 \text{ min}$ do segundo dia. Porém, foi constatado que esse problema era causado pela conversão do sinal de controle para o inversor de frequência que estava sendo feita de maneira equivocada. Dessa forma, foi identificada e implementada uma nova relação de conversão, solucionando o problema. Vale notar que os experimentos do segundo dia foram divididos em duas etapas. Ou seja, após a variação da vazão de caldo, o controlador foi reativado em modo automático para que o processo voltasse ao ponto de operação. Por sua vez, em $t = 378 \text{ min}$, o controlador foi selecionado em modo manual para as variações de vazão de leite de cal.

Com os dados memorizados no sistema *Supervisory Control and Data Acquisition* (SCADA) da usina, foram selecionados três longos períodos diferentes dos utilizados na identificação, contendo os valores do pH e suas

¹Para a identificação do modelo, foi respeitada a unidade de medida (gpm - galões por minuto) usada naquele país. Porém, na continuação deste trabalho, a unidade de medida de volume será m^3 e de tempo será h (hora), já que a fermentação é um processo muito lento em escala industrial.

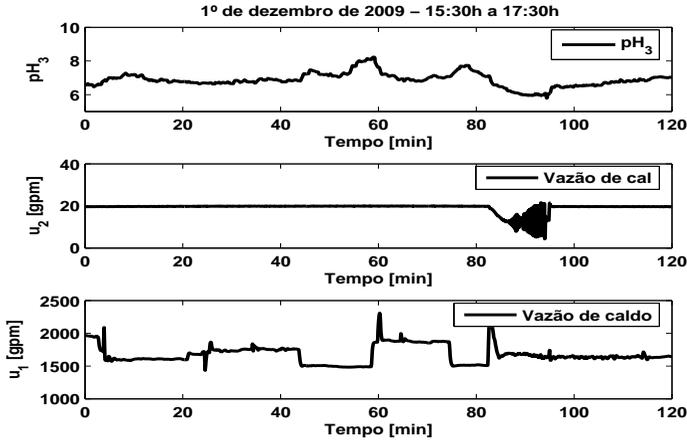


Fig. 2.6: dinâmicas do processo real - 1º dia

respectivas vazões, tanto do leite de cal quanto do caldo. Os parâmetros identificados do modelo químico encontram-se na Tabela 2.1. Desse modo, aplicaram-se os mesmos sinais de entrada do processo no modelo. Para efeito de comparação, foi calculado o Erro Percentual Médio Absoluto (EPMA) para cada trecho como:

$$EPMA = \frac{1}{N} \sum_{k=1}^N \left[\left| \frac{y_r(k) - y_m(k)}{y_r(k)} \right| \cdot 100 \right]; \quad (2.7)$$

e também foi avaliado o Desvio Padrão Relativo (RSD) de acordo com a seguinte equação:

$$RSD(\%) = \sqrt{\frac{\sum_{k=1}^N (y_r(k) - y_m(k))^2}{N - 1}} \cdot \frac{100}{\bar{y}}, \quad (2.8)$$

em que $y_r(k)$ é a saída real, $y_m(k)$ é a saída do modelo, \bar{y} é valor médio do sinal medido e N é o número de amostras. Os erros absolutos percentuais de cada ensaio são mostrados na Fig. 2.14.

Na primeira validação, os sinais de entrada são mostrados na Fig. 2.8 e a resposta produzida pelo modelo e a dinâmica do processo real são ilustradas na Fig. 2.9. O erro percentual médio absoluto e o desvio padrão relativo são,

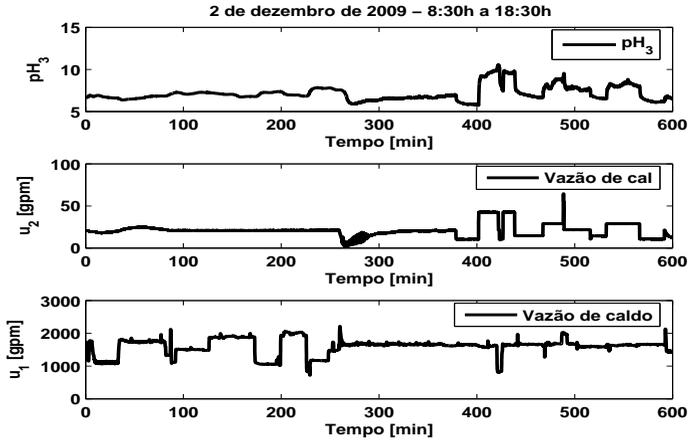


Fig. 2.7: dinâmicas do processo real - 2º dia

$pK a_1$	=	6,6869
$pK a_2$	=	8,9950
Wb_1	=	$5,8250 \cdot 10^{-4}$
pH_1	=	4,45

Tabela 2.1: parâmetros identificados

respectivamente:

$$EPMA_1 = 3,79\%, \quad RSD = 5,32\%.$$

A segunda validação correnponde às Figs. 2.10 e 2.11; e seus erro e desvio calculados são:

$$EPMA_2 = 4,85\%, \quad RSD = 5,64\%.$$

Por fim, a terceira validação é ilustrada pelas Figs. 2.12 e 2.13, cujos índices calculados são:

$$EPMA_3 = 4,52\%, \quad RSD = 6,52\%.$$

Do ponto de vista de engenharia de bioprocessos, desvios abaixo de 10% são considerados aceitáveis para predições dos sistemas (Atala et al. 2001). Porém, os índices de erros apresentados estão relacionados com as diferenças de ganhos estáticos entre o modelo e o processo, não indicando de modo

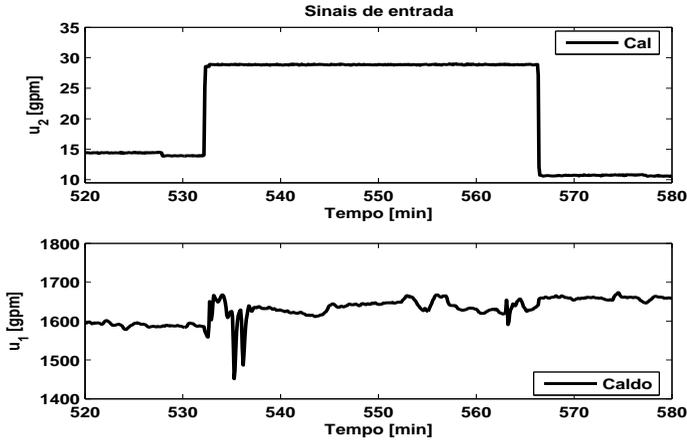


Fig. 2.8: validação 1. Sinais de entrada

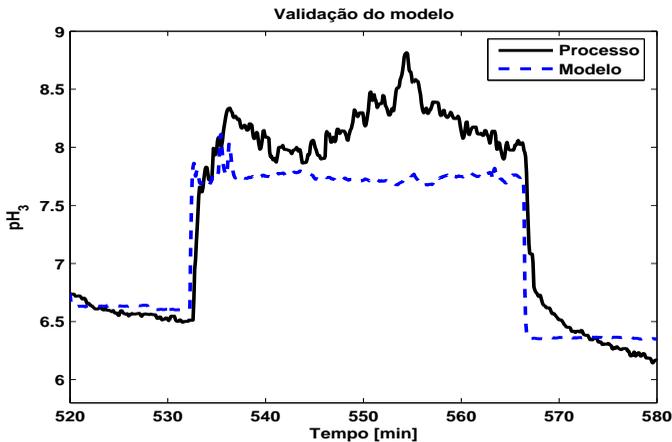


Fig. 2.9: validação 1. Processo e modelo

satisfatório a qualidade da dinâmica obtida, o que é importante para projetos de controle. Dessa maneira, pode-se esperar um pior desempenho para os casos em que forem consideradas maiores variações no caldo, dado o longo desvio entre $t = 175 \text{ min}$ e $t = 196 \text{ min}$ da terceira validação mostrada na Fig. 2.14.

Entretanto, ainda que os erros percentuais tenham atingido alguns picos acima dos 15%, seus valores permanecem pequenos durante a primeira

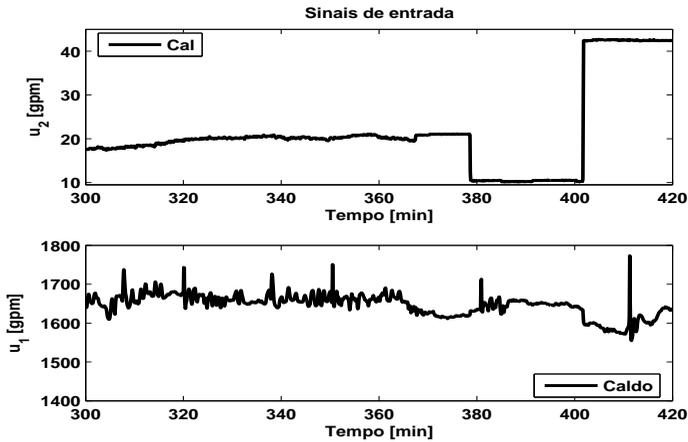


Fig. 2.10: validação 2. Sinais de entrada

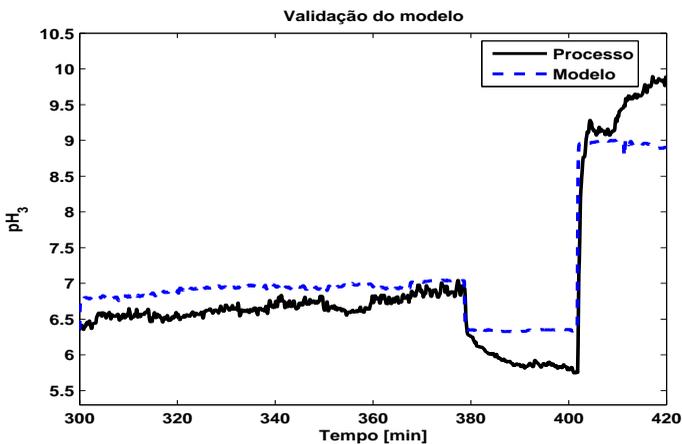


Fig. 2.11: validação 2. Processo e modelo

e segunda validações, caracterizando um modelo puramente fenomenológico que representa qualitativamente bem o processo real para menores variações no caldo. Nota-se que boa parte dos erros pode ser atribuída aos ganhos, pois as dinâmicas são parecidas durante um longo tempo. É importante salientar que a dinâmica do pH responde por um processo de reação química, tornando sua modelagem bastante complexa. Sua natureza é bastante variável, ou seja, a depender do período selecionado para a validação, em um mesmo ponto

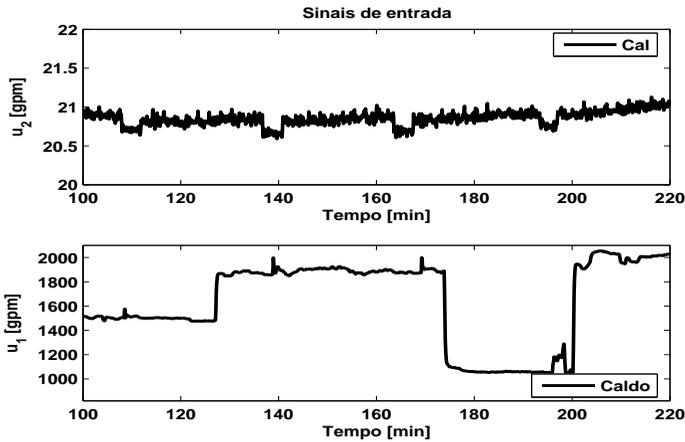


Fig. 2.12: validação 3. Sinais de entrada

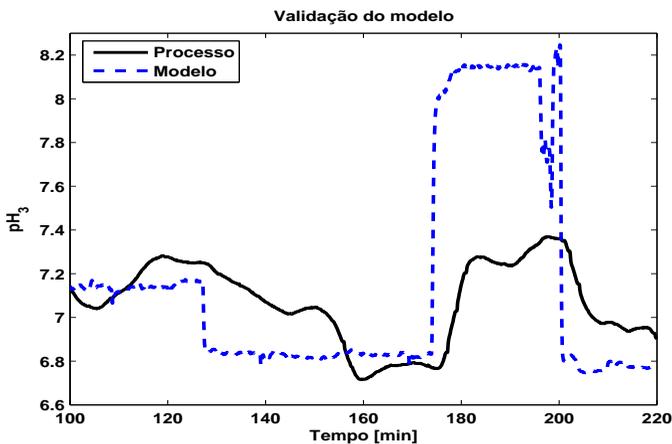


Fig. 2.13: validação 3. Processo e modelo

de operação, o modelo pode apresentar erros diferentes. Os valores iniciais estimados dos invariantes no efluente podem comprometer o resultado final na modelagem de pH . O sistema é distinguido por ser muito sensível às perturbações que podem ocorrer, tais como variações nas vazões, nas concentrações e na cinética das reações. Isso ocasiona uma não linearidade acentuada e difícil de ser tratada. Além disso, embora se tenha feito a calibragem dos sensores, trata-se de um processo em escala industrial, cujos erros de medição

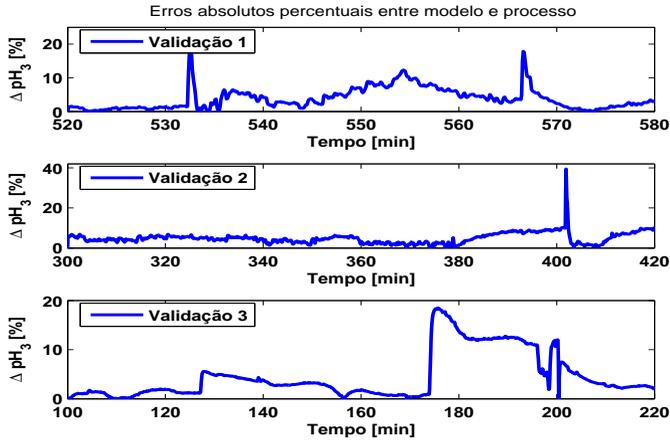


Fig. 2.14: erros calculados em todos os pontos

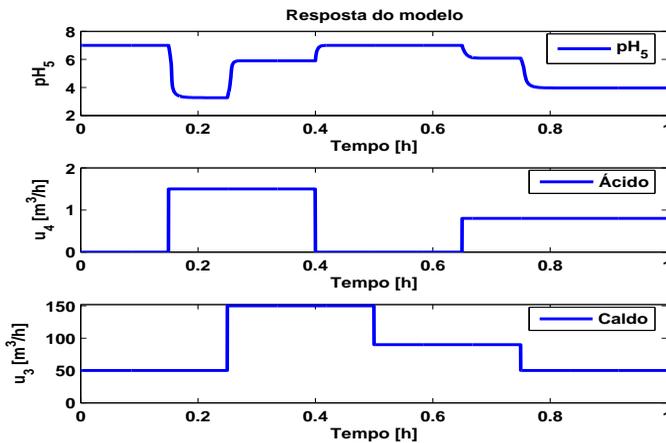


Fig. 2.15: resposta do modelo

e ruídos são bastante notórios.

Por outro lado, a precisão do modelo pode ser melhorada se um conhecimento real sobre a química do caldo de cana e das soluções básicas estiver disponível. Tal conhecimento pode ser obtido a partir de testes de laboratório, mas na aplicação real de controle de pH , as variações de produtos químicos durante o funcionamento do processo inviabilizam essa situação. Portanto, o melhor modelo é obtido fixando as condições químicas iniciais do caldo e

do álcali mais próximas o quanto for possível da situação real, fazendo com que os invariantes de reação evoluam durante o processo, sem grandes diferenças das condições químicas reais (Alvarez et al. 2001). Ademais, como o modelo químico é obtido por meio de equações fenomenológicas, é possível melhorá-lo e ainda adaptá-lo para cada caso particular sem a necessidade de novas operações no processo.

O controle de pH da *Ingenio La Unión* consiste em um processo de neutralização para a produção de açúcar. Em usinas que fabricam também o etanol, é necessário uma nova correção do pH . Como o caldo alcalinizado chega na unidade com $pH_3 = 7$ e a fermentação deve ocorrer em um meio com pH inferior, utiliza-se a vazão de uma substância ácida (neste modelo, considera-se $pH_4 = 1,5$) como variável manipulada para que o pH_6 no reator permaneça com um valor ideal. A estrutura de controle e os demais parâmetros continuam os mesmos dos definidos na calagem, ressaltando-se que essa adaptação não interfere na abordagem conceitual deste trabalho. Vale lembrar que a substância ácida é adicionada no duto que alimenta o reator. Na Fig. 2.15 é mostrada a resposta do modelo final para diversas vazões aplicadas na sua entrada. Quanto maior for o fluxo de massa do caldo alcalinizado, observa-se a necessidade de aumentar a vazão do ácido para alterar o pH_5 da mistura, isto é, do mosto.

2.2.2 Trocador de Calor

O trocador de calor é uma parte do equipamento térmico que permite a transmissão de calor entre dois fluidos com temperaturas diferentes nas câmaras adjacentes. Sua implantação no sistema é necessária para manter o processo da fermentação em temperaturas desejadas.

O número de parâmetros e a dinâmica não linear do trocador de calor tornam sua modelagem complexa. Iniciando pelo modelo contínuo e não linear, uma representação em espaço de estados será obtida utilizando a técnica "*Direct Lumping of the Process*" (Xia et al. 1991, Bonivento et al. 2001). Basicamente, este método subdivide a superfície de troca de calor em seções Δx , isto é, o vetor de estados é definido pela temperatura das seções (ver Fig. 2.16).

Assumindo que a velocidade dos fluidos através do trocador de calor é constante e desprezando os efeitos do metal entre as seções, os balanços de massa e energia podem ser calculados aplicando o Princípio de Conservação de Energia para todos os compartimentos (para o tempo t , no ponto x), resultando em:

$$\frac{\partial}{\partial t}(Mc_p T) = \dot{m}c_p(T_{x-\Delta x} - T_x) - UA\Delta T \quad (2.9)$$

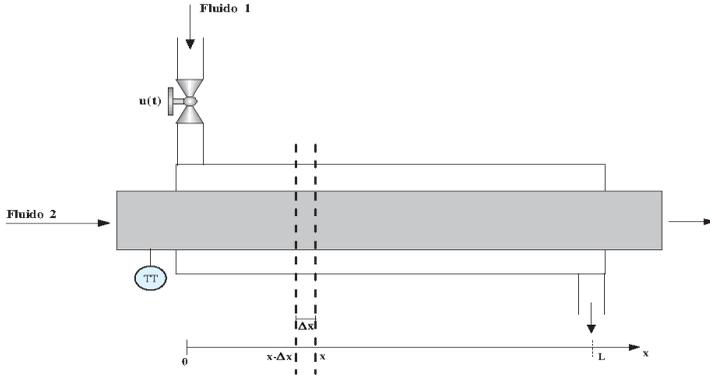


Fig. 2.16: trocador de calor

em que $M = a\Delta x\rho$ é a massa do compartimento; $\dot{m} = av\rho$ é a vazão mássica e a é a seção da câmara por onde o fluido escoar. ρ é a densidade do fluido; c_p é o seu calor específico; T é a sua temperatura e v é a sua velocidade. ΔT é a diferença de temperatura entre os fluidos²; t é o tempo; Δx é a distância incremental entre as seções; A é a superfície do espaço incluído no compartimento considerado e U é o coeficiente global de transferência de calor.

O trocador de calor é dividido em N_c compartimentos. Então, o modelo do sistema refere-se ao vetor de estados T , representando a temperatura de cada compartimento. Este vetor pode ser subdividido em duas partes, calculando a temperatura de cada fluido:

$$T = [T_{r,1}, T_{r,2}, T_{r,3}, \dots, T_{r,N_c} \quad T_{f,1}, T_{f,2}, T_{f,3}, \dots, T_{f,N_c}]^T$$

em que $T_{r,j}$ e $T_{f,j}$ são as temperaturas dos fluidos adjacentes no j -ésimo ponto, com $j = 0, 1, \dots, N_c$. $T_{r,0}$ e $T_{f,0}$ são consideradas como parte das entradas. Dessa maneira, o seguinte sistema de ordem $2N_c$ pode ser obtido:

$$\begin{cases} M_r c_{pr} \frac{dT_{r,j}(t)}{dt} = \dot{m}_r(t) c_{pr} [T_{r,j-1}(t) - T_{r,j}(t)] - UA\Delta T_{rf,j}(t) \\ M_f c_{pf} \frac{dT_{f,j}(t)}{dt} = \dot{m}_f(t) c_{pf} [T_{f,j-1}(t) - T_{f,j}(t)] - UA\Delta T_{fr,j}(t) \end{cases} \quad (2.10)$$

Para validação do modelo, alguns experimentos (com $N_c = 10$) foram realizados sobre o trocador a placas 020 *Plus* mostrado na Fig. 2.17, fabricado pela *Cipriani Scambiatori* e instalado no edifício *Centro de Investigación de*

² $\Delta T_{rf,j} = T_{r,j} - T_{f,j}$ e $\Delta T_{fr} = T_{f,j} - T_{r,j}$



Fig. 2.17: trocador a placas 020 Plus

la *Energía solar* (CIESOL) da Universidade de Almería, dos quais foram identificados seus parâmetros:

$$\begin{aligned}
 U &= 850 \text{ W}/(\text{K} \cdot \text{m}^2) & a_r &= a_f = 3,8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \\
 \Delta x &= 0,1 \text{ m} & \rho_r &= \rho_f = 1000 \text{ kg}/\text{m}^3 \\
 A &= 1,53 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2 & c_{pr} &= c_{pf} = 4,187 \text{ kJ}/(\text{K} \cdot \text{kg})
 \end{aligned}$$

Os testes foram executados utilizando água como fluidos. Na Fig. 2.18, são mostradas as vazões mássicas (\dot{m}_r e \dot{m}_f) e suas temperaturas de entrada ($T_{r,0}$ e $T_{f,0}$). As dinâmicas das temperaturas de saída do modelo e do processo são apresentadas na Fig. 2.19, ao passo que na Fig. 2.20 encontram-se os erros de modelagem. Evidentemente, o modelo proposto sugere uma estrutura de equações que produz respostas equivalentes às saídas de um trocador real, independentemente do tipo do equipamento. Embora seja possível um desenvolvimento teórico mais detalhado, o qual é considerado, inclusive, os sentidos das correntes mássicas; uma abordagem com essa complexidade não é necessária, pois no campo da engenharia de controle, modelos que fornecem dinâmicas e ganhos com erros aceitáveis são suficientes. Para projetos industriais, o modelo representa satisfatoriamente o processo, uma vez que o comportamento dinâmico das variáveis é bastante parecido e que boa parte das pequenas diferenças é atribuída aos ganhos. Os erros percentuais e desvios de ambas as temperaturas são determinados em função das Eqs. 2.7 e 2.8:

$$EPMA_{T_r} = 2,03\%, \quad EPMA_{T_f} = 2,74\%.$$

$$RSD_{T_r} = 2,60\%, \quad RSD_{T_f} = 3,87\%.$$

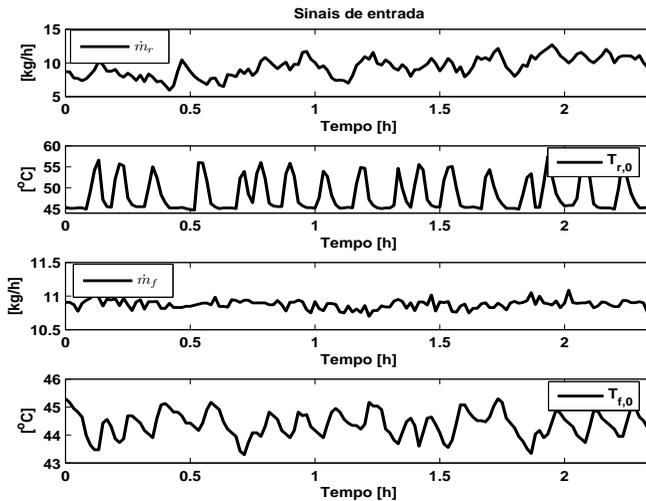


Fig. 2.18: validação. Sinais de entrada

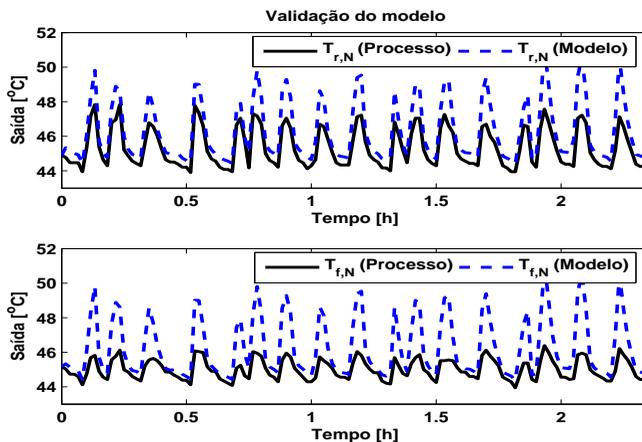


Fig. 2.19: validação. Processo e modelo

Em uma situação real, o ganho estático do trocador de calor varia em função das temperaturas de entrada dos fluidos. Esse importante comportamento é verificado no modelo apresentado. Nota-se que mesmo quando há

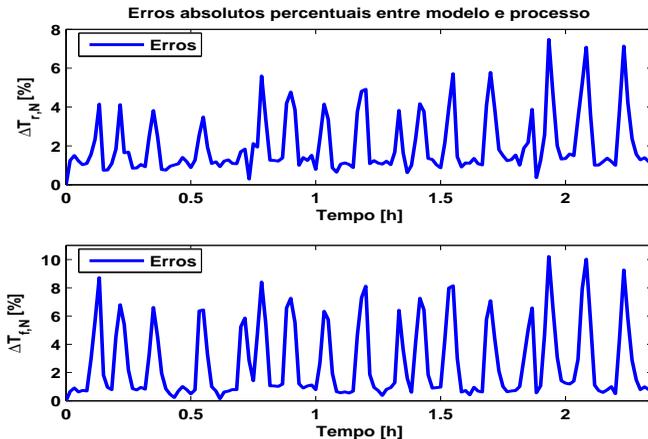


Fig. 2.20: erros calculados em todos os pontos

pouca variação nas vazões, a dinâmica da temperatura de um fluido afeta a temperatura de saída do outro.

Entretanto, vale lembrar que para as aplicações das estratégias proposta neste trabalho, um dos fluidos será o vinho produzido durante a fermentação. Desse modo, baseado nos dados obtidos na usina Cerradinho, o trocador foi dimensionado para resfriar um reator com capacidade volumétrica de 1000 m^3 e o sistema foi configurado inicialmente da seguinte maneira: a temperatura da água na entrada será constante e o vinho oriundo do reator entrará no trocador de calor a uma taxa constante de fluxo de massa dada por $\dot{m}_r = 10^6 \text{ kg/h}$. A vazão de água $\dot{m}_f = 10^6 \cdot u(t) \text{ (kg/h)}$, regulada por $u(t) \in [0,1]$, será utilizada como variável manipulada para controlar a temperatura do vinho.

2.2.3 Reator

A modelagem matemática da fermentação alcoólica foi realizada baseando-se nas equações de balanço de massa com as correspondentes taxas cinéticas da célula, substrato e produto; assim como balanço global de energia para o processo do tipo batelada alimentada industrial. Os parâmetros usados a seguir foram descritos como funções da temperatura por Atala et al. (2001), cujos valores são dados na Tabela 2.2, considerando uma alimentação estéril, isto é, com uma concentração de biomassa nula. Essas expressões foram determinadas para temperaturas que variam entre 28 a $40 \text{ }^\circ\text{C}$, utilizando a levedura industrial *Saccharomyces cerevisiae* e melão de cana como substrato.

Porém, os resultados podem ser extrapolados para outros fermentadores.

Dessa forma, supondo que as densidades do mosto e do vinho são aproximadamente iguais e omitindo a variável t para facilitar a escrita das equações, a variação do volume durante o processo fermentativo é descrita como:

$$\frac{dV}{dt} = F_5 \quad (2.11)$$

em que F_5 (m^3/h) é a taxa de vazão volumétrica de mosto na entrada do reator.

A taxa de crescimento celular é definida como segue:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - \frac{F_5}{V} X - K_d X, \quad (2.12)$$

na qual μ (h^{-1}) é a velocidade específica de crescimento celular e $K_d = K_{dT} e^{(K_{dP} P)}$ (h^{-1}) é o coeficiente de morte celular global (ver Tabela 2.2). O fator F_5/V (h^{-1}) é devido à diluição, visto que a alimentação ocorre durante o processo.

O consumo do substrato é modelado de acordo com a seguinte equação:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{F_5}{V} (S_i - S) - \mu \frac{X}{Y_{X/S}} - m_X X \quad (2.13)$$

em que $S_i = 200 \text{ kg}/m^3$ é a concentração de substrato na alimentação, $Y_{X/S}$ (kg/kg) é o fator de rendimento da biomassa pelo substrato consumido e $m_X = 0,2 \text{ kg}/(kg \cdot h)$ é o coeficiente de manutenção celular.

A formação do produto, etanol, é escrita de acordo com a seguinte equação:

$$\frac{dP}{dt} = Y_{P/X} \mu X + m_P X - \frac{F_5}{V} P, \quad (2.14)$$

na qual $Y_{P/X}$ (kg/kg) representa o fator de rendimento do produto pelo crescimento celular e $m_P = 0,1 \text{ kg}/(kg \cdot h)$ é a produção de etanol associada ao crescimento celular.

A concentração de biomassa morta dentro do reator é calculada como:

$$\frac{dX_d}{dt} = K_d X - \frac{F_5}{V} X_d. \quad (2.15)$$

A partir do balanço de energia do sistema, a variação da temperatura

da fermentação durante o processo é descrita como:

$$\frac{dT_{r,0}}{dt} = \frac{F_5}{V} (T_i - T_{r,0}) + \frac{\dot{m}_r(t)}{\rho_r V} (T_{r,N} - T_{r,0}) + \frac{\mu X}{Y_{X/S}} \frac{\Delta H_S}{\rho_r C_{pr}} + \frac{m_X X \Delta H_S}{\rho_r C_{pr}} \quad (2.16)$$

em que \dot{m}_r é a vazão do vinho que passa através do trocador de calor, ΔH_S é o calor liberado durante a fermentação, cujo valor é 151 kcal por quilograma de substrato consumido e $T_i = 28^\circ C$ é a temperatura da alimentação.

Diferentes modelos têm sido propostos para representar a taxa cinética da fermentação alcoólica. A equação seguinte é resultado do termo de redução pelo pH adicionado à expressão proposta por Atala et al. (2001). A velocidade específica de crescimento μ é calculada em função do limite da concentração do substrato, dos efeitos inibitórios das concentrações da célula, substrato e produto; e em função da constante de redução pelo pH_6 do reator $\Lambda(pH_6)$. Assim, tem-se:

$$\mu = \frac{\mu'_{max}}{\Lambda(pH_6)} \frac{S}{K_s + S} e^{-K_i S} \left(1 - \frac{P}{P_{max}}\right) \left(1 - \frac{X + X_d}{X_{max}}\right)^{1,5} \quad (2.17)$$

em que $\mu'_{max}=1,2 \cdot \mu_{max} (h^{-1})$ é o máximo crescimento específico, $K_s = 1,6 \text{ kg}/m^3$ é a constante de saturação pelo substrato, $K_i (kg/m^3)$ é a constante de inibição pelo substrato, $P_{max} (kg/m^3)$ e $X_{max} (kg/m^3)$ são, respectivamente, a concentração do produto e concentração da biomassa quando o crescimento celular cessa.

Embora a dependência entre a atividade celular e o pH não possa ser explicada por uma expressão matemática, é encontrado na literatura um ajuste adequado para muitos microorganismos (Nielsen & Villadsen 1994). Neste trabalho, $\Lambda(pH_6)$ é calculada para que o $pH_6 < 4,5$ ou $pH_6 > 5,3$ diminua o crescimento das células, de acordo com a seguinte função:

$$\Lambda(pH_6) = k_3 \cdot \left(1 + \frac{k_1}{10^{-pH_6}} + \frac{10^{-pH_6}}{k_2}\right) \quad (2.18)$$

em que $k_1 = 10^{-5,3}$, $k_2 = 10^{-4,5}$ e $k_3 = 0,5567$. Essa faixa de operação do pH_6 foi definida com base nos valores de pH normalmente utilizados nas usinas. Na Fig. 2.21 é mostrado o gráfico da função $\Lambda(pH_6)$, cujos pontos variam entre $1 \leq \Lambda(pH_6) \leq 1,2$ dentro da faixa $4,5 \leq pH_6 \leq 5,3$, enquanto fora dela, a função cresce exponencialmente prejudicando a atividade celular.

É muito comum encontrar modelos incompletos de fermentação e na sua grande maioria o estado do pH sendo desprezado. Porém, uma das propostas aqui é a modelagem completa dos sistemas estudados. Como foi de-

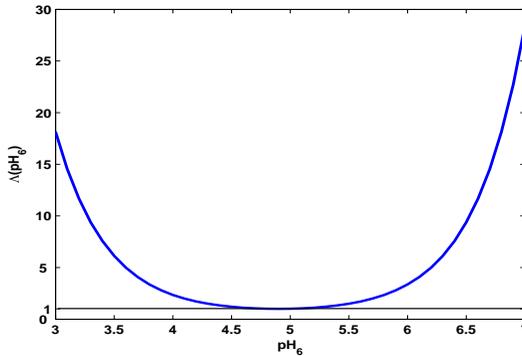
Fig. 2.21: gráfico da função $\Lambda(pH_6)$

Tabela 2.2: parâmetros cinéticos em função da temperatura na fermentação

Parâmetro	Expressão
μ_{max}	$1,57 \exp(-41,47/T_{r,0}) - 1,29 \times 10^4 \exp(-431,4/T_{r,0})$
E_{max}	$-0,4421T_{r,0}^2 + 26,41T_{r,0} - 279,75$
X_{max}	$-0,3279T_{r,0}^2 + 18,484T_{r,0} - 191,06$
$Y_{X/S}$	$2,704 \exp(-0,1225T_{r,0})$
$Y_{P/S}$	$0,6911 \exp(-0,0139T_{r,0})$
$Y_{P/X}$	$0,2556 \exp(0,1086T_{r,0})$
K_i	$1,393 \times 10^{-4} \exp(0,1004T_{r,0})$
K_{dT}	$4 \times 10^{13} \exp\left(\frac{-41947}{1,987(T_{r,0}+273,15)}\right)$
K_{dP}	$7,421 \times 10^{-3} T_{r,0}^2 - 0,4654T_{r,0} + 7,69$

monstrado anteriormente por meio de ensaios industriais, a técnica de invariantes de reação pode descrever o comportamento dinâmico do pH . Desse modo, considera-se o balanço dos invariantes de reação para representar a variação do pH_6 dentro do reator. As equações do modelo para calcular o pH_6 da mistura do reator, baseando-se na ilustração da Fig. 2.2, são:

$$\frac{dW_{a6}}{dt} = \frac{F_5}{V} \cdot (W_{a5} - W_{a6}) \quad (2.19a)$$

$$\frac{dW_{b6}}{dt} = \frac{F_5}{V} \cdot (W_{b5} - W_{b6}) \quad (2.19b)$$

Finalmente, com o modelo desenvolvido, é possível analisar por meio

de simulações as diferentes formas de manipulação do processo.

Para um melhor entendimento da forma como as variáveis afetam o comportamento da fermentação, foi desenvolvido um simulador do processo. Na Fig. 2.22 é ilustrado um exemplo de simulação com uma alimentação do tipo degrau, isto é, a uma vazão constante.

O reator foi alimentado a uma vazão de $75 \text{ m}^3/\text{h}$ durante 8 horas. Porém, o tempo total da fermentação foi de 10 h . Ou seja, parte do processo foi apenas em batelada. Nota-se que em $t = 8 \text{ h}$, há uma queda considerável na concentração do substrato e o pH_6 deixa de se elevar, dado que o mosto possui um valor de pH superior ao da mistura de dentro do reator. Como a temperatura do mosto é 30°C , a alimentação ameniza o aquecimento do reator. Por isso, pode-se observar também um acréscimo na temperatura a partir de $t = 8 \text{ h}$, quando não há alimentação. Neste exemplo, é preenchido um volume de 600 m^3 , obtendo-se um volume total de 900 m^3 ($V_0 = 300 \text{ m}^3$) da dorna a uma concentração de etanol relativamente baixa, devido ao baixo consumo de substrato e ao crescimento de células mortas que estão diretamente relacionados com as condições de operação da fermentação. Os resultados deste simulador foram comparados qualitativamente com dados da usina Cerradinho, mostrando um comportamento bem similar ao do sistema real.

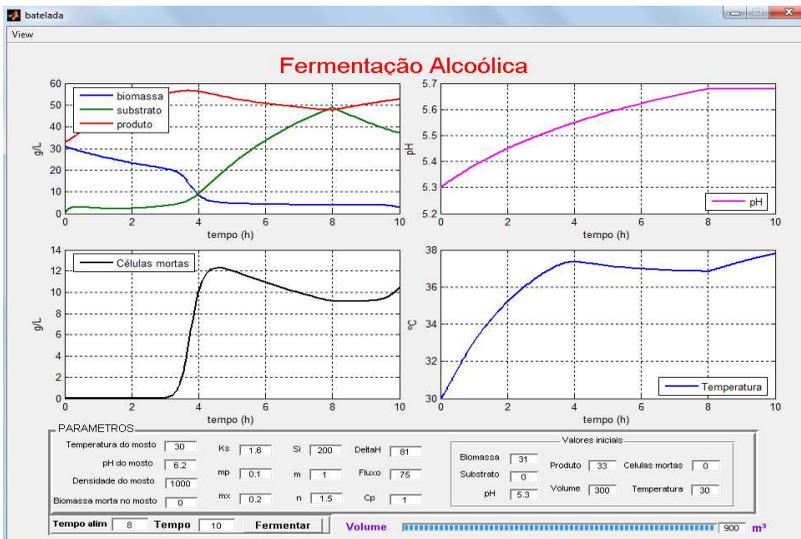


Fig. 2.22: interface principal do simulador da fermentação alcoólica

2.3 Considerações Finais do Capítulo

Nesse capítulo foi apresentada a unidade da fermentação alcoólica cuja configuração é do tipo batelada alimentada. A modelagem do processo foi desenvolvida por meio de equações fenomenológicas, possibilitando a análise de suas principais variáveis. A dinâmica do pH no tratamento do caldo foi representada por um modelo que utiliza a técnica de invariantes de reação, cuja resposta foi comparada à do processo real de uma usina de açúcar com resultados bastante satisfatórios.

O trocador de calor fabricado pela *Cipriani Scambiatori*, necessário para manter a temperatura da fermentação em um valor desejado, foi modelado utilizando a técnica denominada *Direct Lumping of the Process* e validado a partir dos experimentos realizados.

Considerando as aplicações práticas da indústria, as variáveis de decisão para obter ganhos em produtividade são a alimentação do reator, realizada indiretamente pelo controle de nível; temperatura do vinho e pH do mosto, pois essas têm uma importante interferência no comportamento dinâmico da fermentação. É importante lembrar que as usinas brasileiras encontram-se em diversos tamanhos e configurações. Todavia, devido à sua caracterização paramétrica, o modelo dessa unidade pode ser expandido em outras escalas e, portanto, ser utilizado para diferentes estudos de caso. No próximo capítulo, será descrito detalhadamente todo o procedimento de controle adotado neste trabalho.

Capítulo 3

Sistema de Controle da Unidade de Fermentação

O sistema de controle proposto para a fermentação será apresentado neste capítulo. Trata-se de uma estratégia multivariável composta por duas camadas. Na camada superior, são calculados os pontos de operação para maximizar a produção de etanol no reator, enquanto a camada inferior mantém a fermentação na região ótima desejada.

Todo o procedimento de ajuste e implementação do controlador serão explanados. Os resultados serão demonstrados mediante simulações, em que os possíveis ganhos obtidos serão analisados. No entanto, será definida também a condição de energia necessária para o funcionamento correto do sistema.

3.1 Estratégia de Otimização

Otimização é a área da matemática aplicada que calcula e computa os melhores valores de um vetor x para se chegar ao desempenho máximo ou mínimo de uma determinada função $F(x)$, sujeita ou não a restrições algébricas de igualdade e desigualdade, equações diferenciais ordinárias e parciais; e a restrições laterais.

Entretanto, para se aplicar a técnica de otimização, é necessário um modelo matemático que represente satisfatoriamente a realidade do problema a ser avaliado. Seja qual for a área do conhecimento, tal como economia, ad-

ministração, sociologia, biologia, física, química, engenharia ou arquitetura, uma modelagem complexa não é uma tarefa trivial, pois invariavelmente depende de fatores subjetivos como intuição, experiência, criatividade e poder de síntese daquele que a faz.

Na literatura, um considerável número de trabalhos que envolvem temas das Engenharias Bioquímica e Química serviu como ponto de partida aos possíveis meios de aumentar a produtividade dos sistemas tipo batelada. Contudo, com a evolução da tecnologia e dos computadores, destaca-se a aplicação do Controle e Automação como indispensável na Otimização eficiente desses processos. Por isso, nas últimas décadas, muitos pesquisadores têm estudado as configurações dos biorreatores baseadas em estrutura de controles adaptativo, neural, clássico e avançado (Montague et al. 1986, Zhang et al. 1993, Birol et al. 2002, Ramaswamy et al. 2005).

É muito comum encontrar questões isoladas que abordam o comportamento cinético da fermentação. O ideal é interligar as soluções relacionadas à principal finalidade que é a alta produção, com mínimas perdas de energia e matéria prima.

Estudos têm mostrado que há uma temperatura ideal para a manutenção da viabilidade celular, reduzindo a produção de glicerol e aumentando a eficiência do processo. Atala et al. (2001) desenvolveram e validaram um modelo da fermentação alcoólica em escala de bancada, considerando os efeitos da temperatura. Os dados experimentais indicaram que o processo sofre uma forte influência sob a temperatura e a maior produtividade de etanol foi obtida entre 28 e 31°C.

Uma análise de como obter a produção desejada em um biorreator a um intervalo de tempo menor é encontrada no trabalho de Cacik et al. (2001). A estratégia utilizada é a determinação das temperaturas ótimas durante o processo e, com base nas simulações executadas, nota-se também uma economia de energia no uso do agitador e do equipamento térmico.

Magazoni et al. (2009) propuseram um equipamento alternativo no sistema de resfriamento de uma usina produtora de álcool e açúcar. Por meio de simulações, concluiu-se que o *chiller*¹ por absorção propiciava um decréscimo de 1°C nos fermentadores. Para o modelo utilizado, isso representou um aumento de 0,8% na eficiência da fermentação, garantindo um retorno financeiro significativo para a indústria.

Há outras pesquisas similares que apontam os efeitos da temperatura na fermentação, mostrando que a natureza do processo varia de acordo com suas particularidades (Torija et al. 2003, Aldiguier et al. 2004, Phisalaphong et al. 2006). Destarte, salienta-se que uma determinada temperatura pode ou

¹Termo originado do inglês. Refere-se a um equipamento que refrigera água por meio de uma fonte de calor.

não ser considerada elevada a depender da situação.

Em uma batelada alimentada, outra variável que deve ser considerada é a taxa de alimentação. Como abastecer o reator para se obter grande quantidade do produto desejado no menor tempo possível é a questão que alguns pesquisadores vêm tentando responder. Modak & Lim (1987) desenvolveram um esquema de otimização, utilizando a taxa de alimentação baseada em uma função não linear das variáveis de estado, tais como as concentrações de células, de substrato, de produto e o volume do reator.

Chen & Hwang (1990) sugeriram uma alimentação ótima de substrato, a partir de um controle do tipo liga-desliga que proporcionava um desgaste menor dos atuadores. O processo geral foi descrito por equações diferenciais e a parametrização dos sinais de controle ótimo foi definida como um problema de dimensão finita, o qual era solucionado mediante a implementação de métodos de programação não linear. Um algoritmo unificado foi utilizado para calcular os gradientes da função custo e restrições.

No trabalho de Chaudhuri & Modak (1998), foi apresentado um modelo de rede neural com realimentação para determinar as taxas de vazão ótimas de substrato. O modelo do processo foi desenvolvido usando os dados avaliados em diferentes intervalos de amostragem. A rede neural treinada, por sua vez, era empregada para fins de otimização. As vantagens dessa técnica é que não houve a necessidade dos parâmetros cinéticos detalhados do processo e o cálculo do gradiente da função objetivo com respeito às variáveis de controle foi simples.

Chiou & Wang (1998) desenvolveram o método de Evolução Diferencial Híbrida (HDE). Este método eliminava a desvantagem da convergência rápida para ótimos locais ao passo que aumentava a probabilidade de encontrar o ponto ótimo global. O HDE tem sido aplicado com sucesso para solucionar problemas de otimização em reatores alimentados e em tomadas de decisão *fuzzy* nos processos de fermentação (Chiou & Wang 1998, Wang & Jing 1998). Ainda, o HDE foi utilizado para estimar os parâmetros cinéticos do modelo fermentativo do etanol e glicerol, usando *Saccharomyces diastaticus* LORRE 316; e para determinar a melhor taxa de alimentação e o tempo para maximizar a produção alcoólica (Wang et al. 2001).

Santos et al. (2006) apresentaram uma estratégia de controle liga-desliga baseada na solução do sistema de equações de valor inicial definido por fase, resultante da aplicação do Princípio de Pontryagin e do procedimento de redução de índices superiores. O método foi utilizado por Borges (2008) para estimar e calcular a vazão de alimentação ótima. Os experimentos foram simulados e validados em um reator em escala de bancada com resultados bastante interessantes.

Naturalmente, além do manuseio da alimentação e da temperatura,

existem outras formas de buscar a otimização da fermentação. Rodrigues & Filho (1999) simularam um método de otimização linear modificado no processo de produção da penicilina. O algoritmo consistia na definição das concentrações iniciais ótimas da célula e do substrato na alimentação, assim como sua vazão. Em paralelo, um controle DMC (*Dynamic Matrix Control*) regulava a concentração de oxigênio dissolvido, manipulando a velocidade de agitação.

Seguindo a tendência de mercado na busca de soluções mais modernas, a técnica de controle preditivo foi abordada no trabalho de Ashoori et al. (2009), na qual o modelo simulava o processo em escala de bancada. A função custo do controlador calculava a máxima produção no reator e o mínimo esforço de controle. Os pontos ótimos eram obtidos, manipulando-se as taxas de vazão de água, de ácido e de base nas entradas do processo. Para a alimentação, a taxa de substrato obedecia um sinal do tipo degrau com variação bastante pequena, evitando, dessa forma, perturbações no sistema. Ainda, Ochoa et al. (2010) utilizaram um modelo de quatro estados para simular a fermentação contínua de etanol. O sistema de otimização considerava os ganhos obtidos do ponto de vista econômico.

Como pôde ser visto, há diversos caminhos que podem ser estudados como opções de aumento da produtividade em sistemas do tipo batelada alimentada. No presente trabalho, as principais variáveis são controladas simultaneamente e a estrutura de controle possibilita a rejeição de perturbações ocorridas durante o processo. A configuração de operação para se obter o máximo de etanol e a hierarquia de controle estão ilustradas nas Figs. 3.1 e 3.2, respectivamente. A estrutura é dividida em:

- Sistema de Controle Avançado: nesta camada superior, o otimizador calcula os pontos ótimos para o pH_5 , temperatura (T) e nível (H) no reator a fim de maximizar a produção de etanol. O sistema opera como controlador mestre que define os *setpoints* para as malhas escravas.
- Sistema de Controle Local: esta camada é composta por três malhas escravas operadas por controladores Controlador Proporcional-Integrativo-Derivativo (PID) em cascata com o otimizador. O PID é usado para sistemas SISO que, usualmente, são implementados simultaneamente para controlar diferentes variáveis de um processo. Porém, o desempenho de cada sistema de controle pode ser afetado pela interação com outras malhas. Por isso, o objetivo desses controladores é apenas manter o processo de fermentação no ponto de operação (pH_5 , T , H), definido pela camada superior que é a responsável por calcular as interações.

Nas próximas seções, será descrita detalhadamente cada parte do sistema proposto.

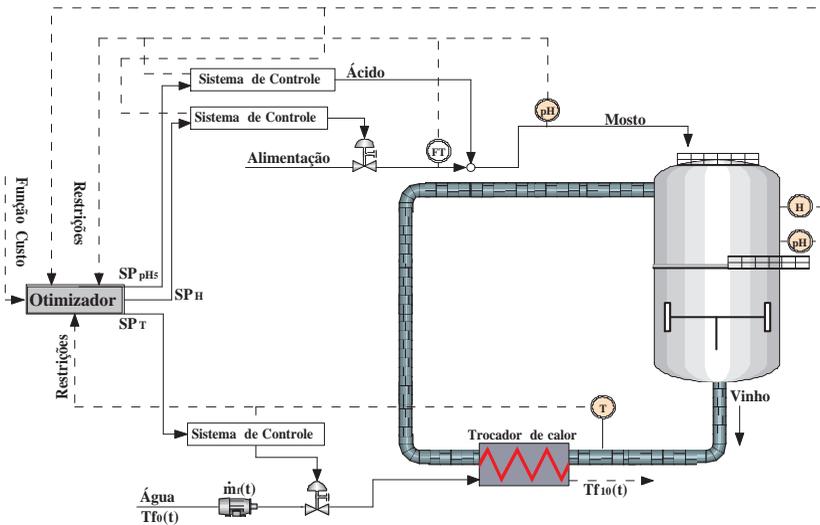


Fig. 3.1: sistema de controle e automação

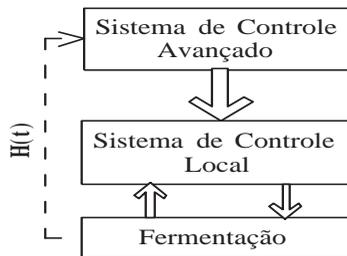


Fig. 3.2: hierarquia de controle

3.1.1 Sistema de Controle Avançado

O otimizador foi projetado para maximizar a concentração de etanol, calculando a seguinte equação e restrições:

$$\min J(SP_H, SP_T, SP_{pH_5}) = - \int_t^{t+N_H} \dot{P}(t) dt$$

Sujeito a:

$$\begin{aligned}
 \dot{V}(t) &= F_5(t) \\
 \dot{X}(t) &= \mu X(t) - \frac{F_5(t)}{V(t)} X(t) - K_d X(t) \\
 \dot{S}(t) &= \frac{F_5(t)}{V(t)} (S_i - S(t)) - \mu \frac{X(t)}{Y_{X/S}} - m_X X(t) \\
 \dot{P}(t) &= Y_{P/X} \mu X(t) + m_P X(t) - \frac{F_5(t)}{V(t)} P(t) \\
 \dot{X}_d(t) &= K_d X(t) - \frac{F_5(t)}{V(t)} X_d(t) \\
 H(t) &\leq SP_H(t) \leq 14,4 \\
 T_{min} &\leq SP_T(t) \leq 40 \\
 4 &\leq SP_{pH_5}(t) \leq 6
 \end{aligned} \tag{3.1}$$

em que N_H é o horizonte de predição (em horas), as equações de igualdade representam o modelo do reator desenvolvido no Cap. 2, SP_H e SP_T são os *setpoints* do nível e da temperatura do reator, respectivamente; e SP_{pH_5} é o *setpoint* do pH_5 , calculados pelo otimizador. Frisa-se que o nível está diretamente relacionado com o volume do reator, $V(t) = SP_H(t) \cdot A_r$, cuja área da base A_r é constante. Os *setpoints* da temperatura são definidos em função dos parâmetros da Tabela 2.2 e os *setpoints* do pH do mosto são calculados de acordo com o pH do reator, pH_6 , que interfere diretamente na velocidade específica de crescimento celular μ dada na Eq. 2.17. O algoritmo de otimização baseia-se no problema geral proposto por Logsdon & Biegler (1989).

Este caso pode ser considerado como um problema de controle multi-variável NMPC (*Nonlinear Model Predictive Control*) (ver Fig. 3.3), no qual os sinais de controle SP_H , SP_T e SP_{pH_5} são definidos para minimizar J em um horizonte de predição, utilizando o modelo não linear do processo para o cálculo das predições.

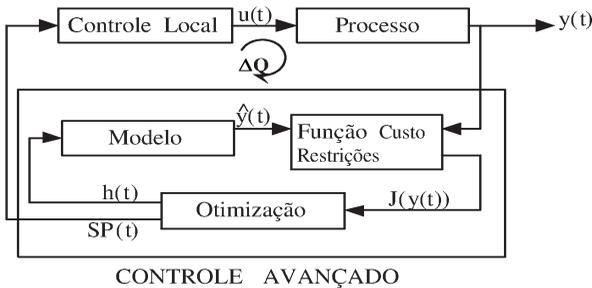


Fig. 3.3: diagrama de blocos do sistema de controle completo

As restrições nas variáveis de decisão são definidas com base nas seguintes idéias: (i) o nível mínimo do reator deve ser, em cada etapa, o valor

atual porque, como se trata de um sistema em batelada sem vazão de saída, não há como diminuí-lo; (ii) o nível máximo é definido pela capacidade da dorna; (iii) para as variáveis T e pH_5 , os limites são dados pelas faixas de operação conhecidas, comumente determinados na prática. Lembrando que, dentre outros fatores, a temperatura mínima T_{min} depende da energia do fluido refrigerante.

Os parâmetros de ajuste desta estratégia de controle são o horizonte de predição N_H e o tempo de amostragem ΔQ ($\Delta Q \leq N_H$). Como o processo possui uma dinâmica lenta, espera-se obter melhores resultados utilizando-se valores maiores de N_H . A trajetória da concentração de etanol varia de acordo com o tempo de processamento que tem o seu efeito analisado como segue.

Em virtude do sistema de controle ser configurado numa estrutura do tipo cascata, um valor pequeno de ΔQ dificulta sua implementação prática devido ao tempo necessário para o procedimento de otimização e também às dinâmicas das malhas locais. Fica claro, por conseguinte, que o ajuste da malha interna possui como critério propiciar uma resposta muito mais rápida do que a da malha externa. O tempo em que o processo permanece nos pontos (*setpoints*) somado à duração do seu regime transitório consiste no período ΔQ .

Por outro lado, valores elevados de ΔQ oferecem menos graus de liberdade para otimização e um pior desempenho é esperado, pois o fato do processo possuir um tempo final fixo limita o número de predições possíveis executadas pelo otimizador. Deste modo, aumenta-se a probabilidade da fermentação ser operada fora de uma faixa pertencente a uma curva próxima da função ótima.

O Sistema de Controle Avançado foi projetado para calcular os pontos ótimos de operação, estes mantidos pela camada inferior. Na continuação, será apresentado todo o procedimento de ajuste do Sistema de Controle Local.

3.1.2 Sistema de Controle Local

O sistema é composto por um conjunto de controladores do tipo PID, frequentemente usado na indústria. A ação de controle $u(t)$ de um controlador PID padrão ideal é calculada como:

$$u(t) = K_c \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (3.2)$$

em que $e(t)$ é o erro entre os sinais de referência (*setpoint*) e de saída. K_c é o ganho proporcional, T_i é a constante de tempo integrativo e T_d é a constante de tempo derivativo.

Aplicando a transformada de Laplace na Eq. 3.2, a função de transferência do controlador é:

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (3.3)$$

Na prática, a representação ideal do controlador PID dado na Eq. 3.3 não pode ser implementado porque o grau do numerador é maior do que o grau do denominador, ou seja, $C(s)$ é impróprio. Um filtro passa-baixa normalmente é aplicado em cascata com o controlador para torná-lo próprio, resultando em:

$$C(s) = \frac{K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right)}{\alpha T_d s + 1} \quad (3.4)$$

com $\alpha \in [0,1]$. Para controladores industriais, o valor de α normalmente varia entre 0,05 e 0,5. Este parâmetro pode ser utilizado para atenuação de ruído e também para incrementar robustez em malha fechada (Normey-Rico & Camacho 2007).

Geralmente, modelos lineares são aplicados para a sintonia do PID. Existem diversas maneiras de ajustá-lo, mas um procedimento que é bastante utilizado na indústria será descrito e analisado.

3.1.2.1 Modelagem linear do sistema no ponto de operação

O comportamento físico dos sistemas dinâmicos pode ser representado por um conjunto de equações diferenciais. No entanto, quando não é possível obter informações essenciais do ponto de vista de controle, a modelagem do sistema é feita por meio de testes e experimentos. Este procedimento é conhecido como identificação e é realizada, basicamente, em três etapas (Ljung 1987): a aquisição de dados, a definição de um conjunto de modelos e a determinação do melhor modelo do conjunto, baseada na avaliação dos dados.

Normalmente, numa situação real, aplicando o sinal do tipo degrau no processo em malha aberta, um modelo é estimado para o ajuste de controladores Controlador Proporcional-Integrativo (PI) e PID (Aström & Hägglund 2005). Neste trabalho, as variáveis que devem ser controladas no sistema serão modeladas e identificadas mediante o *System Identification Toolbox* do *Matlab*. O modelo escolhido para representar suas dinâmicas é a função de transferência do tipo *First Order Plus Dead-time* (FOPDT) por ser bastante utilizado no ajuste desses controladores.

Para a variação do pH_5 , propõe-se um modelo de *Hammerstein*, caracterizado por uma dinâmica linear e uma função estática não linear. Porém, o processo de identificação inicia-se supondo um modelo linear no ponto de

equilíbrio. Considera-se o sistema em malha aberta de acordo com o diagrama de blocos mostrado na Fig. 3.4. Nesta representação no domínio de Laplace, $\Delta U_3(s)$ é o incremento de vazão do caldo alcalinizado, $\Delta U_4(s)$ é o incremento de vazão do ácido e a saída é o pH_5 incremental do mosto. $G_3(s)$ e $G_4(s)$ são as funções de transferência. Assim, o pH do mosto pode ser

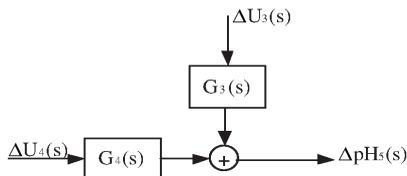


Fig. 3.4: diagramas de blocos do modelo linear do pH_5

identificado de acordo com o seguinte modelo:

$$\Delta pH_5(s) = G_3(s)\Delta U_3(s) + G_4(s)\Delta U_4(s) \quad (3.5)$$

com $G_n(s) = \frac{K_n e^{-L_n s}}{\tau_n s + 1}$, $n = 3; 4$. K_n é o ganho estático, τ_n é a constante de tempo e L_n é o atraso de transporte da função de transferência $G_n(s)$.

Considerando-se como processo real o modelo obtido no capítulo anterior, tem-se após vários testes para a identificação, o seguinte ponto de operação escolhido:

$$\bar{u}_3(t) = 100 \text{ m}^3/h, \quad \bar{u}_4(t) = 1,25 \text{ m}^3/h \text{ e } \bar{pH}_5 = 5,01,$$

cujas funções de transferência médias são:

$$\bar{G}_3(s) = \frac{2,36 \cdot 10^{-2}}{0,003s + 1} \text{ e } \bar{G}_4(s) = \frac{-3,62}{0,00321s + 1},$$

em que L_3 e L_4 são desprezíveis.

Dos resultados obtidos, observou-se que a constante de tempo possuía pouca variação, mas os ganhos do processo apresentaram uma não linearidade significativa de acordo com as Tabelas 3.1 e 3.2. Sendo assim, foi interpolada uma curva de ganho na região de operação em função das vazões do caldo e do ácido, obtendo-se:

$$G_3(u_3, s) = K_3(u_3) \cdot \bar{G}'_3(s) \text{ e } G_4(u_4, s) = K_4(u_4) \cdot \bar{G}'_4(s),$$

na qual

$$\bar{G}'_3(s) = \frac{1}{0,003s + 1} \text{ e } \bar{G}'_4(s) = \frac{1}{0,00321s + 1}.$$

As curvas características e a resposta do modelo no ponto de operação são mostradas nas Figs. 3.5 e 3.7, respectivamente. Nota-se que em $t = 1,25 h$, fora do ponto de operação escolhido, há uma diferença maior entre os ganhos do modelo fenomenológico e o de *Hammerstein*. O diagrama de blocos mostrado na Fig. 3.6, que representa o modelo de *Hammerstein*, será utilizado para o ajuste do PID com escalonamento de ganho.

u_3	pH_5	$K_3 [\cdot 10^{-2}]$
400	6,70	0,56
280	6,58	0,87
200	6,40	1,39
150	6,16	2,30
\bar{u}_3	5,01	—
80	4,02	4,95
50	3,42	3,18
30	3,05	2,80
10	2,50	2,79

Tabela 3.1: Caldo X pH_5

u_4	pH_5	K_4
1,70	3,86	-2,56
1,55	4,03	-3,27
1,50	4,11	-3,60
1,35	4,48	-5,30
\bar{u}_4	5,01	—
1,20	5,30	-5,80
0,90	6,07	-3,03
0,40	6,62	-1,89
0,00	7,00	-1,59

Tabela 3.2: Ácido X pH_5

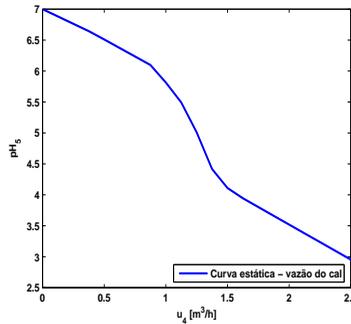
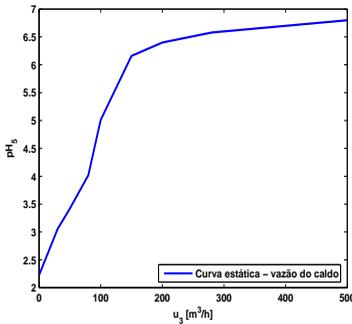


Fig. 3.5: curvas estáticas relativas às vazões de caldo e de ácido

Para o modelo da temperatura, considera-se o sistema em malha aberta mostrado na Fig. 3.8. A temperatura do vinho no duto de saída do reator não sofre variações. De forma análoga como a vista anteriormente, a variável temperatura pode ser identificada com o seguinte modelo:

$$\Delta T(s) = G_5(s)\Delta U_5(s) + G_7(s)\Delta U_7(s) \quad (3.6)$$

em que $U_5(s)$ e $U_7(s)$ são as vazões do mosto e de água, respectivamente.

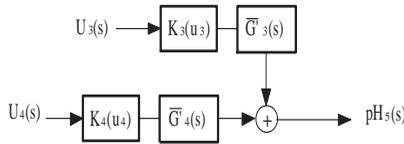


Fig. 3.6: diagrama de blocos do modelo de *Hammerstein*

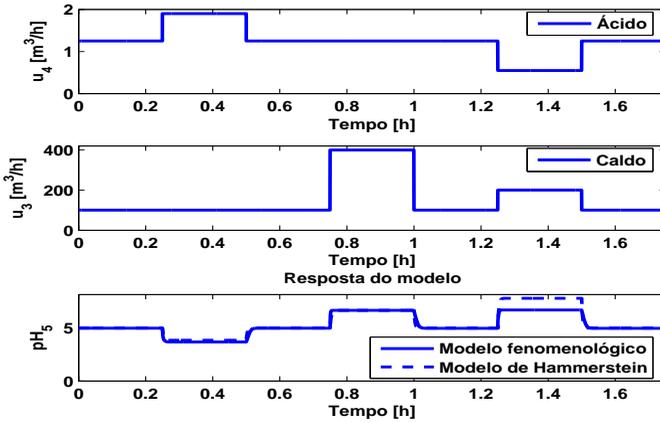


Fig. 3.7: respostas dos modelos fenomenológico e de *Hammerstein*

Desse modo, é aplicado um sinal do tipo degrau nas entradas do sistema.

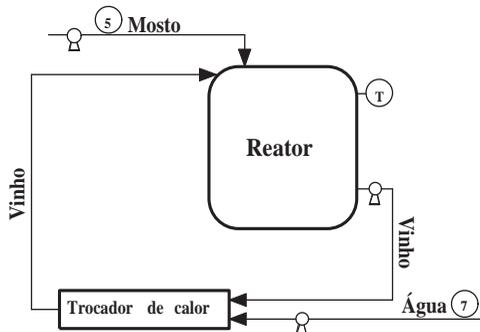


Fig. 3.8: sistema em malha aberta

Com $\Delta U_5(s) = 0$, foram feitos vários testes para identificar $G_7(s)$.

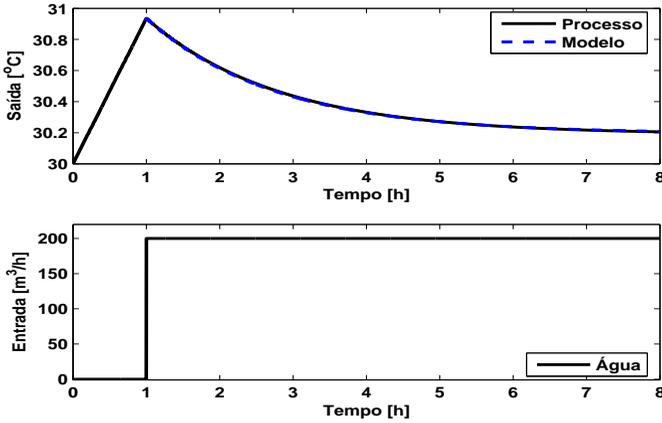


Fig. 3.9: dinâmica da temperatura para $\Delta U_7 = 200 \text{ m}^3/\text{h}$

Alguns deles são mostrados nas Figs. 3.9 e 3.10, cujos modelos são $G_{71} = \frac{-3,7 \cdot 10^{-3}}{1,75s+1}$ e $G_{72} = \frac{-5,9 \cdot 10^{-3}}{1,1s+1}$, respectivamente.

Nota-se que, de acordo com a definição de ganho estático, $K = \frac{\Delta Y}{\Delta U}$, o ganho do sistema é variável porque a temperatura tende aproximadamente ao mesmo valor da temperatura da água ($T_{f,0} = 28,5 \text{ }^\circ\text{C}$), quando há fluxo na entrada $U_7(s)$, afetando diretamente sua constante de tempo. Isso se deve ao fato de que calor liberado é muito pequeno, já que $\Delta U_5(s) = 0$ e há uma circulação refrigerante no sistema.

$G_7(s)$ pode ser modelada como:

$$G_7(s) = \frac{K_7}{1,2s + 1}, \quad -6 \cdot 10^{-3} \leq K_7 \leq -2,73 \cdot 10^{-3}.$$

De maneira similar, $G_5(s)$ foi identificado com $\Delta U_7(s) = 0$. Os modelos encontrados são $G_{51} = \frac{8,559 \cdot 10^{-2}}{0,717s+1} e^{-0,042s}$ (ver Fig. 3.11) e $G_{52} = \frac{4,6 \cdot 10^{-2}}{0,583s+1} e^{-0,042s}$ (ver Fig. 3.12). O ganho estático de $G_5(s)$ também não é constante. Porém, neste caso, a temperatura tende ao valor final de aproximadamente 39°C quando o substrato atinge a saturação e há fluxo na entrada $U_5(s)$.

Depois de alguns testes, $G_5(s)$ pode ser modelada como:

$$G_5(s) = \frac{K_5 e^{-0,042s}}{0,4s + 1}, \quad 0 \leq K_5 \leq 25 \cdot 10^{-2}.$$

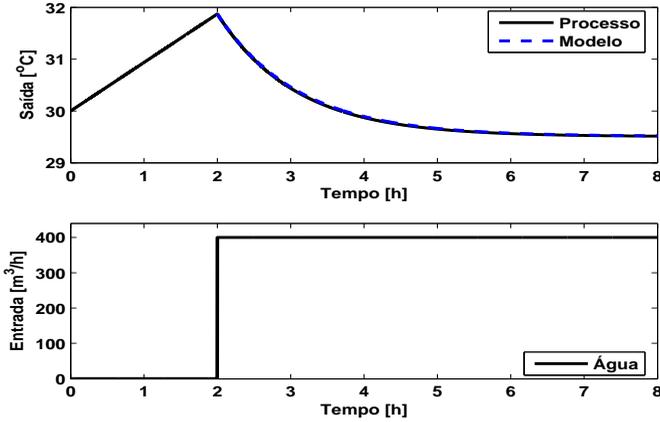


Fig. 3.10: dinâmica da temperatura para $\Delta U_7 = 400 \text{ m}^3/h$

Em todos os experimentos para identificação de $G_5(s)$, foi considerado o limite do nível do reator, como deve ser feito na prática. A capacidade do reator é de 1000 m^3 , o que corresponde a um nível de 16 m . Como a dinâmica da temperatura é muito lenta, um ajuste do PID de maneira conservadora é suficiente para o controle satisfatório do processo, sem a necessidade de aplicar um escalonamento de ganhos. Isto será visto na próxima subseção.

O modelo para o comportamento dinâmico do nível é baseado no balanço de massa do mosto no reator, que depende do fluxo de entrada:

$$\rho_o u_5(t) = \frac{dm}{dt} \quad (3.7)$$

$$m(t) = A_r \rho_i h(t) \quad (3.8)$$

em que m é a massa dentro do reator, $A_r = 62,5 \text{ m}^2$ é a área seccional do reator e h é o nível. As densidades do substrato e do mosto são ρ_o e ρ_i , respectivamente.

As dinâmicas da válvula e do sensor podem ser desprezadas porque elas são muito mais rápidas do que a dinâmica do nível. Dessa forma, supondo $\rho_o = \rho_i$ e substituindo a Eq. (3.8) na Eq. (3.7), tem-se:

$$u_5(t) = A_r \frac{dh}{dt} \quad (3.9)$$

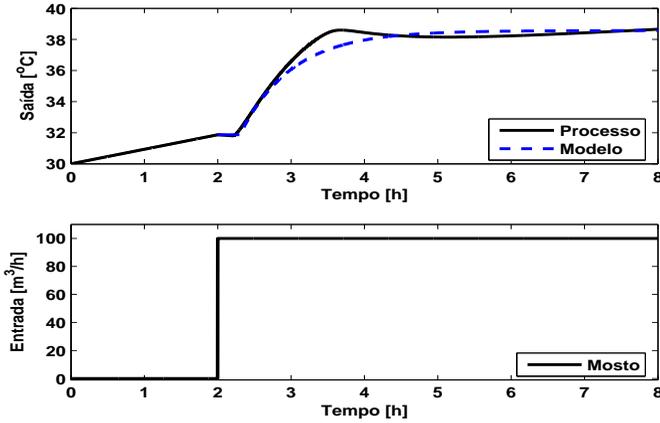


Fig. 3.11: dinâmica da temperatura para $\Delta U_5 = 100 \text{ m}^3/h$

Considerando o nível inicial $h(0) = 4,8 \text{ m}$ (volume inicial $v(0) = 300 \text{ m}^3$) e aplicando a transformada de Laplace na Eq. (3.9), é obtida a seguinte função de transferência para o incremento de nível:

$$G_H(s) = \frac{H(s)}{U_5(s)} = \frac{1}{A_r s} \quad (3.10)$$

3.1.2.2 Ajuste dos PIDs

O diagrama de blocos, com a terminologia considerada neste trabalho, do sistema do pH é mostrado na Fig. 3.13, em que o controlador com ganho escalonado é representado por PID_4 e a variável manipulada é a vazão do ácido, $u_4(t)$. Neste caso, um PI foi alterado, onde o ganho K_c é escalonado com base nas identificações feitas para o processo do pH_5 . Dessa maneira, escolhe-se:

$$K_c = \frac{1}{|K_4(u_4)|}$$

A função de transferência entre a referência $r(t)$ e a saída $pH_5(t)$ fica, então:

$$\frac{pH(s)}{R(s)} = \frac{\frac{333,33}{T_i}(T_i s + 1)}{s^2 + 666,67s + \frac{333,33}{T_i}}$$

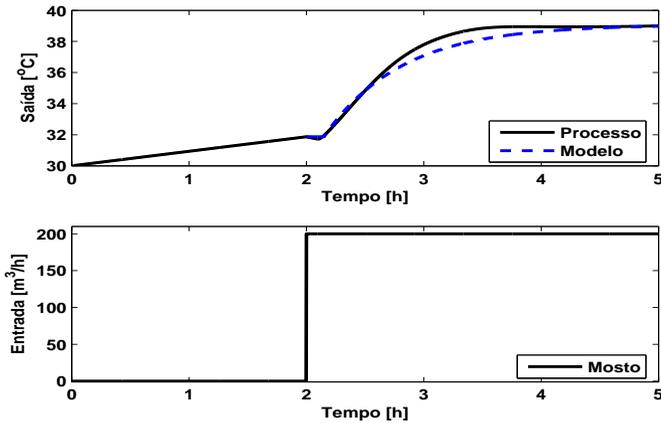


Fig. 3.12: dinâmica da temperatura para $\Delta U_5 = 200 \text{ m}^3/h$

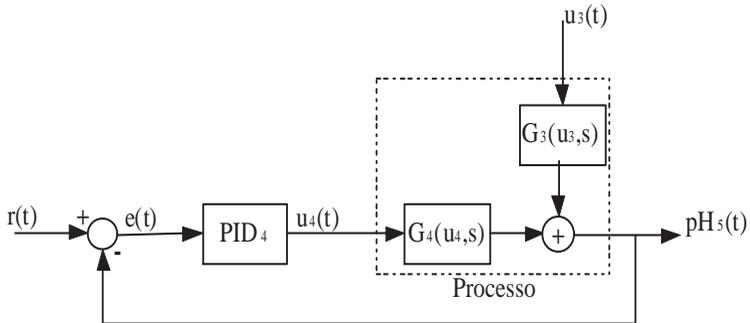


Fig. 3.13: diagrama de blocos para o pH

Por se tratar de um processo com dinâmica muito rápida, sujeito a perturbações de dimensões elevadas, deseja-se um tempo de resposta muito pequeno na magnitude de $T_o = 1 \cdot 10^{-2} h$. A partir da equação característica de malha fechada, calcula-se que para um par de pólos reais, o valor mínimo de T_i é $3 \cdot 10^{-3}$.

Inicialmente, a estrutura apresentada na Fig. 3.1 possuía um controlador *feedforward* na malha da temperatura que poderia ser calculado como:

$$C_{ff}(s) = \frac{G_5(s)}{G_7(s)} e^{-(L_5 - L_7)s}$$

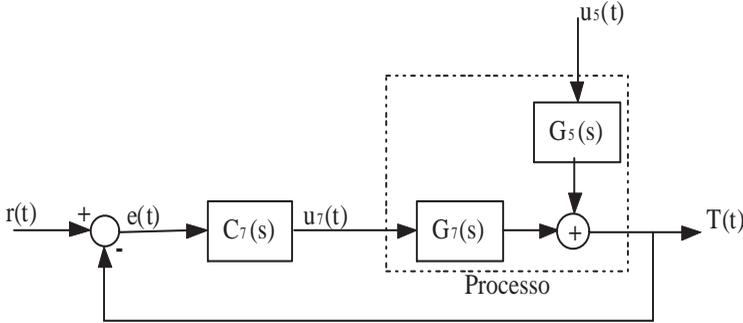


Fig. 3.14: controle da temperatura

Entretanto, o processo tem apresentado pouca sensibilidade quanto à perturbação causada pela malha de controle de nível. O efeito da alimentação tende a ser atenuado pela circulação refrigerante da batelada alimentada. Neste caso, é possível ajustar um controle por realimentação capaz de oferecer um desempenho satisfatório, ao passo que o ganho seria pequeno na adição do controlador *feedforward*. Portanto, como será constatado nas simulações, não é necessário implementar C_{ff} . Dessa forma, similarmente ao processo do *pH*, o sistema ilustrado na Fig. 3.14 é utilizado para controlar a temperatura e o controlador $C_7(s)$ é sintonizado pelo Lugar das Raízes.

Como $-6 \cdot 10^{-3} \leq K_7 \leq -2,73 \cdot 10^{-3}$, um valor estimado de K_c é baseado na resposta transitória do processo. No entanto, um ajuste fino desse parâmetro é necessário para melhorar o seu comportamento. Fixa-se, então, $K_c = -4000$ e $\alpha = 0,1$; e os demais parâmetros são escolhidos de forma que garanta uma resposta rápida e a estabilidade do sistema:

$$T_i = 0,05, \quad T_d = 0,03.$$

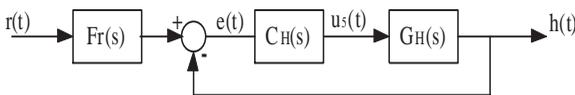


Fig. 3.15: controle do nível

Para o controle do nível, considera-se a estrutura *Two Degrees of Freedom* (2DOF), mostrada na Fig. 3.15. A função de transferência que relaciona

o sinal de referência e a variável controlada é:

$$\frac{H(s)}{R(s)} = \frac{F_r(s)C_H(s)G_H(s)}{1 + C_H(s)G_H(s)} \quad (3.11)$$

$$\frac{H(s)}{R(s)} = \frac{(T_d T_i s^2 + T_i s + 1)(\gamma s + 1)}{\left(\frac{A_r T_i \alpha}{K_c} s^3 + \frac{A_r T_i + K_c T_d T_i}{K_c} s^2 + T_i s + 1 \right) (\beta s + 1)}$$

em que $F_r(s) = \frac{\gamma s + 1}{\beta s + 1}$ e $C_H(s)$ é dado pela Eq. (3.4).

Neste caso, uma resposta rápida em malha fechada é desejada, com uma constante de tempo $T_o = 0,5 h$. Por meio da técnica de alocação de pólos, os parâmetros de ajuste são:

$$K_c = 250, T_i = 1, T_d = 0, \alpha = 0, \gamma = 0.5, \beta = 1$$

Nota-se que o controlador é um *PI* e que pelo efeito do filtro de referência, a função de transferência em malha fechada é:

$$\frac{H(s)}{R(s)} = \frac{1}{0,5s + 1} \quad (3.12)$$

Na próxima seção será simulado o processo com o sistema de controle proposto, em que analisar-se-á seu desempenho relativo à produção de etanol.

3.2 Simulações e Resultados

O modelo do processo foi desenvolvido em ambiente *Matlab*[®] *Mathworks*, cuja função *fmincon* é usada para o otimizador não linear NMPC. Os controladores PID foram implementados com a estrutura *anti-windup*, pois foram consideradas saturações nas vazões da água refrigerante e do mosto ($1000 m^3/h$); e do ácido ($20 m^3/h$). Para ilustrar as vantagens do controlador proposto, alguns resultados comparativos serão apresentados. Nestas simulações, o processo da fermentação sem o otimizador também será analisado, no qual a alimentação e os pontos de operação foram definidos de forma convencionalmente encontrada nas usinas de etanol. Alguns critérios foram considerados seguindo dados reais do processo industrial: o tempo máximo da fermentação é definido em $8 h$ e o nível máximo do reator é $14,4 m$ ($900 m^3$). As condições iniciais são: $V_0 = 300 m^3$ ($H_0 = 4,8 m$), $X_0 = 31 kg/m^3$, $S_0 = 0 kg/m^3$, $P_0 = 33 kg/m^3$, $X_{d0} = 0 kg/m^3$, $T_{r0_0} = 30 ^\circ C$ e $pH_6 = 5,01$. Os cenários estudados a seguir estão descritos na Tabela 3.3.

No primeiro cenário C1, a água proveniente do rio, cuja temperatura

	Fonte energética	Caso 1	Caso 2
C1	Rio	Controlador PI	Otimizador
C2	Hipotética	Controlador PI	Otimizador

Tabela 3.3: definição dos cenários

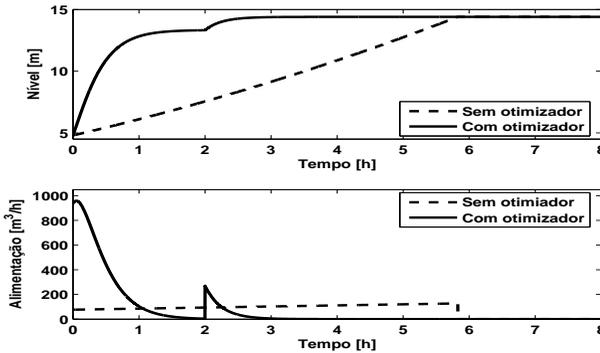


Fig. 3.16: cenário C1. Controle do nível

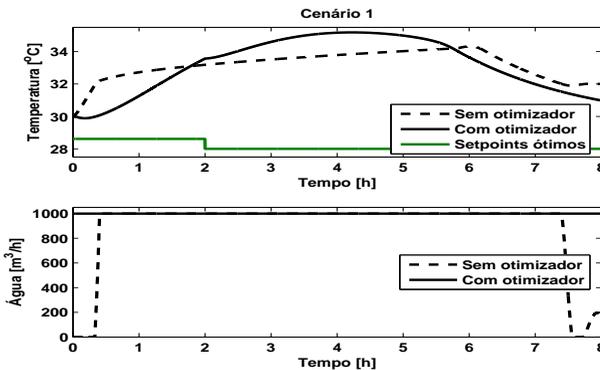


Fig. 3.17: cenário C1. Controle da temperatura

tem um valor constante de $T_{f,0} = 28,5 \text{ } ^\circ\text{C}$ e vazão $\dot{m}_f(t)$ é manipulada pelo controlador, é utilizada para diminuir a temperatura do reator. No Caso 1, tem-se o algoritmo PI sem o otimizador em que um sinal do tipo rampa é aplicado para alimentar o processo, como é ilustrado na Fig. 3.16. Os set-

²Esta temperatura depende do clima da região e se é utilizado a torre de resfriamento. Porém, o valor considerado é bastante favorável se comparado com as condições reais.

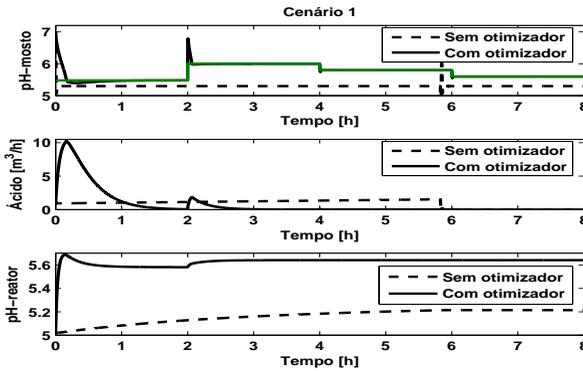


Fig. 3.18: cenário C1. Controle do pH do mosto e dinâmica do pH do reator

points da temperatura dentro do reator e do pH do mosto são $32\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 5,3, respectivamente; e o comportamento dessas variáveis é mostrado nas Figs. 3.17 e 3.18. Nota-se que há um desvio em relação à temperatura, devido ao fluido refrigerante não possuir energia suficiente para mantê-la no ponto ajustado. Como pode ser observada nas Figs. 3.19 e 3.20, uma concentração de etanol $P_F = 72,6783\text{ kg/m}^3$ é obtida quando o processo é concluído. Nessas figuras, as evoluções da biomassa, da biomassa morta e do substrato também são mostradas. No Caso 2, o otimizador com ajuste de $N_H = 4\text{ h}$ e $\Delta Q = 2\text{ h}$ é aplicado na camada superior, do qual os pontos ótimos calculados pelo seu algoritmo são mostrados nas Figs. 3.16, 3.17 e 3.18. Da mesma maneira que o Caso 1, satura-se a vazão de água e os *setpoints* da temperatura não são atingidos, fazendo com que esses pontos gerados percam o sentido físico, comprometendo o desempenho da estratégia. No entanto, a concentração de etanol foi um pouco maior ($P_F = 73,3378\text{ kg/m}^3$) possibilitando um acréscimo de 0,91% em relação ao primeiro caso.

O cenário C2 corresponde à uma situação hipotética em que se tem água com temperatura de $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ disponível para aplicar no sistema. Como se pode observar nas Figs. 3.21, 3.22 e 3.23, o processo atinge os *setpoints* e nas Figs. 3.24 e 3.25 seu desempenho é ilustrado nos dois casos. O fato da temperatura da fermentação ser a variável mais crítica do processo deixa mais evidente a vantagem do otimizador. Nesta nova situação, obtém-se $P_F = 73,8060\text{ kg/m}^3$ para o primeiro caso e $P_F = 78,4193\text{ kg/m}^3$ para o Caso 2, o que vale um ganho de 6,25% na concentração de etanol de um reator. Ademais, o sistema de controle não satura e o consumo de água é muito menor em relação ao cenário C1, permitindo um incremento econômico ainda maior.

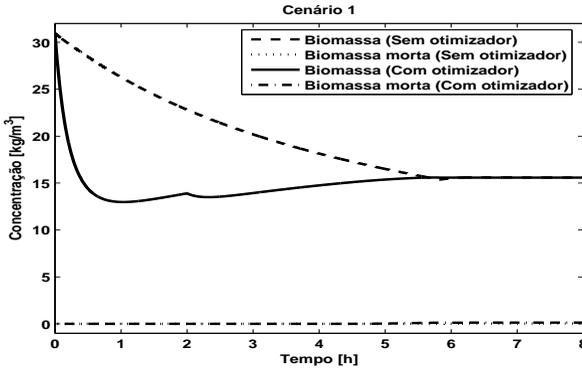


Fig. 3.19: cenário C1. Desempenhos do sistema sem e com o otimizador

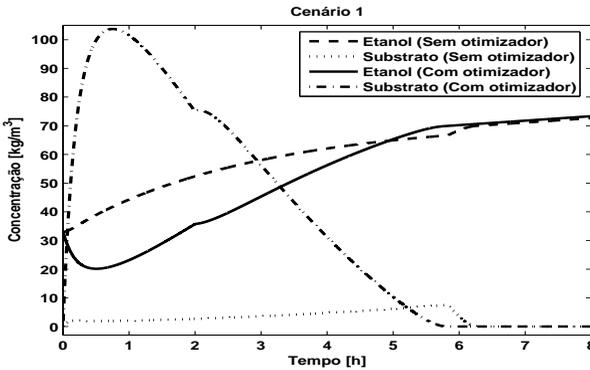


Fig. 3.20: cenário C1. Desempenhos do sistema sem e com o otimizador

Para estudar o ajuste do controlador, diversas simulações foram elaboradas com diferentes valores de N_H e ΔQ . A Tabela 3.4 contém alguns resultados obtidos que confirmam as análises feitas anteriormente. Nota-se que, como esperado, o efeito de N_H é mais visível que o do ΔQ . Ainda, para certificar que o otimizador é capaz de calcular pontos exatos ou próximos dos ótimos globais para cada tempo de amostragem dentro do horizonte de predição, foram testados pontos distribuídos ao longo das faixas de operação. Com a finalidade de obter ilustrações gráficas convenientes, foi fixado o $pH_5 = 5,3$ para $N_H = 2 h$ e $\Delta Q = 2 h$, ou seja, o Sistema de Controle Avançado opera com duas variáveis de decisão (H e T). Na Fig. 3.26, encontram-se as concentrações finais do etanol para vários valores de nível e temperatura, quando passadas as duas primeiras horas do

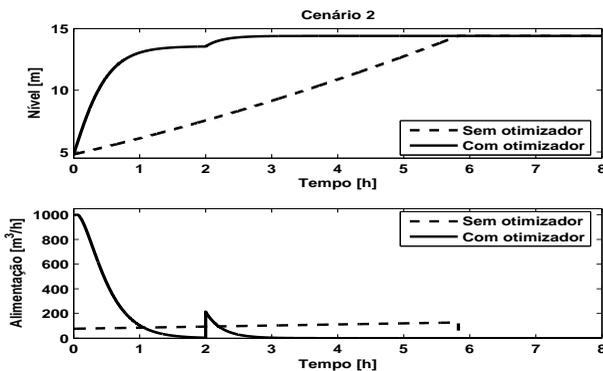


Fig. 3.21: cenário C2. Controle do nível

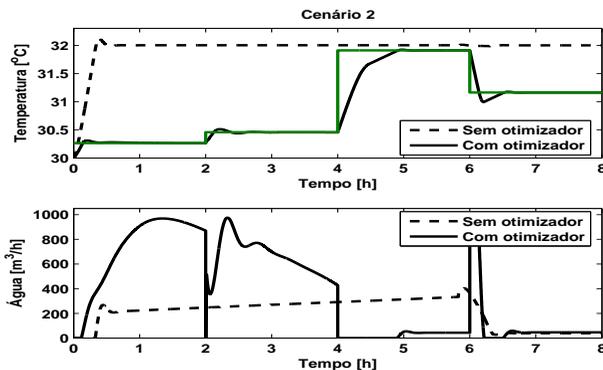


Fig. 3.22: cenário C2. Controle da temperatura

processo. Nota-se que embora a concentração final obtida pelo otimizador esteja próxima dos melhores pontos simulados, há um erro considerável causado pelas primeiras iterações do algoritmo. O ótimo global nessa etapa está em $P_F = 54,9444 \text{ kg/m}^3$ para $H = 9 \text{ m}$ e $T = 34 \text{ }^\circ\text{C}$; ao passo que o ponto determinado pelo otimizador corresponde a $H_{OP} = 9,7393 \text{ m}$, $T_{OP} = 34,1081 \text{ }^\circ\text{C}$ e $P_{FOP} = 53,4996 \text{ kg/m}^3$. A tendência é diminuir os erros nas próximas iterações, uma vez que utilizando as informações da etapa anterior no otimizador, aumenta-se a probabilidade de convergir para um ótimo global. Na Fig. 3.27 estão compreendidos os pontos do processo entre $t = 2 \text{ h}$ e $t = 4 \text{ h}$. Nessa ocasião, o ponto calculado ($H_{OP} = 9,7237 \text{ m}$, $T_{OP} = 33,3420 \text{ }^\circ\text{C}$ e $P_{FOP} = 59,7353 \text{ kg/m}^3$) está ainda mais próximo do ótimo global ($H = 10 \text{ m}$, $T = 34 \text{ }^\circ\text{C}$ e $P_F = 59,9184 \text{ kg/m}^3$). Durante

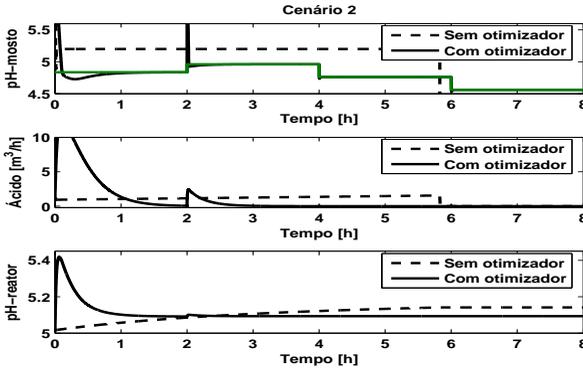


Fig. 3.23: cenário C2. Controle do pH do mosto e dinâmica do pH do reator

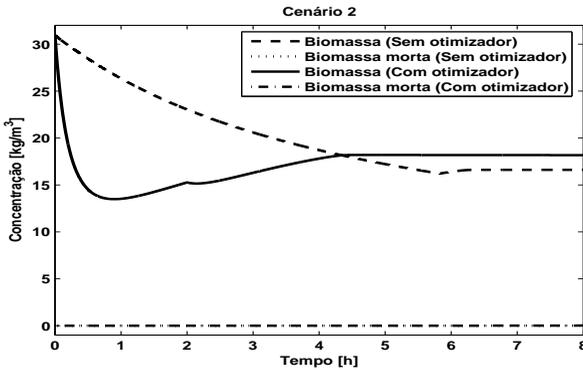


Fig. 3.24: cenário C2. Desempenhos do sistema sem e com o otimizador

a fermentação referente ao período de $t = 4 h$ a $t = 6 h$, ilustrado na Fig. 3.28, o otimizador diminui razoavelmente a temperatura chegando ao ponto $H_{OP} = 9,7237 m$, $T_{OP} = 31,1238 ^\circ C$ e $P_{FOP} = 60,6543 kg/m^3$, enquanto o ótimo global é dado por $H = 10 m$, $T = 31 ^\circ C$ e $P_F = 60,9804 kg/m^3$. Por fim, o processo é concluído ($t = 6 h$ a $t = 8 h$) com o ótimo global, $H_{OP} = 9,7237 m$, $T_{OP} = 31,1238 ^\circ C$ e $P_{FOP} = 61,5187 kg/m^3$, sendo calculado pelo otimizador. Nessa última etapa mostrada na Fig. 3.29, alguns pontos possuem aproximadamente a mesma concentração final, como, por exemplo, P_1 ($H = 10 m$, $T = 31 ^\circ C$ e $P_F = 61,1186 kg/m^3$) e P_2 ($H = 10 m$, $T = 36 ^\circ C$ e $P_F = 61,1221 kg/m^3$). Observa-se que, para o ajuste e pH definidos anteriormente, o otimizador mantém o nível do processo durante toda a operação variando somente as temperaturas, obtendo-se

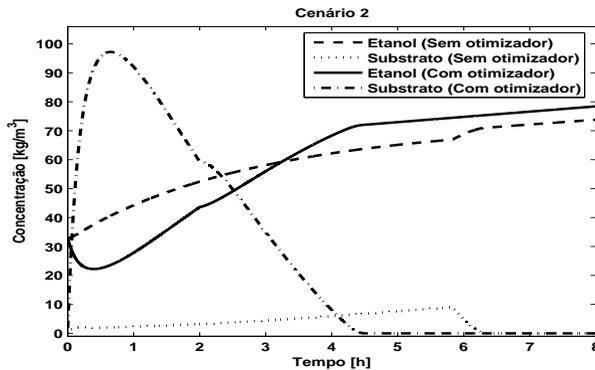


Fig. 3.25: cenário C2. Desempenhos do sistema sem e com o otimizador

N_H	ΔQ	$P_F(kg/m^3)$	N_H	ΔQ	$P_F(kg/m^3)$
1	0,5	75,3532	4	2	78,4193
1	1	74,4925	4	4	77,7028
2	0,5	76,9376	7	1	78,8394
2	1	76,7099	7	2	78,8547
2	2	76,2838	7	4	78,8528
4	1	78,4707	7	7	78,7567

Tabela 3.4: concentrações de etanol para alguns valores de N_H e ΔQ

uma concentração final ótima global em $t = 8 h$ da fermentação. Um dado importante é que não há necessidade de um investimento inicial para a aplicação do otimizador. Como o processo é lento e os valores de ΔQ são da ordem de horas, a estratégia proposta pode ser facilmente testada na prática. Executando o NPMC em um computador comercial, os *setpoints* podem ser ajustados manualmente em cada etapa, após o cálculo do otimizador. Dessa maneira, a técnica apresentada tem grandes possibilidades de ser aplicada na indústria.

Uma das propostas deste trabalho é utilizar energia solar para produzir água fria que possibilite o controle ideal da fermentação. No próximo capítulo, será explicado o projeto completo dessa unidade assim como será avaliado detalhadamente do ponto de vista econômico a vantagem de sua implementação.

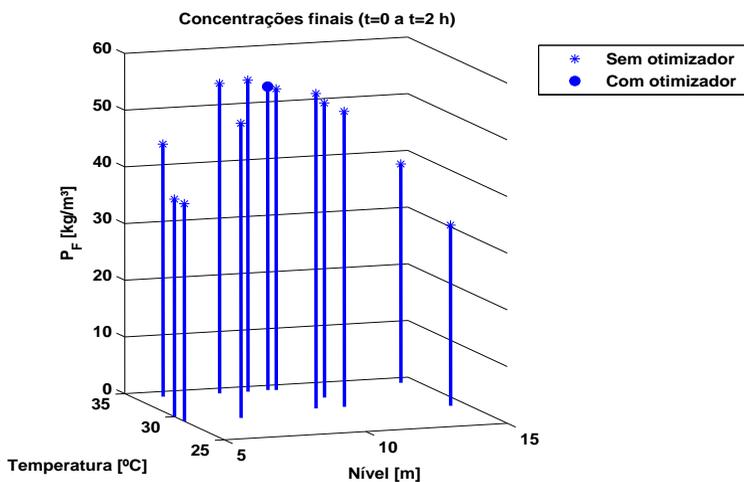


Fig. 3.26: pontos de teste para o otimizador entre $t = 0 h$ e $t = 2 h$

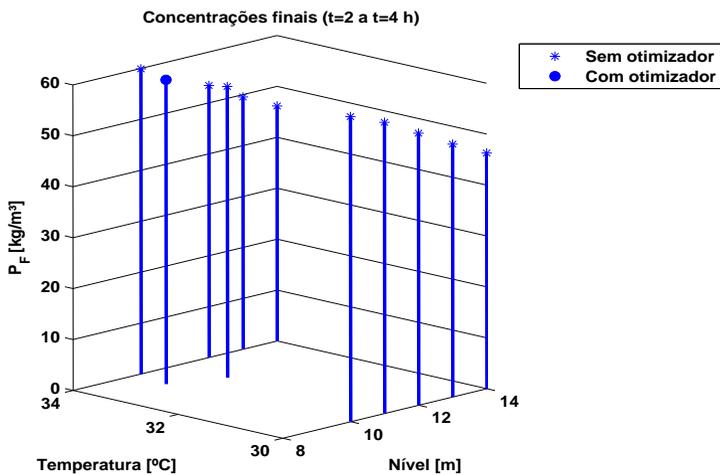
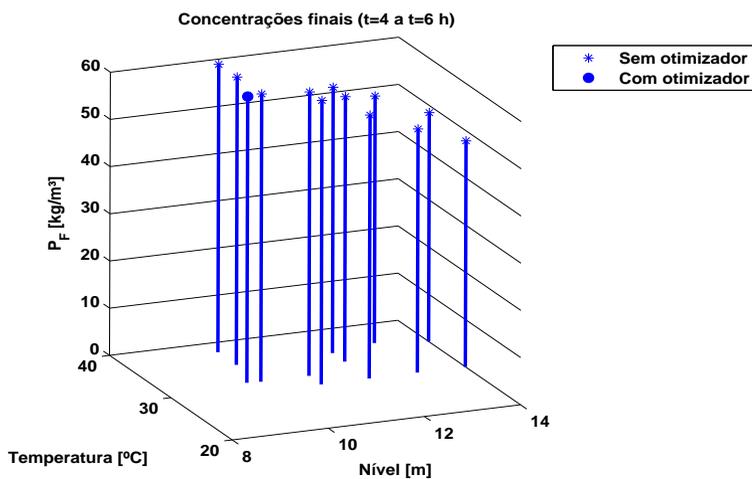
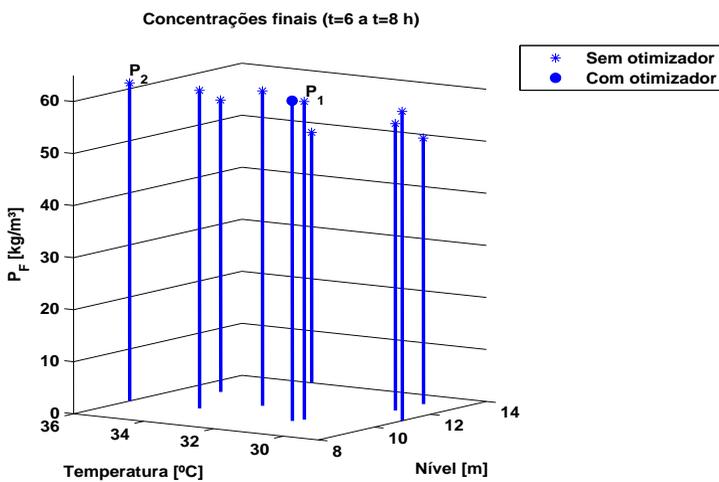


Fig. 3.27: pontos de teste para o otimizador entre $t = 2 h$ e $t = 4 h$

Fig. 3.28: pontos de teste para o otimizador entre $t = 4 h$ e $t = 6 h$ Fig. 3.29: pontos de teste para o otimizador entre $t = 6 h$ e $t = 8 h$

3.3 Considerações Finais do Capítulo

Nesse capítulo foi explanado o sistema de controle proposto para maximizar a produção de etanol na unidade de fermentação. O sistema é composto por duas camadas: controle avançado (otimizador) e controle local (controladores regulatórios do tipo PID). As variáveis de decisão para a otimização do processo são o pH_5 , a temperatura (T) e o nível do reator (H).

Todo o procedimento de implementação do controlador, tanto na camada global quanto na local, foi apresentado. Por meio de técnicas de controle clássico, os controladores PID são ajustados com valores fixos enquanto definem-se diferentes parâmetros para o otimizador, com a finalidade de avaliar o desempenho do processo quanto à produção de etanol.

Ao utilizar a estrutura de controle multivariável NMPC, o sistema foi simulado e, de acordo com os resultados obtidos, pode-se afirmar que a estratégia garante um ganho significativo em relação ao que é aplicado na indústria. Entretanto, para seu melhor funcionamento, é desejável uma fonte energética que permita o controle correto da temperatura no reator.

Salienta-se que diversas estratégias de otimização em batelada alimentada foram abordadas na literatura do ponto de vista da Engenharia Bioquímica. Porém, a linguagem deste trabalho procura dar uma conotação mais teórica e prática na esfera da Engenharia de Controle e Automação, dada sua escassez no cenário produtivo do etanol.

Capítulo 4

Planta Solar de Refrigeração Integrada à Unidade de Fermentação

Ao desenvolver o sistema avançado de controle para fermentação alcoólica, constatou-se a necessidade de uma grande quantidade de energia para atingir as temperaturas ótimas definidas pela estratégia implementada. Porém, o fato do etanol brasileiro aparecer como um importante combustível dentro do contexto de desenvolvimento sustentável, não faz sentido buscar alternativas nas fontes consideradas poluentes. Ademais, existe uma mudança de paradigma no que se refere ao modelo de energia mundial, na qual a tendência de mercado é que o emprego de energia renovável se torne mais barato e próximo da energia tradicional (Smil 2012). Nesse contexto, o uso da energia solar aparece como uma importante alternativa na proposta do trabalho.

Este capítulo refere-se à parte da pesquisa desenvolvida em parceria com a Universidade de Almería (UAL), na Espanha, que conta com grande experiência no uso dessa tecnologia. Desde 1987, projetos de pesquisa que aplicam controle avançado são realizados na Plataforma Solar de Almería (PSA) com o objetivo de investigar a viabilidade da energia solar térmica em processos de dessalinização, refrigeração e aquecimento. Entretanto, a aplicação mais interessante para este projeto é a que emprega o processo de energia solar nos seus sistemas de refrigeração e ar condicionado.

Partindo desse princípio, estudou-se a implantação desses equipamentos nas usinas de etanol, já que essas empresas são situadas em regiões de elevada irradiação solar e um sistema que aproveita esse potencial natural

poderá auxiliar no controle de temperatura dos reatores.

4.1 A Contextualização da Ideia

Hoje em dia, a maioria dos governos reconhece que a energia solar vai desempenhar um papel importante no futuro da energia e a maioria deles promove a adoção dessa alternativa renovável. No caso de Espanha, a condição climatológica ideal na maior parte do país permite fazer um uso lucrativo desse sistema, sendo considerado um marco para garantir o fornecimento de energia espanhola no futuro. Conseqüentemente, têm-se criado políticas quanto ao uso da energia solar (RD 2818/1998 1998), mas o elemento chave que afetaria positivamente a evolução da tecnologia na Espanha foi o *Royal Decree 436/2004* (RD 436/2004 2004). Este decreto permitiu uma larga conexão de plantas térmicas e fotovoltaicas às linhas de transmissão espanholas garantindo subsídios rentáveis para o investimento em energia renovável e desencadeando uma implantação maciça de placas solares ao longo de seu território. As condições de subsídio foram adaptadas em um novo projeto no *Royal Decree 661/2007* (RD 661/2007 2007) para atualizá-las na realidade de mercado. Além disso, o Ministério do Meio Ambiente espanhol expressa a necessidade de se criar campanhas que fazem as pessoas mais conscientes em termos de economia e meio ambiente no uso de energia. Todas essas ações resultaram em uma capacidade instalada de 4325 MW no ano de 2010, o que correspondia a 2,5% da demanda energética daquele país, atendendo aos informes da *Red Eléctrica de España* (REE).

Não obstante, empresas importantes de energia e institutos estão ali localizados, tais como Plataforma Solar de Almería (PSA), o maior centro de pesquisa em planta solar da Europa, que pertence ao *Centro de Investigaciones Energéticas Medioambientales y Tecnológicas* (CIEMAT) da província de Almería, localizado na região sul. Almería é uma das regiões mais desérticas da Europa, recebendo menos de 200 mm de chuva e mais de 3000 horas de sol por ano, atendendo à *Agencia Estatal de Meteorología* (AEMET) espanhola, tornando-a uma das localizações mais adequadas para implantar sistemas solares. No CIEMAT funciona o projeto *Arquitectura Bioclimática y Frío Solar* (ARFRISOL), cujo objetivo é quantificar a economia de energia obtida na prática utilizando estratégias bioclimáticas passivas e sistemas renováveis ativos.

Em particular, o presente projeto foi desenvolvido no *Centro de Investigación de la Energía solar* (CIESOL) da UAL. O edifício onde está situado o laboratório CIESOL possui uma planta solar que gera energia para o aquecimento (no inverno) e resfriamento (no verão) de suas acomodações. Um fluido é aquecido nos coletores solares e utilizado como fonte de energia na

máquina de absorção que resfria a água. A fonte quente é armazenada quando a unidade não está operando e, para as situações em que a radiação solar não é suficiente, conta-se com uma caldeira a gás natural como sistema auxiliar de energia. Observa-se que no inverno a fonte quente é usada diretamente nos sistemas de climatização dos ambiente do edifício.

Destarte, tem-se um cenário bastante propício para a junção de dois tipos de energia limpa e, portanto, o *know-how* de cada país. Como visto no Cap. 3, muitas vezes, a temperatura do fluxo de água não é fria o suficiente para controlar a temperatura do reator, dado o calor liberado no decorrer do processo de fermentação. Por outro lado, há um potencial em termos de energia solar que pode ser aproveitado para suprir essa demanda energética. O Brasil possui condições climáticas favoráveis em diversas regiões (Tiba 2000) e, por isso, investimentos em energia solar com custos competitivos têm crescido bastante nos últimos anos. Neste escopo, as usinas sucroalcooleiras são implantadas em locais onde a insolação anual é alta, variando entre 2500 a 3000 horas de sol por ano. Ademais, durante a safra, deve haver pouca chuva no período diurno, uma vez que a produção de etanol depende da plantação de cana-de-açúcar.

Portanto, este trabalho propõe uma estrutura que utiliza a alta irradiação solar, presente nas localidades das usinas, para produzir energia que auxilia o controle ótimo da temperatura no processo de fermentação. Como não há disponibilidade de um sistema prático experimental que integra a planta solar de refrigeração e uma unidade de fermentação, a técnica *Hardware in the Loop* foi executada sobre a planta solar de refrigeração, utilizando o modelo não linear completo desenvolvido no Cap. 2 para simular a unidade de fermentação. Na continuação, o projeto será exposto detalhadamente.

4.2 Planta Solar de Refrigeração

O uso da energia solar em sistemas de refrigeração promove uma relação interessante entre o nível de irradiação e a demanda de frio. Ou seja, quanto mais elevada a irradiação, mais calor se faz e maior a quantidade de energia consumida pelos sistemas de climatização. Porém, maior a potência produzida pelas placas. Os sistemas solares de refrigeração podem ser divididos em duas categorias: sistemas de resfriamento por absorção e sistemas mecânicos (Zhai et al. 2008). Neste trabalho, o equipamento de refrigeração é uma máquina de absorção (ver Fig. 4.1). Como pode ser observada na Fig. 4.2, a planta solar de refrigeração que assiste a demanda do edifício do CIESOL é composto por:

- Um campo de coletores solares plano com uma superfície total de 160



Fig. 4.1: planta solar de refrigeração. (1) Máquina de absorção, (2) Tanques de reserva, (3) Campo de coletores solares

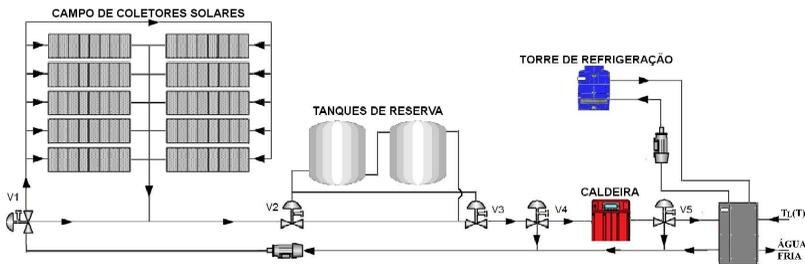


Fig. 4.2: esquema da planta solar

m^2 e uma faixa de operação entre $-20\text{ }^{\circ}C$ e $120\text{ }^{\circ}C$.

- Um sistema de armazenamento de dois tanques de $5\text{ }m^3$ conectados em série, utilizado para acumular água quente quando não há demanda de frio ou para diminuir as variações da temperatura da saída dos coletores solares, que está sujeita a perturbações.
- Uma caldeira a gás (fonte de energia convencional) fabricada pela ADI-SA, com potência nominal de $116\text{ }kW$.
- Uma máquina de absorção fabricada pela YAZAKI, com potência nominal de $70\text{ }kW$.

Máquinas de absorção tem algumas limitações de temperatura na entrada. A temperatura de entrada do gerador deve estar dentro de uma determinada faixa de operação ($[65,98]\text{ }^{\circ}C$, no caso deste trabalho). Para manter a temperatura de entrada na faixa desejada, a planta pode ser configurada de diferentes maneiras, incluindo e excluindo os subsistemas e atendendo às

condições de operação, por meio de manipulação das diferentes válvulas que são mostradas nas Figs. 4.1 e 4.2.

Existem três subsistemas no esquema da planta solar. O primeiro inclui o campo coletor, tanques, caldeira e a máquina de absorção. Este é o circuito primário ou principal. O segundo inclui uma torre de refrigeração e uma malha externa da máquina de absorção. Por fim, o terceiro subsistema conecta a saída da máquina de absorção (água fria) ao sistema de ventilação do edifício. No entanto, quando experimentos são realizados, um trocador de calor e uma bomba de calor são utilizados para simulação de carga térmica externa.

A mistura dos diferentes processos contínuos e dinâmicas discretas dificultam a modelagem e controle do sistema. No entanto, as mudanças na configuração de operação da planta atendem uma simples ideia: deve-se priorizar o uso dos coletores solares, consumindo água armazenada nos tanques somente quando necessário e evitando por todos os meios a fonte de energia convencional, caldeira a gás. Certamente, nem sempre isso é possível devido às limitações relacionadas à disponibilidade de irradiação solar.

Os coletores solares produzem água quente utilizada na máquina de absorção para obter água fria. Quando a temperatura de saída dos coletores não é o suficiente para alimentar a máquina de absorção, os tanques ou caldeira, ou ainda ambos, devem auxiliar o campo solar a fim de manter a temperatura de entrada da máquina na faixa de operação indicada. Por outro lado, quando não há demanda de frio, a água quente pode ser armazenada nos tanques para uso futuro: (i) para aquecer o circuito primário ou (ii) alimentar a máquina de absorção. Ainda, esses tanques podem ser utilizados para obter respostas amortecidas no sistema.

Dessa maneira, as diferentes configurações da planta são utilizadas ao longo do dia em função das necessidades da situação. De forma geral, os modos de operação da planta são:

1. Máquina de absorção desligada

- Recirculação utilizando água armazenada: a água flui através dos coletores solares em circuito fechado. Nesse modo, eleva-se a temperatura da água do subsistema primário.
- Armazenamento de água quente nos tanques: esse modo é utilizado somente quando não há carga de trabalho e a irradiação é alta, sendo a temperatura da água dos coletores maior que a da água dos tanques acumuladores.

2. Máquina de absorção ligada

- Campo de coletores solares: esse caso ocorre quando a irradiação é alta. A energia produzida nos coletores é suficiente para abastecer a máquina sem a necessidade de ativar a caldeira.
- Descarga de água dos tanques: a água dos tanques passa pelo primeiro subsistema para aumentar ou diminuir a temperatura global do circuito de acordo com a situação.
- Caldeira a gás: esse modo é acionado quando há pouca irradiação e a temperatura dos tanques é menor ou igual a temperatura do circuito primário que está bem abaixo da faixa de operação.
- Campo de coletores solares + caldeira: ocorre quando a energia produzida nos coletores não é o suficiente para abastecer a máquina de absorção.
- Descarga da água do tanque + caldeira: quando a temperatura da água dos tanques é maior que a do circuito primário, seleciona-se esse modo para que a caldeira trabalhe a uma potência menor para alimentar a máquina de absorção.
- Campo de coletores solares + tanque ou campo de coletores solares + tanque + caldeira: esses modos propiciam respostas amortecidas, visto que os tanques funcionam como filtro. A água proveniente dos coletores empurra a água dos tanques que chega na máquina de absorção.

Dessa forma, a demanda de água fria que seria causada pelo edifício, agora deve estar relacionada com a energia necessária para o resfriamento da unidade de fermentação. Como comentado anteriormente, um trocador e uma bomba de calor irão gerar a carga térmica simulada pelo modelo da fermentação que, por sua vez, está inserida no terceiro circuito da planta solar.

Entretanto, é necessário que a unidade de fermentação seja adequada à capacidade energética da planta solar e sua configuração permita o controle correto da temperatura. Na próxima seção, a nova unidade "virtual" será projetada.

4.3 Dimensionamento e Projeto da Unidade de Fermentação Alcoólica

Inicialmente, um modelo de saída da planta solar foi necessário para projetar a unidade de fermentação. Um segundo trocador será utilizado para

conectar o modelo do processo à planta solar de refrigeração (ver Fig. 4.3). Este tipo de conexão tem a finalidade de desacoplar as duas unidades e, desse modo, permitir que a máquina de absorção opere em uma faixa segura durante todo o experimento (com a vazão da água fria entre 5 e 14 m^3/h).

Considerando os pontos de operação típicos da máquina de absorção, foram realizados alguns experimentos sobre a planta, dos quais sua temperatura de saída $T_F(t)$ pode ser modelada por T_{F_m} de acordo com a seguinte identificação:

$$\frac{T_{F_m}(s)}{T_L(s)} = \frac{g_k(F_L, T_L)}{0,028s + 1}$$

na qual g_k é o ganho escalonado que depende das entradas $F_L(t)$ e $T_L(t)$, que são a vazão e temperatura da água, respectivamente. Um teste de validação é mostrado na Fig. 4.4. Nota-se que, embora a temperatura real T_F tenha apresentado um pequeno ruído, o modelo produz uma dinâmica precisa durante o experimento, cujos índices das Eqs. 2.7 e 2.8 calculados são:

$$EPMA_{M_a} = 3,68\%, \quad RSD_{M_a} = 4,22\%$$

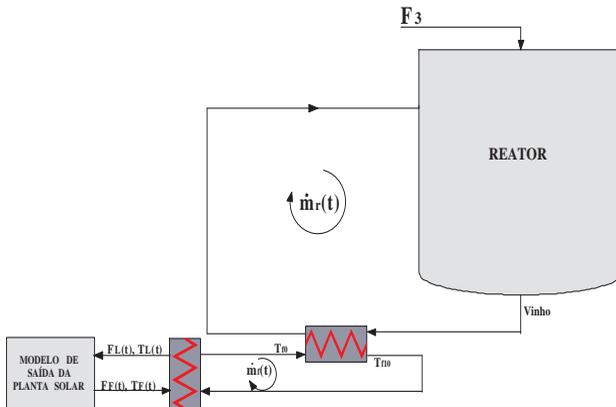


Fig. 4.3: projeto para o modelo da unidade de fermentação

É importante lembrar que o tamanho do reator e a taxas de vazão mássica $\dot{m}_r(t)$ e $\dot{m}_f(t)$ influenciam fortemente o balanço de energia do sistema. Portanto, a configuração escolhida deve ser capaz de controlar a temperatura do processo de fermentação. Baseados nessa ideia e usando o modelo descrito acima, esses parâmetros foram definidos como segue. O vinho do reator circula passando pelo trocador de calor a uma taxa constante de vazão mássica

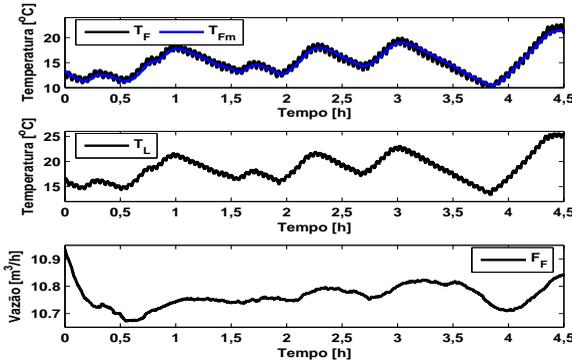


Fig. 4.4: validação. Sinais de entrada e saída da máquina de absorção e do seu modelo

de $\dot{m}_r = 1 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$ e a vazão de água é $\dot{m}_f = 1,4 \cdot 10^4 \cdot u(t) \text{ (kg/h)}$, regulada por $u(t) \in [0,1]$, é utilizada como variável manipulada para controlar a temperatura do vinho dentro do reator, cuja capacidade volumétrica é 80 m^3 . A estrutura completa é ilustrada na Fig. 4.5. Observa-se que a temperatura da água $T_{f10}(t)$ é reduzida devido à troca de calor com a água fria proveniente da máquina de absorção ($F_F(t)$, $T_F(t)$).

No caso do modelo do pH do mosto, o volume da mistura é $V_d = 46,2 \text{ L}$; e o volume ocupado pelo inóculo no reator em que a fermentação inicia é $V_0 = 15 \text{ m}^3$ ($H_0 = 1,5 \text{ m}$). Nesta nova unidade de calor liberado durante a fermentação será de $92,5 \text{ kcal}$ por quilograma de substrato consumido. Os demais parâmetros serão os mesmos, definidos no Cap. 2.

4.4 A Produção de Etanol Proposta Combinada com a Planta Solar de Refrigeração

A estrutura proposta está ilustrada na Fig. 4.5 e funciona da seguinte forma: o campo de coletores solares é utilizado para aumentar a temperatura da água até um *setpoint* desejado dentro da faixa de operação da temperatura de entrada da máquina de absorção. Se a temperatura dos tanques for maior que a temperatura de saída dos coletores (normalmente, quando a irradiação é baixa), o subsistema dos tanques pode ser incluído na configuração da planta para auxiliar o campo solar. Ainda, se a temperatura que chega na unidade de absorção estiver abaixo da entrada determinada, a caldeira a gás entra em operação. A água quente alimenta a máquina, onde o ciclo de absorção ocorre para gerar água fria (T_F). Como pode ser visto, a água fria refrigera mediante

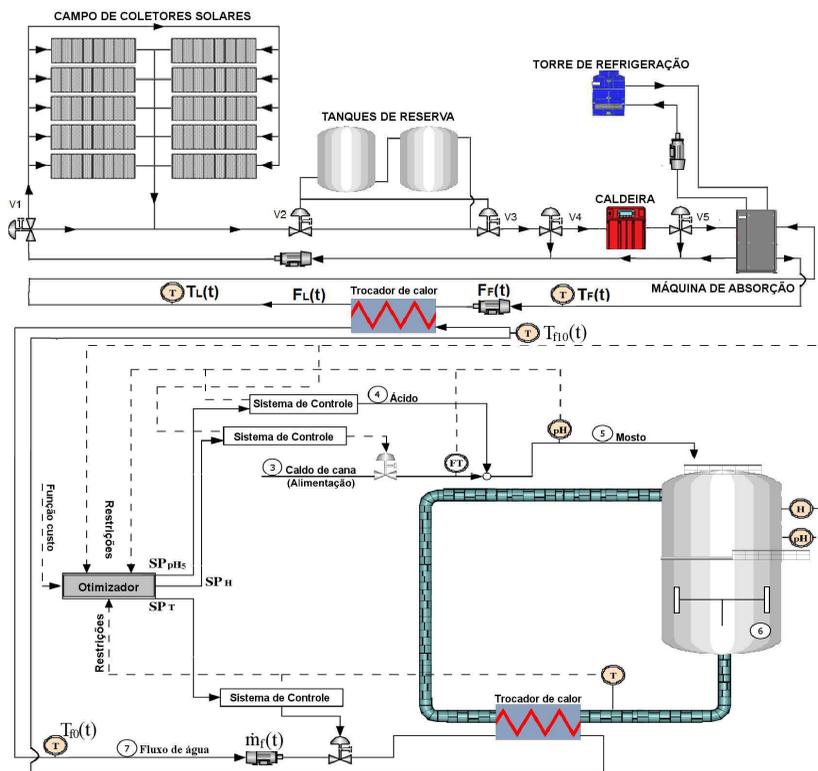


Fig. 4.5: estrutura completa

um trocador de calor a água cujo fluxo é manipulado pelo sistema de controle da unidade de fermentação.

Com a nova caracterização paramétrica do reator, o Sistema de Controle Avançado agora tem a seguinte função custo:

$$\min J(SP_H, SP_T, SP_{pH_5}) = - \int_t^{t+N_H} \dot{P}(t) dt$$

Sujeito a:

$$\begin{aligned} & \text{Equações do modelo} \\ & H(t) \leq SP_H(t) \leq 8 \\ & 20 \leq SP_T(t) \leq 40 \\ & 4 \leq SP_{pH_5}(t) \leq 6 \end{aligned} \quad (4.1)$$

Vale notar que fatores relacionados com o consumo da água também podem ser incluídos na função custo do otimizador. Porém, como seu preço

ainda é bem menor que ao do etanol nos dias atuais e os gerentes industriais das usinas focalizam seus esforços na maximização da fabricação de etanol, decidiu-se enfatizar o algoritmo do sistema na concentração final do produto, o que não interfere na abordagem conceitual deste trabalho.

4.4.1 Estratégia de Controle para a Planta Solar

A fim de suprir a demanda de resfriamento do processo de fermentação, a energia produzida pela máquina de absorção deve ser garantida. Devido à série de configurações dos componentes da planta, não é possível armazenar água quente nos tanques acumuladores ao mesmo tempo em que a máquina é alimentada pelo fluxo produzido nos coletores. Portanto, o sistema permite armazenar energia somente quando não há necessidade de se produzir frio. No caso da fermentação, existe demanda de frio ao longo do processo completo e o modo de armazenamento não é selecionado durante a operação da planta.

Dessa maneira, os tanques poderiam ser acionados com dois objetivos durante este experimento: (i) para auxiliar o campo solar em modo de descarregamento, quando sua temperatura é suficientemente elevada e a temperatura dos coletores solares não está dentro da faixa de operação desejada, (ii) ou para amortecer a dinâmica transitória da temperatura de saída devido a perturbações ou mudanças de *setpoint*.

O uso da caldeira a gás no sistema de refrigeração deve ser evitado devido aos custos tanto econômico quanto ambiental. Por essa razão, a caldeira é ligada somente quando o campo de coletores solares e os tanques de armazenamento não são capazes de garantir o funcionamento da máquina de absorção.

Considerando a interconexão entre as unidades, a configuração ajustada no sistema consiste nos coletores solares e tanques funcionarem no modo de descarregamento a fim de obter temperaturas de entrada na máquina entre 65 e 90 °C com tempo de resposta filtrado.

Como comentado, o ajuste realizado faz como que os tanques operem de forma equivalente a um filtro, permitindo, dessa forma: (i) amortecer as elevadas variações que eventualmente ocorrem no campo solar, como pode ser observado na Fig. 4.6, e (ii) evitar transitórios produzidos pelas mudanças de modo de operação das diferentes configurações que incluem e excluem os coletores ou tanques. Esta situação pode provocar impactos consideráveis na máquina de absorção a depender da magnitude da diferença entre as temperaturas.

Contudo, para a construção real da planta, o campo de coletores solares e os tanques foram dimensionados para atender, no máximo, a potência

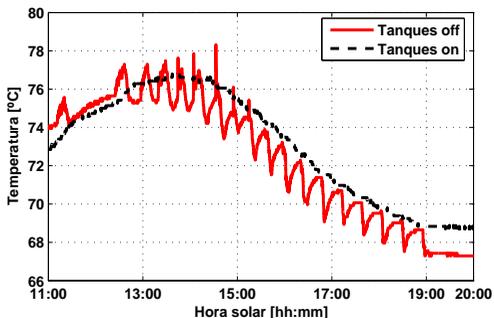


Fig. 4.6: temperatura de entrada amortecida pelos tanques

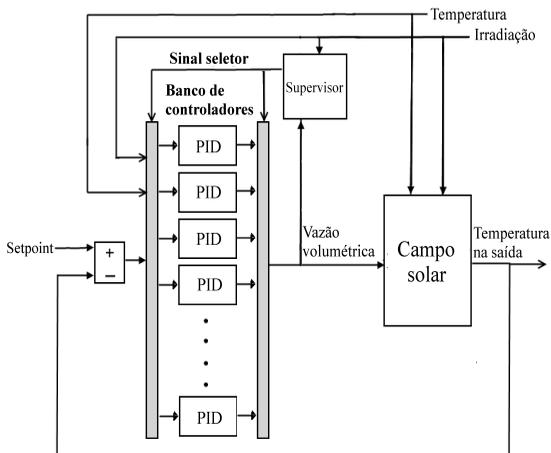


Fig. 4.7: esquema do controle por chaveamento do campo solar

limite da máquina de absorção. Por isso, tipicamente, os coletores solares geram uma temperatura abaixo de $90\text{ }^{\circ}\text{C}$. Ainda, de acordo com o manual do fabricante YAZAKI, quanto maior a temperatura de entrada (dentro da faixa de segurança) da máquina, melhor sua capacidade de refrigeração. Ou seja, o problema de controle pode ser simplificado a manter a temperatura de saída do campo mais alta quanto for possível em função das condições ambientais e faixas de operação das vazões. Finalmente, como o objetivo deste trabalho é utilizar somente a fração solar e não ativar a caldeira, esta não necessitará de um sistema de controle.

A estratégia de controle por chaveamento proposta por Pasamontes

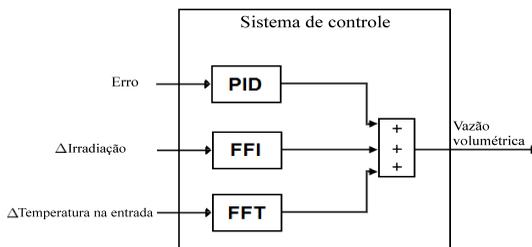


Fig. 4.8: esquema do sistema de controladores locais

et al. (2011) foi aplicada na planta solar. A finalidade dessa estratégia é adaptar o sistema de controle para novas dinâmicas enquanto rejeita as perturbações causadas pelo chaveamento dos demais controladores. O algoritmo é composto por:

- Um banco de controladores PID e malhas *feedforward*, projetados para diferentes pontos de operação.
- Uma camada supervisória para selecionar o controlador a ser ativado.
- Um mecanismo de chaveamento para rejeitar as dinâmicas produzidas pela seleção dos controladores locais.

O esquema dessa configuração é mostrado na Fig. 4.7, no qual cada controlador é composto por uma malha de realimentação e duas malhas antecipatórias para rejeitarem as perturbações caudadas pela irradiação e variações na temperatura de entrada (ver Fig. 4.8).

Na continuação, o procedimento para conectar essa planta real ao modelo da fermentação será explicado.

4.5 Simulação *Hardware in the Loop*

A técnica de simulação é bastante utilizada para avaliar as características de um sistema, assim como o seu desempenho, sem a necessidade de operações reais. No entanto, há situações em que é possível realizar testes dos componentes reais de um projeto em conexão com modelos teóricos da parte que não se encontra disponível fisicamente, mas que são simulados por alguma ferramenta computacional. Esse método denominado *Hardware in the Loop* (HIL) diminui os custos econômicos e tempo dos experimentos; e, sobretudo, proporciona maior confiabilidade e segurança nas avaliações.

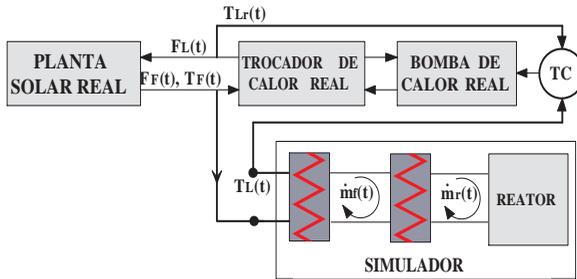


Fig. 4.9: esquema para aplicar a carga simulada na planta solar

A estratégia do HIL tem sido aplicada em diversas áreas de controle automático, tais como robótica (Aghili & Piedboeuf 2002), militar (Jr. et al. 2000), automobilística (Lin et al. 2006) e processos químicos (Kocijan & Karba 1997). No caso deste trabalho, esta técnica divide a estrutura proposta em duas unidades interconectadas: a planta solar de refrigeração (real) e o processo de fermentação (modelo).

Na Fig. 4.5 é ilustrado o sistema completo a ser simulado, onde a unidade solar de refrigeração e a unidade de fermentação são integradas aplicando uma configuração HIL. Com a finalidade de estudar a combinação de ambos os sistemas, a bomba de calor foi utilizada para simular a carga térmica produzida pelo processo de fermentação. No esquema mostrado na Fig. 4.9, o bloco de simulação inclui a unidade de fermentação, o sistema de controle proposto e um segundo trocador de calor que conecta as duas unidades. O processo real é composto pela planta solar com seu sistema de controle, o trocador de calor adicional e a bomba. Como pode ser observado na figura, a cada tempo de amostragem $T_s = 5\text{ s}$, a temperatura de carga $T_L(t)$ que deve entrar na máquina de absorção da planta solar é gerada pelo modelo de fermentação e comparado com o valor de temperatura de carga real T_{Lr} pelo controlador TC . Dessa maneira, a bomba de calor é manipulada de tal forma que T_{Lr} se iguale a $T_L(t)$ e as medidas disponíveis da planta real sejam aplicadas no modelo a fim de atualizar seu estado atual. Enfim, o valor de vazão da água fria produzida pela máquina de absorção dada por $F_f(t) = F_L(t)$ com temperatura $T_f(t)$ retorna ao simulador.

O modelo da unidade da fermentação foi implementado no Matlab[®] e a intercomunicação com os sensores e atuadores da planta foi executada por meio do LabVIEW, conectada com o computador principal que opera em um servidor *OLE for Process Control* (OPC).

Na próxima seção, alguns experimentos serão apresentados para avaliar a estrutura proposta considerando diferentes cenários.

4.6 Resultados experimentais e análise

Diversos experimentos e comparações entre as diferentes alternativas para controle e refrigeração do processo de fermentação foram realizados, considerando sempre a unidade de fermentação com reator de 80 m^3 como apresentado na seção 4.3. Nesta ocasião, em uma análise mais realística e completa, os benefícios que podem ser obtidos mediante o uso da estrutura proposta foram avaliados em termos de investimentos e ganhos econômicos. Os cenários estudados neste trabalho estão descritos na Tabela 4.1.

	Fonte energética	Controle automático
C1	Rio	Controlador PI
C2	Rio	Otimizador
C3	Solar	Otimizador

Tabela 4.1: definição dos cenários

A produção do etanol foi calculada empregando $G_P = V_F \cdot P_F - V_0 \cdot P_0$, sendo V_0 (m^3) e P_0 (kg/m^3) o volume e a concentração iniciais, respectivamente; e V_F (m^3) e P_F (kg/m^3) o volume e a concentração finais, respectivamente. Além disso, é importante considerar o volume de água utilizado no sistema, cujo preço depende de muitos fatores, tais como custo de extração, transporte, tratamento e políticas governamentais. Embora haja empresas no Brasil que comprem água residual por $US\$ 4,50/\text{m}^3$ para suprir suas necessidades, o valor aceitável para a indústria varia entre 1,00 e 4,00 dólares por metro cúbico (Mierzwa 2002, Española 2010). Por fim, como é muito comum as plantas de etanol possuírem torres de resfriamento e caldeiras à biomassa, esses equipamentos não precisam ser considerados no cálculo do investimento inicial. Desse modo, a análise econômica será baseada nas seguintes suposições: o custo do campo de coletores solares é $US\$ 190/\text{m}^2$, um tanque de armazenamento de 5 m^3 é $US\$ 8300$, o custo da máquina de absorção é $US\$ 200/\text{kW}$, a instalação do sistema é 10% do custo total, o preço da água é $US\$ 2,50/\text{m}^3$ e o preço do etanol hidratado é $US\$ 0,50/\text{kg}$.

O primeiro cenário C1 corresponde à maneira de operação comumente encontrada nas usinas. A água do rio é utilizada para diminuir a temperatura do processo de fermentação, aplicando um sistema de controladores PI sem algoritmo de otimização. Neste experimento, a temperatura da água proveniente do rio tem um valor constante de $28,5\text{ }^\circ\text{C}$ e sua vazão $\dot{m}_f(t)$ é manipulada pelo controlador. Um sinal do tipo rampa é aplicado para alimentar o processo, como é ilustrado na Fig. 4.10. Os *setpoints* da temperatura dentro do reator e do *pH* do mosto são $32\text{ }^\circ\text{C}$ e 5,3, respectivamente; e o comportamento dessas variáveis é mostrado nas Figs. 4.11 e 4.12. Como pode ser

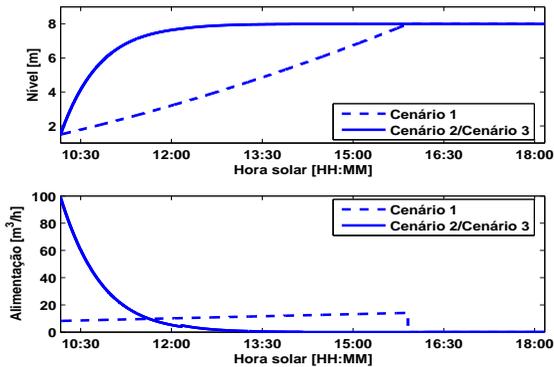


Fig. 4.10: controle do nível

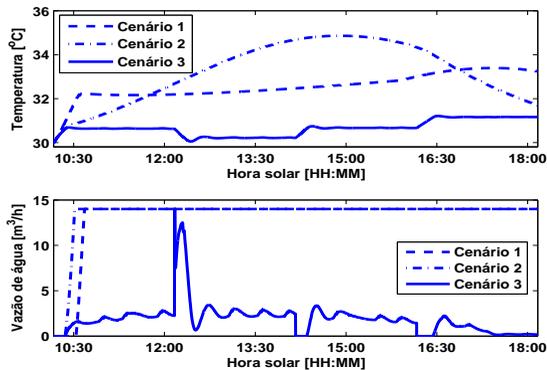


Fig. 4.11: controle da temperatura

notada nas Figs. 4.13 e 4.14, uma concentração de $76,8417 \text{ kg/m}^3$ é obtida e a produção de etanol é igual a $G_P = 5653,2 \text{ kg}$ utilizando um volume de $105,7 \text{ m}^3$ de água por reator. Nessas figuras, as evoluções da biomassa, da biomassa morta e do substrato também são mostradas.

No segundo cenário C2, a mesma fonte natural de resfriamento é usada nas condições do cenário anterior, mas, neste caso, os *setpoints* são definidos pela estratégia de otimização apresentada na Seção 3.1 do capítulo anterior. Esta alternativa modifica os pontos de operação para aqueles que são considerados ideais e que maximizam a produção do processo, como são mostrados nas Figs. 4.10, 4.11 e 4.12. Entretanto, nota-se que, apesar da vazão de

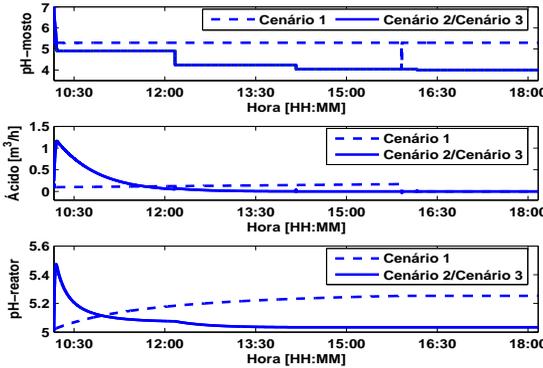


Fig. 4.12: controle do pH do mosto e dinâmica do pH do reator

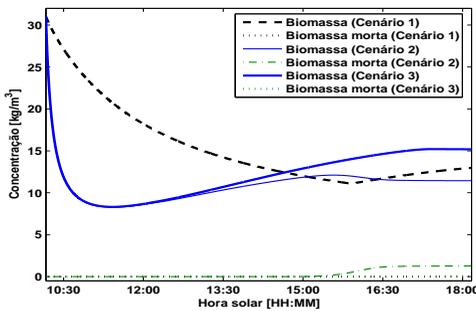


Fig. 4.13: dinâmicas da biomassa e da biomassa morta para cada cenário

água ser máxima, o sistema não é capaz de controlar a temperatura. Neste caso, quando a fermentação é completa, o reator tem uma concentração de $79,4918 \text{ kg/m}^3$ e uma quantidade de $5864,3 \text{ kg}$ de etanol. Em relação ao cenário anterior, o custo adicional corresponde ao volume de água utilizado por reator que é um pouco maior (108 m^3). Neste cenário, há um acréscimo de $3,73\%$ na produtividade de etanol e o ganho em termos de capital é $US\$ 99,8$ por fermentação. Os resultados obtidos são mostrados nas Figs. 4.13 e 4.14.

No último cenário C3, o fluido refrigerante do trocador de calor da unidade de fermentação é proveniente da planta solar de refrigeração e a mesma estratégia do cenário anterior é aplicada para controlar as variáveis predefinidas do processo de fermentação. Os pontos ótimos de operação são ilustrados nas Figs. 4.10, 4.11 e 4.12.

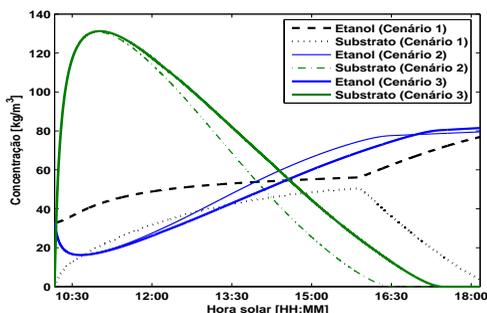


Fig. 4.14: dinâmicas do etanol e do substrato para cada cenário

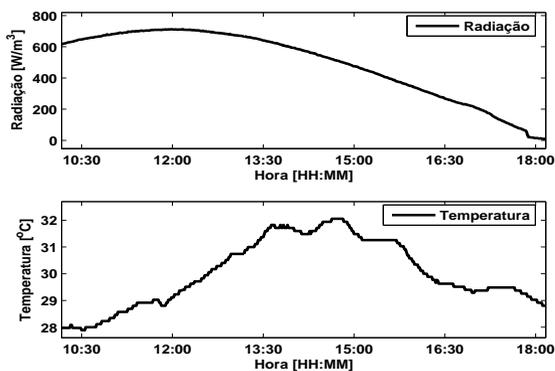


Fig. 4.15: curvas de radiação e temperatura ambiente

Os resultados deste cenário são mostrados nas Figs. 4.13 e 4.14, em que $6023,5 \text{ kg}$ de etanol por reator ($P_F = 81,4781 \text{ kg/m}^3$) é obtido. O volume total de água utilizada é $95,17 \text{ m}^3$ e a estrutura proposta possibilita um incremento na produção de $2,71\%$ em relação ao cenário C2. A maior parte desse experimento foi realizada no período diurno. Nota-se na Fig. 4.15 que, mesmo com a radiação (curva real) tendendo a zero no final do processo, o sistema é capaz de controlar a temperatura devido à sua energia acumulada. Portanto, o investimento inicial é de $US\$ 48840$, se for considerado uma fermentação por dia, quando não é necessário o sistema de armazenamento (tanques de reserva), dado que a água quente dos tanques não foi utilizada. Contudo, o investimento e os parâmetros econômicos para implementar a planta solar de refrigeração estão descritos nas Tabelas 4.2 e 4.3, onde está represen-

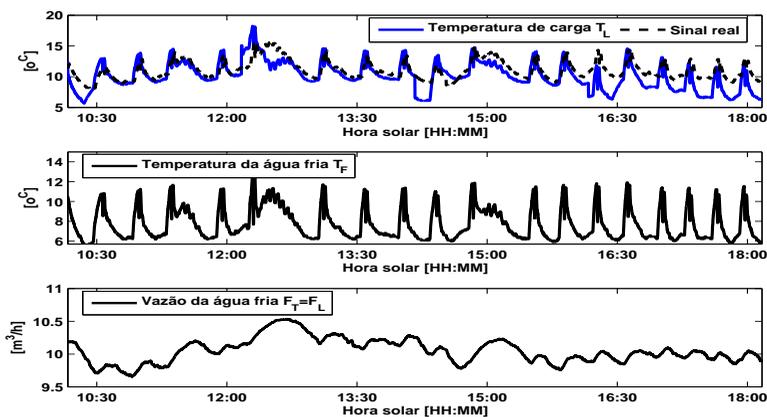


Fig. 4.16: cargas térmicas simulada e real aplicada na planta solar

tado um tempo para retorno financeiro de 438 dias do período de safra para cada reator (aproximadamente dois anos de operação).

	US\$/unidade	Unidade	Quantidade	Subtotal (US\$)
Campo solar	190	m^2	160	30400
Máq. de absorção	200	kW	70	14000
Instalação	4440	1	1	4440
Total				US\$ 48840

Tabela 4.2: investimento econômico para o cenário C3 em cada unidade de fermentação

	Ganho (etanol)	Economia no custo da água	Total
US\$/dia	79,6	32,08	111,68

Tabela 4.3: Parâmetros econômicos para o cenário C3 em cada unidade de fermentação por dia

Para ilustrar a aplicação da carga térmica gerada pelo modelo do processo de fermentação na configuração HIL, a temperatura de carga simulada $T_L(t)$ e a temperatura real T_{Lr} produzida pela bomba de calor são mostradas na Fig. 4.16. Nota-se que, algumas vezes, a temperatura real é maior do que a simulada. Isto ocorre porque a bomba de calor não produz valores de temperatura menores e, portanto, impõe uma condição mais difícil para o sistema de refrigeração. Ou seja, em uma suposta situação real, a estrutura

seria mais robusta e uma menor quantidade de água fria seria necessária para manter a operação do processo. Ademais, deve-se notar que o tempo para retorno financeiro, devido apenas ao investimento da máquina de absorção, pode ser reduzido se o equipamento produzir água fria durante os períodos noturnos. Nesse caso, o vapor residual que normalmente encontra-se disponível nas usinas alimentaria a máquina de absorção sem a necessidade do uso da caldeira.

Finalmente, é importante lembrar que, em escala industrial, esse ganho aparentemente pequeno gera resultados significativos. No projeto apresentado, que modela uma pequena usina com reatores de 80 m^3 , o ganho estimado depois do retorno financeiro ao implementar a estrutura proposta, seria de aproximadamente 111 mil dólares por ano, considerando somente uma produção em batelada por dia durante 200 dias em 5 reatores e o atual preço do etanol hidratado. Para efeito de constatação, considerando as mesmas condições em uma usina padrão brasileira, que possui 18 reatores de 500 m^3 (Carmargo 1990), o ganho estimado seria de aproximadamente 2,51 milhões de dólares por ano, sendo necessária uma área de 1,5 hectare disponível para implantação das placas solares. Vale citar que, normalmente, no Brasil as usinas possuem terrenos com área em torno de 10000 *ha*, não sendo difícil, todavia, encontrar outras empresas com mais de 50000 *ha*.

4.7 Considerações Finais do Capítulo

Nesse capítulo, foi proposta uma estrutura que integra a unidade de fermentação com seu sistema de controle avançado e uma planta de refrigeração que utiliza energia solar. Para analisar a interconexão dessas duas unidades, a carga de temperatura gerada em tempo real pelo simulador da unidade de fermentação foi aplicada na planta solar. Salienta-se que, para esse projeto, foram definidas novas dimensões da unidade de fermentação de tal forma que seus balanços de massa e energia se adequassem à capacidade do sistema de refrigeração.

Apesar do sistema proposto apresentar resultados bastante satisfatórios quanto à sua avaliação econômica, é importante considerar a sua dependência de irradiação local disponível. No entanto, no Brasil, as indústrias de etanol são implantadas em regiões com insolação anual similar à de Almería, cidade onde o experimento foi realizado. As principais usinas estão em São Paulo, mas o nordeste brasileiro, localidade com alta irradiação solar (Tiba 2000), tem atraído novos investidores. Outrossim, aumentam-se o desempenho e a eficiência do sistema ao instalar tanques de armazenamento para suprir a demanda energética durante períodos de baixa irradiação.

Contudo, destaca-se a solução inovadora no escopo desse trabalho em

termos de energia limpa aplicada à engenharia de controle e automação. O bom desempenho do sistema em termos de menor consumo de água e, sobretudo, maior produtividade; aliado à bandeira de preservação do meio ambiente, tornam o uso da energia solar uma proposta bastante promissora.

Sabe-se que algumas usinas são autossuficientes e exportam energia excedente para a rede elétrica, sem embargo, apresentar uma nova opção para suas matrizes produtivas as tornam ainda mais robustas e competitivas dentro de um mercado internacional cada vez maior. Além disso, uma quantidade considerável de bagaço encontra-se disponível para produzir vapor, o que poderia ser utilizada para alimentar a máquina de absorção durante 24 horas. Todavia, o impacto do aproveitamento dessa biomassa residual no sistema pode ser estudado em trabalhos futuros.

O vinho obtido na unidade de fermentação, após ser centrifugado para se recuperar o fermento, é bombeado da dorna volante (tanque pulmão) para a caixa de topo na destilaria. Desse modo, o processo de destilação será tratado no próximo capítulo.

Capítulo 5

Destilação Alcoólica



Fig. 5.1: destilaria de etanol

O processo de destilação tem um papel significativo na usina alcooleira, dado que essa etapa da planta consome grande parte da energia utilizada na produção. No entanto, infelizmente, é muito comum uma operação inadequada dos sistemas de controle das colunas de destilação, causando um consumo energético nos condensadores e refeedores acima do necessário.

Além disso, as vazões elevadas de líquido e vapor comprometem a qualidade do produto. É nesse sentido que este trabalho aborda o estudo e análise do desempenho do processo de destilação de uma usina de etanol, tendo como principais objetivos a minimização do custo operacional e aumento da produtividade da unidade, a partir da implementação de sistemas de controle.

Todavia, a modelagem matemática de uma única coluna está entre as mais complexas encontradas em sistemas de controle de processos. O modelo deve ser obtido por meio de equações diferenciais fortemente não lineares que representam a resposta dinâmica da temperatura, composição e pressão de cada prato da coluna, bem como dos produtos.

Em contrapartida, existem no mercado atual simuladores computacionais que são cada vez mais utilizados, tanto no meio acadêmico quanto na indústria. Neste capítulo, o processo será descrito abordando os problemas em controle automático e será desenvolvida mediante dados reais da usina Cerradinho, revisão bibliográfica e o software *Hysys*, da *Aspentech*, a modelagem de uma unidade de destilação da indústria sucroalcooleira.

5.1 Descrição do Processo

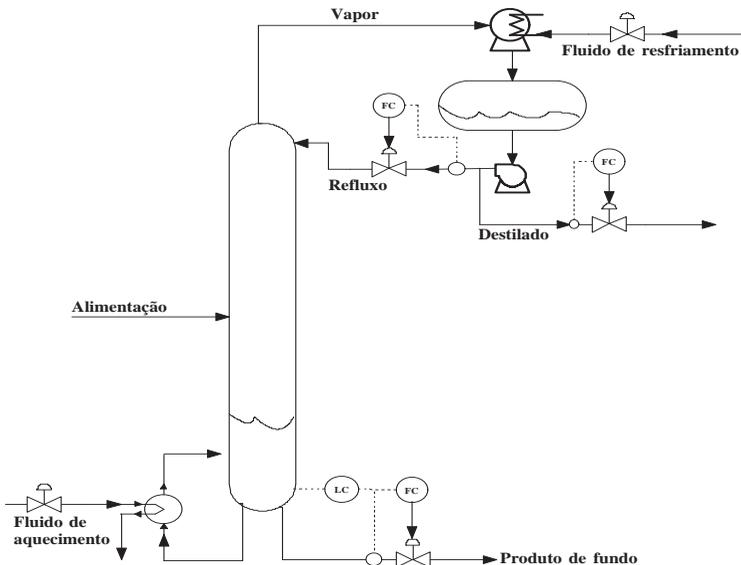


Fig. 5.2: coluna de destilação

A palavra "destilação" é originária do latim *distillare*, que significa "gotejar", e descreve o estágio final do processo, quando ocorre o gotejamento de um líquido de um condensador para um recipiente de coleta (Ferreira & Neto 2005).

O processo é baseado na diferença de volatilidade de seus constituintes, caracterizado por uma dupla mudança de estado físico. Inicialmente, uma substância no estado líquido é aquecida até atingir a temperatura de ebulição, transformando-se em vapor. Esta fase entra em contato com a fase líquida, ocorrendo uma transferência de massa do líquido para o vapor e deste para aquele. O líquido e vapor contêm, em geral, os mesmos componentes, mas em quantidades relativas diferentes. O líquido está em seu ponto de bolha ¹ e o vapor em equilíbrio, no seu ponto de orvalho ². Existe uma transferência simultânea de massa do líquido pela vaporização e do vapor pela condensação. O efeito final é o aumento do componente mais volátil no vapor e do componente menos volátil no líquido. Posteriormente, o vapor é resfriado até que toda a massa retorne ao estado líquido (Foust & Wenz 1982).

Na Fig. 5.2, é mostrada uma coluna típica de destilação binária (dois produtos), com refeedor e condensador, tanque acumulador e controladores de vazão e nível. A mistura a ser separada alimenta a coluna em um prato intermediário, escorrendo em direção ao fundo da coluna. Durante a descida, a mistura vai se empobrecendo no componente mais volátil até chegar na base da coluna, originando o produto de fundo. Ao entrar em contato com o vapor que é injetado no fundo da coluna, a mistura é aquecida até atingir o ponto de ebulição, perdendo maior parte das impurezas, no qual os produtos leves vão subindo pelos pratos superiores. Naturalmente, à medida que o vapor sobe, vai se enriquecendo no componente mais volátil até chegar no condensador, onde é transformado em estado líquido. Uma parte do líquido é retirada como produto de topo, enquanto uma outra parte é enviada de volta à coluna por meio de vazão de refluxo. As principais variáveis controladas são: concentrações dos produtos de topo e de fundo (as composições são frequentemente inferidas por meio de temperaturas que representam os pontos de ebulição nas pressões de operação), níveis de líquido na base da coluna e no tanque acumulador, temperatura e pressão na coluna. Vale frisar que todas as vazões devem ser medidas, incluindo a alimentação, e devem-se aplicar controladores secundários nos fluxos manipuláveis de vapor (Shinsky 1996). As variáveis manipuladas são as vazões dos produtos, dos fluidos de aquecimento e resfriamento; e o refluxo. Este último proporciona a existência da fase líquida no último estágio da coluna, retirando calor do topo. Normalmente, não é possível manipular a alimentação por esta ser produto oriundo

¹ Temperatura que se inicia a vaporização.

² Temperatura que se inicia a condensação.

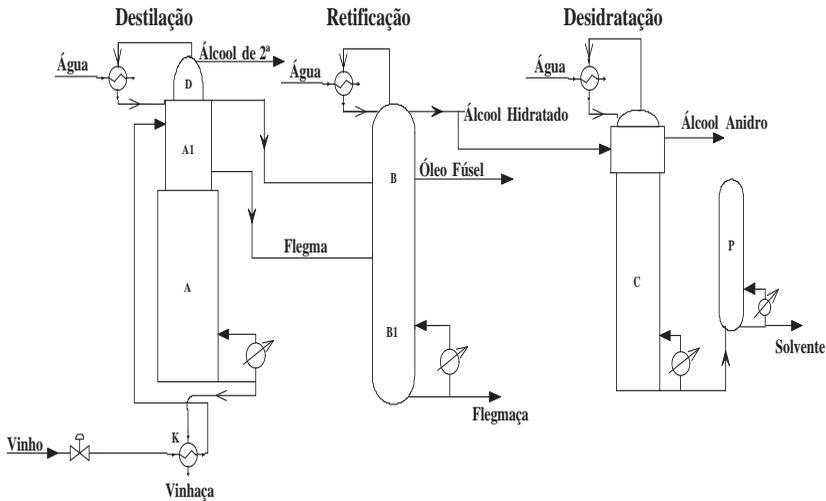


Fig. 5.3: esquema de produção

de uma outra coluna.

Nas usinas brasileiras, a unidade de destilação mostrada na Fig. 5.1 é comumente configurada de acordo com o esquema ilustrado na Fig. 5.3, em que se verifica a existência de três etapas: a destilação propriamente dita, a retificação e a desidratação. Embora muitas usinas operem na fabricação de um ou dois produtos, este trabalho visa ao estudo para a obtenção de álcool de 2ª, álcool hidratado e álcool anidro. Os subprodutos obtidos na forma de resíduos são a vinhaça, flegmaça e o óleo fúsel.

O vinho proveniente da fermentação é aquecido e alimenta a coluna A1. A composição do vinho é de aproximadamente 90% de água, etanol (7 a 10 °GL) e de outras substâncias que são encontradas em quantidades bem menores, tais como glicerina, ácidos succínico e acético, metanol, propanol, leveduras, bactérias e outros resíduos sólidos. No entanto, o vinho começa a entrar em ebulição perdendo maior parte dos produtos mais voláteis que sobem para a coluna D. Da base da coluna A1, o vinho passa para a coluna A onde desce e se empobrece em álcool até chegar na base, originando a vinhaça. No topo da coluna A, retira-se a flegma na forma de vapor. No topo da coluna D, o vapor é condensado e retirado na forma de produto, o álcool de 2ª a uma concentração próxima de 92 °GL, enquanto o produto de fundo, rico em etanol, é conduzido para a retificação na coluna B. A fonte energética das colunas A, A1 e D vem do vapor que é gerado pelo refervedor ou é injetado diretamente no fundo da coluna.

A base da coluna B é alimentada pela flegma ($\approx 50\text{ }^{\circ}GL$). Esta vai subindo e se enriquecendo de etanol até chegar no topo, onde é condensado e retirado como álcool hidratado ($\approx 96\text{ }^{\circ}GL$). Nos pratos inferiores, a solução vai se esgotando até atingir a base da coluna B1, onde é retirada como produto de fundo pobre em etanol, a flegmaça. A energia é obtida da mesma forma da coluna A.

O processo de desidratação na coluna C tem como objetivo obter o álcool anidro. Porém, é necessário o uso de um solvente, pois o álcool hidratado constitui uma mistura azeotrópica. Ou seja, os líquidos que compõem a solução possuem o mesmo ponto de ebulição, no qual a concentração máxima de álcool é de aproximadamente $96\text{ }^{\circ}GL$. Os solventes mais utilizados na indústria são o benzeno, ciclohexano e o etilenoglicol, este último o mais comum em projetos atuais devido a sua menor toxicidade.

O álcool hidratado entra no topo da coluna C juntamente com o solvente. No fundo da coluna o vapor injetado vai subindo, entrando em contato com o álcool e o vapor. O solvente extrai a molécula de água contida no álcool, deixando-o mais concentrado. A mistura ternária (solvente, água e álcool fraco) é enviada para a coluna P, onde o solvente é recuperado. O álcool anidro a uma concentração de aproximadamente $99,7\text{ }^{\circ}GL$ é obtido no topo da coluna C. As fontes energéticas das colunas C e P são refeedores de calor indireto, o que evita uma maior quantidade de água no sistema.

5.2 Problemas de Controle e Automação

O processo de destilação tem recebido muita atenção dos engenheiros de controle devido à sua importância em refinarias de petróleo e plantas químicas, sobretudo de etanol. O intenso consumo de energia visa garantir que as especificações dos valiosos produtos sejam atendidas. Entretanto, nessa unidade ocorrem diversos problemas que são conhecidos pela comunidade científica de controle automático, tais como longos atrasos de transporte e tempo de resposta, ganhos estáticos altos e variáveis, número elevado de perturbações e acoplamento entre suas malhas.

Trata-se de um processo do qual a dificuldade do entendimento leva muitos operadores e engenheiros a terem diferentes conclusões da forma como deve ser controlado. Essa controvérsia parte das inúmeras possibilidades da coluna ser configurada. O rigor das interações entre suas malhas depende de muitos fatores e um sistema de controle que gera bons resultados para uma coluna pode perfeitamente não ser adequado para outra. Os problemas citados variam de um caso para o outro, não havendo uma solução geral do ponto de vista de controle. O que existem são princípios físico-químicos que, propriamente aplicados, permitem a operação bem sucedida desses sistemas.

Diversos trabalhos têm mostrado como a reconfiguração e a correta sintonia das malhas de controle local - assim como o uso de controle avançado - permitem dar solução aos problemas apresentados nas unidades de destilação (Skogestad et al. 1991, Gilbert et al. 2003, Karacan 2003). Devido ao seu impacto econômico e à permanente mudança da qualidade e quantidade de produto a ser processado, é imprescindível estudar detalhadamente este processo e determinar a melhor técnica de controle a ser utilizada. Pois, apesar desses processos serem operados a uma eficiência acima dos 80%, é possível aproveitar melhor a energia a ser utilizada, minimizando seu custo operacional e aumentando sua produção.

Definir as malhas de controle em uma coluna não é uma tarefa trivial, diante da quantidade dos possíveis pares de variável manipulada e variável controlada. Alguns estudos foram realizados no sentido de selecionar a melhor estrutura operacional, segundo seus critérios (Skogestad 1997, Hurowitz et al. 2003). Calculando a matriz de ganho estacionário para um conjunto de variáveis manipuladas, é possível avaliar a melhor alternativa de acordo com a resiliência dos processos (*Morari Resiliency Index* (MRI) (Morari 1983)). A técnica de ganho relativo - *Relative Gain Array* (RGA) - proposta por Bristol (1966) é muito utilizada para medir o nível de interação entre as variáveis de um esquema de controle. Dentro de um determinado conjunto de variáveis manipuladas, as relações existentes entre os modelos dinâmicos para diferentes estruturas de controle podem ser utilizadas para analisar no domínio da frequência o RGA de todas as malhas possíveis (Hägglblom 1997).

É possível escolher a melhor configuração de controle a partir do conhecimento de parâmetros termodinâmicos, tais como razões de refluxo e de entrada de vapor na coluna pelo refeedor; e razão entre o destilado e produto de fundo (Stichmairs 1995). Dando continuidade ao trabalho de Hurowitz et al. (1998), Enagandula & Riggs (2006) desenvolveram uma técnica de identificação da configuração ótima de controle, baseada na variabilidade do produto em uma separação de propileno e propano.

Na literatura há uma grande variedade de métodos para ajustes de controladores que podem ser implementados neste tipo de processo. Uma técnica de ajuste do PID multivariável utilizando um modelo para controle de temperatura na coluna já foi desenvolvida (García-Alvarado et al. 2005, Ruiz-Lopez et al. 2006). O método consiste em um controlador robusto baseado na minimização do índice quadrático de Lyapunov, considerando as restrições nos autovalores. Khaisongkram & Banjerdpongchai (2006) apresentaram um ajuste de controlador linear por meio de otimização convexa aplicada em uma destilação binária, enquanto Shamsuzzoha & Lee (2008) utilizaram um PID em cascata com um filtro de primeira ordem para processos integrativos com atraso de transporte, usualmente encontrados nas malhas de controle de nível.

A forte interação entre suas variáveis implica em malhas de controle que podem ser inconvenientes para o processo. Certamente, técnicas de desacoplamento são apropriadas e facilitam a implementação de sistemas SISO nas colunas (Shimizu & Matsubam 1985, Aström et al. 2001, Gilbert et al. 2003, Zheng et al. 2009). Alguns outros trabalhos focalizam em problemas específicos da coluna: os múltiplos atrasos de transporte presentes na planta são solucionados por sistemas de controle (Goel & Nakanishi 1985, Wang et al. 2002). Gruel et al. (2009) propuseram um controlador cujo algoritmo é baseado na robustez do fator de amortecimento ou nos picos de ressonância do sinal da variável manipulada, quando os parâmetros de planta podem variar. O sistema foi proposto para plantas MIMO quadradas instáveis, de fase não mínima e com atrasos de transporte. O problema de rejeição ou minimização dos efeitos da perturbação também são estudados (Shinsky 1985, Khaisongkram et al. 2004, Eslami et al. 2006), ao passo que outros sistemas propõem tratar os transientes, inclusive, quando a unidade modifica seu ponto de operação (Sundarraman & Srinivasan 2003, Chryssolouris & Mourtzis 2005). Marangoni (2005) implementou um sistema de controle com ação distribuída nos pratos de uma coluna piloto, objetivando diminuir o tempo de estabilização quando a planta é perturbada.

É importante mencionar que há um limite de operação nessas unidades de separação. Teoricamente, com máximo calor, é possível se obter a quantidade máxima do produto. Entretanto, na prática, não é o que ocorre, tendo o operador a função de maximizar a produção com os equipamentos e energia disponíveis. Soma-se ainda o fato de que as soluções apresentadas, muitas vezes, são específicas para cada caso. Por este prisma, o controle preditivo vem se consolidando cada vez mais como uma alternativa atraente para esse tipo de processo (Abou-Jeyab et al. 2001, Karacan 2003, Normey-Rico et al. 2005). A formulação do sistema integra controle ótimo, controle estocástico, controle de processos com atraso; e a robustez frente aos erros de modelagem e ruído de medição pode ser considerada no algoritmo a partir do uso de polinômios de filtragem (Clarke et al. 1987). Por outro lado, o controle preditivo ainda não atingiu um número de aplicações sugerido pelo seu potencial. A complexidade matemática existente na sua implementação prática, muitas vezes representa uma desvantagem para engenheiros de controle, mas que não significa um problema para a comunidade científica, haja vista diversos pacotes matemáticos encontram-se completamente disponíveis.

Devido à complexidade do processo e sua não linearidade, é interessante que o controlador trate essa questão no seu modelo. Dessa forma, há uma série de derivações na aplicação desses sistemas de controle envolvendo diferentes técnicas, cujas metodologias estão relacionadas com linearização, identificação e otimização *online*; modelagens fenomenológicas e redes neu-

rais.

Seguindo a tendência de pesquisa, é possível encontrar um número crescente de estudos que utilizam na coluna de destilação o NMPC, o *Bilinear Generalized Predictive Control* (BGPC) (Fontes et al. 2007), o *Nonlinear Extended Prediction Self-Adaptive Control* (NEPSAC) (Ferreiro et al. 2005) e o MPC adaptativo (Maiti & Saraf 1995).

Chu et al. (2003) implementaram o controle preditivo na operação da temperatura de duas colunas de destilação. Uma planta piloto realizava a separação do i-butano e n-butano e a outra, em escala de bancada, processava a separação de etanol e água. Foram testados, experimentalmente, três controladores: PI, MPC utilizando o *Dynamic Matrix Control* (DMC) como modelo e o MPC com modelo baseado em rede neural *Feedforward Networks* (FFN). Este último apresentou melhores resultados.

No trabalho de Ferreiro et al. (2005), foi proposta uma alternativa de controle preditivo não linear para colunas de destilação de etanol. O método foi baseado em uma linearização iterativa pela resposta do modelo, de forma que as respostas em malha fechada fossem as mesmas das obtidas com o método não linear. Porém, utilizando-se outras ferramentas de otimização, o tempo de cálculo do controlador fica bastante reduzido para o caso não linear.

Kawathekar & Riggs (2007) compararam o desempenho do NMPC em relação aos controladores PI aplicados na planta. O controlador foi implementado como programação não linear, utilizando a colocação ortogonal em elementos finitos para aproximar as equações diferenciais que constituem o modelo da coluna de destilação. Embora o PI seja capaz de controlar o processo razoavelmente bem, a melhora é significativa quando utilizado o NMPC.

Como visto, não existe um manual prático que associa cada problema da coluna à uma solução em controle e automação. Em especial, o uso da técnica de controle preditivo já é consolidado nas refinarias de petróleo e gás, todavia, não há uma generalização para a aplicação desse tipo de sistema nas usinas de etanol. O importante é o engenheiro conhecer bem o processo e suas particularidades para definir um projeto que garante a qualidade do produto e seja energética e economicamente viável. Para isso, existe uma ascensão no mercado industrial quanto ao uso de ferramentas computacionais que servem como auxílio na implantação de tais projetos. A seguir, será feita uma breve explanação sobre o importante papel que os simuladores exercem na indústria e, em destaque, o *software Hysys* que será utilizado na modelagem da unidade de destilação.

5.3 Simuladores

A simulação é uma técnica amplamente utilizada para avaliar o desempenho de sistemas, aumentando a produtividade do engenheiro bem como incentivando o estudo e a aplicação de novas configurações nos processos industriais. Um simulador dinâmico que ilustra corretamente o comportamento do processo a ser analisado traz grandes vantagens para uma usina sucroalcooleira, pois permite testes de modelagem, de monitoramento, de diagnóstico e de sistemas de controle a um custo de implementação e tempos de espera bem menores em relação aos de uma planta piloto ou real. Além disso, os simuladores podem ser utilizados para treinamento e capacitação de operadores (Santos 2005).

Experiências em outras plantas mostram que o investimento na utilização dessas ferramentas computacionais garante tomadas de decisões corretas que visam ao lucro na produção. Ou seja, os simuladores são bastante úteis para que o usuário (operador ou engenheiro) possa comparar alternativas com diferentes graus de complexidade e fazer a escolha mais adequada para operação de um processo. Para a indústria, isso significa o melhor balanceamento possível do "custo X benefício".

É possível encontrar pacotes comerciais implantados nas indústrias das mais diversas áreas, tais como petroquímica, nuclear, telecomunicações, biológicas e alimentícias. No entanto, este trabalho irá focalizar nas aplicações da indústria do álcool e açúcar. Uma usina sucroalcooleira brasileira já foi avaliada economicamente a partir do balanço energético de sua planta (Iglesias 2009). O modelo desenvolvido em *Aspen Plus* ilustrava a produção de etanol com as variadas alternativas de configuração de seus sistemas térmicos. Já o módulo desenvolvido por Batista (2008) estudou a forma de otimização de uma destilaria por meio das configurações dos equipamentos existentes. Modificando os balanços e parâmetros do sistema, investigou-se a produção de álcool neutro e hidratado em regime estacionário.

Um modelo simplificado foi utilizado para analisar a separação de misturas binárias e ternárias no estudo realizado por Ito (2002). O processo foi avaliado sob o ponto de vista do uso de solventes e novas configurações. Sua dinâmica foi considerada quando submetida a algumas perturbações, mas sem haver preocupação na otimização do seu desempenho mediante novos projetos dos sistemas de controle.

Bravo (2005) propôs um simulador baseado no processo de destilação de uma mistura binária (água e etanol) em uma planta piloto. O modelo, que permite a análise estática e dinâmica, foi desenvolvido no *Hysys*. Além disso, a partir da comunicação com o *Matlab*, foram implementadas duas técnicas de controle preditivo, o DMC e o *Generalized Predictive Control* (GPC).

Seguindo esta linha, a modelagem da destilaria de uma usina sucroalcooleira será desenvolvida no *Hysys*. Considerar-se-á uma mistura próxima de uma situação real bem como em escala industrial.

5.3.1 *Software Hysys*

Hysys é uma poderosa ferramenta de engenharia para simulação que pode ser considerada exclusiva no que diz respeito à sua arquitetura, interface gráfica, capacidades de estudos, avaliações e interatividade. O estado estacionário integrado com os recursos de modelagem dinâmica, no qual o mesmo modelo pode ser avaliado a partir de qualquer perspectiva compartilhada com as informações do processo, representa um avanço significativo no setor de engenharia de *software*.

Este produto desenvolvido pela AspenTech (2010) possibilita a modelagem de processos para projeto, monitoramento, avaliação de desempenho, otimização e plano de negócios nas unidades de produção de gás, óleo e etanol, de processamento de gás e nas indústrias de refinaria de petróleo. A flexibilidade do programa inerente ao seu desenho e combinada com a precisão e robustez dos cálculos realizados pelos seus pacotes computacionais leva a modelos mais realistas.

O *Hysys* é bastante utilizado nas universidades tanto em cursos introdutórios quanto avançados, principalmente na área de engenharia química. Na indústria, o *software* é usado em pesquisa, desenvolvimento, modelagem e projeto. O simulador ainda possui compatibilidade *Object Link Embedding* (OLE), o qual permite a execução de funções de outros programas; e também disponibiliza os serviços *Dynamic Data Exchange* (DDE) que transmitem dinamicamente os dados externos.

O importante no uso do *Hysys* é, por meio de um modelo, gerenciar um projeto da melhor maneira possível e obter benefícios reais nos negócios da indústria, ou nas pesquisas da área acadêmica. A simulação de um processo deve ser construída seguindo as seguintes etapas básicas:

1. Definir as unidades de medida;
2. escolher o pacote do programa para cálculos termodinâmicos;
3. selecionar os componentes;
4. instalar e dimensionar os equipamentos;
5. especificar os fluxos de massa e energia;
6. determinar as condições de operação e convergência.

Sólidos	sulfuroso	nitrogenado
Carbono	45,15%	47,57%
Hidrogênio	5,4%	5,64%
Nitrogênio	0,17%	0,34%
Oxigênio	41,8%	41,36%
Enxofre	0,06%	0,03%
Cloro	0,03%	0,03%

Tabela 5.1: elementos que compõem cada sólido

5.4 Modelagem do Processo

A modelagem no *Hysys* será desenvolvida de acordo com a forma como o processo foi descrito anteriormente (ver Fig. 5.3). Como trata-se de um estudo em controle automático, deseja-se um modelo que permita análises do seu comportamento dinâmico. No entanto, devido ao próprio procedimento de utilização do *software*, é exigida a construção de um modelo estático. É necessário esclarecer que este trabalho não servirá como manual de uso do *Hysys*. Contudo, alguns passos e informações importantes não serão omitidos.

Para a criação da unidade, deve-se, inicialmente, definir o ambiente no qual ela será implantada. O conjunto de unidades de medida será o Sistema Internacional de Unidades (SI) e o método de cálculo será baseado no modelo *Non Randon Two Liquid* (NRTL), utilizado para representar processos químicos não ideais. Os componentes disponíveis para a formação do sistema são: ácido acético ($C_2H_4O_2$), ácido succínico ($C_4H_6O_4$), água (H_2O), etanol (C_2H_6O), etilenoglicol ($C_2H_4(OH)_2$), glicerol ($C_3H_8O_3$) e metanol (CH_4O). Alguns sólidos solúveis são encontrados no caldo extraído durante a produção, porém, no *software* não existem esses componentes. Para obter um modelo mais próximo da realidade, foram criadas duas substâncias sólidas hipotéticas com base nos dados do departamento de energia renovável norte-americano *National Renewable Energy Laboratory* (NREL): os sólidos sulfuroso e nitrogenado, cujas propriedades físico-químicas encontram-se descritas na Tabela 5.1.

5.4.1 Modelo Estático

O *software* possui uma característica peculiar na construção de um caso. Os balanceamentos de massa e energia atrelam os parâmetros dos objetos do programa tornando a modelagem descritiva. Dessa forma, o usuário não tem total liberdade para definir os estados iniciais, e sim os pontos de

operação. Em outras palavras, no modelo estático, baseado no balanço global, o *Hysys* calcula o estado estacionário que servirá como ponto de operação inicial para a modelagem dinâmica. Entretanto, à medida que novos objetos são adicionados, maior a instabilidade apresentada pelo modelo dinâmico devido às iterações numéricas, após a conversão do modelo estático. Por isso, é importante o usuário ter conhecimento em controle para o uso correto do programa. Nesta seção, cada coluna que faz parte da unidade de destilaria será exposta separadamente. As suas correspondentes tabelas contêm as informações a respeito de algumas características físicas implantadas no modelo.

Inicialmente, tem-se a composição do vinho que entra na coluna A descrita na Tabela 5.2. A coluna A é especificada de acordo com a Tabela 5.3.

Substância	Concentração ($^{\circ}GL$)
Água	91,0129
Etanol	8,7364
Glicerol	$1,6 \cdot 10^{-3}$
Ácido succínico	$1 \cdot 10^{-4}$
Metanol	$3,7 \cdot 10^{-3}$
Ácido acético	$6 \cdot 10^{-4}$
Sólido sulfuroso	0,1428
Sólido nitrogenado	0,1018

Tabela 5.2: composição do vinho

COLUNA A	
Item	Especificação
Número de pratos	27
Diâmetro da coluna	3,05 m
Prato de alimentação	1
Prato de saída da flegma	19

Tabela 5.3: especificações da coluna A

Da mesma forma, as especificações da coluna D são expostas na Tabela 5.4. Para um modelo mais realista, considera-se uma condensação parcial, ou seja, há geração de vapor no topo da coluna. Lembrando que as correntes de entrada da coluna B são do produto de fundo da coluna D e da flegma, seus dados são mostrados na Tabela 5.5.

Uma parte do álcool hidratado produzido será comercializada e, portanto, é enviada ao tanque da usina, enquanto uma outra parte é conduzida

COLUNA D

Item	Especificação
Número de pratos	6
Diâmetro da coluna	2,13 m
Volume do condensador	5 m ³
Tipo de condensação	Parcial
Queda de pressão no condensador	0 kPa

Tabela 5.4: especificações da coluna D

COLUNA B

Item	Especificação
Número de pratos	60
Diâmetro da coluna	3,3 m
Prato de entrada da flegma	35
Prato de entrada para retificação	32
Prato de saída do álcool hidratado	2
Volume do condensador	15 m ³
Tipo de condensação	Refluxo total
Queda de pressão no condensador	0 kPa
Volume do refeedor	6,0 m ³
Queda de pressão no refeedor	0 kPa

Tabela 5.5: especificações da coluna B

para a unidade de desidratação, onde é produzido o álcool anidro. A coluna C é alimentada pelo álcool hidratado no prato 25; e pelo solvente (etilenoglicol) no prato 5, ao passo que o solvente é recuperado na coluna P. Na coluna C, foi necessária uma quantidade maior de energia, por isso, injetou-se vapor no seu refeedor. Na Tabela 5.12 é ilustrada a construção desta unidade.

Item	Coluna C	Coluna P
Número de pratos	45	20
Diâmetro da coluna	3,05 m	3,05 m
Volume do condensador	12,67 m ³	8,74 m ³
Tipo de condensação	Parcial	Parcial
Queda de pressão no condensador	0 kPa	0 kPa
Volume do refeedor	14,99 m ³	22,57 m ³
Queda de pressão no refeedor	0 kPa	0 kPa

Tabela 5.6: especificações das colunas C e P

objetos, os pontos iniciais do modelo dinâmico podem divergir bastante daqueles determinados pelo modelo anterior, o que dificulta ainda mais a configuração e a estabilização do sistema nas regiões desejáveis, principalmente, por se tratar de um modelo de 5 colunas em escala industrial. Diversas configurações de controle foram testadas para estabilizar os processos nos pontos de operação próximos aos projetados na modelagem estática, sem embargo, como o objetivo deste trabalho é obter ganhos em termos de produtividade e energia consumida mediante técnicas de controle, deve-se definir um modelo dinâmico nominal que servirá como referência nas futuras comparações. O modelo a seguir contém apenas controladores PID em malhas usualmente configuradas nas usinas brasileiras.

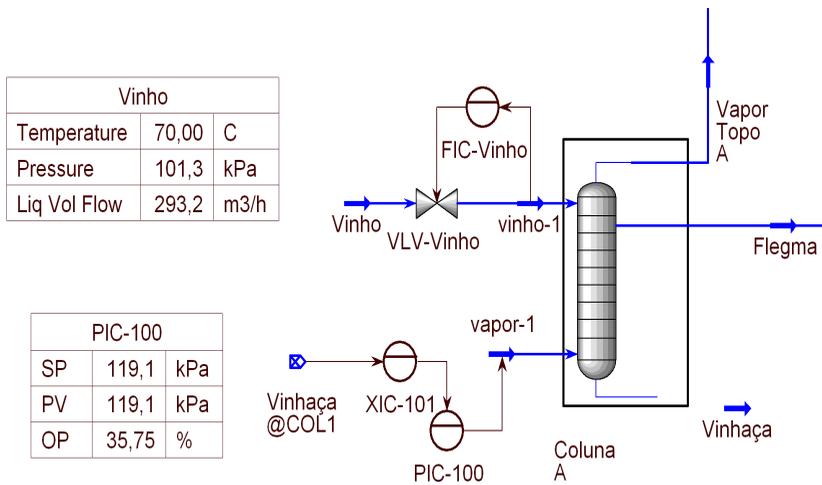
O esquema de controle da coluna A é ilustrado na Fig. 5.5, em que a composição da vinhaça é controlada pelo sistema em cascata pressão-vapor. Ou seja, a qualidade da vinhaça é obtida pela manipulação da pressão de fundo da coluna feita por XIC-101. Por sua vez, a pressão de fundo é regulada por PIC-100 pela injeção de vapor na coluna. Na Tabela 5.7, estão mencionados os pontos de operação da coluna A.

COLUNA A	
Item	Especificação
Vazão de alimentação	293,2 m^3/h
Vazão da flegma	41,41 m^3/h
Concentração de etanol da vinhaça	0,03 $^{\circ}GL$
Pressão de fundo	119,07 kPa

Tabela 5.7: pontos de equilíbrio da coluna A

Na coluna D, o destilado produzido é o álcool de 2^a que tem sua vazão de saída manipulada pelo controlador de nível do condensador LIC-101. A qualidade do produto é regulada pelos controladores em cascata XIC-100 e TIC-100. Este controla a temperatura de topo da coluna por meio de retirada de energia $Q_c D$, conforme a Fig. 5.6. É necessário esclarecer que no simulador a manipulação de energia (em kJ/h) é dada de forma direta e representativa, isto é, sem considerar por qual meio é realizada. Na prática, por exemplo, pode ser por adição de vapor ou utilizando algum equipamento de resfriamento. Os pontos estabilizados estão descritos nas Tabelas 5.8 e 5.9, esta que contém a qualidade do álcool de 2^a.

Como pode ser observado na Fig. 5.7, a coluna B é alimentada pela flegma e produto de fundo da coluna D. A pressão de topo é mantida pelo controlador PIC-101, ao passo que a temperatura de fundo é controlada por TIC-101. O controlador LIC-100 regula o nível do condensador manipulando o refluxo. A qualidade do álcool hidratado é garantida pelo controle de vazão

Fig. 5.5: fluxograma da coluna A no *Hysys*

COLUNA D

Item	Especificação
Razão de refluxo (massa)	3,132
Temperatura de topo	72,38 °C
Vazão do produto	4,29 m ³ /h

Tabela 5.8: especificações da coluna D

Substância	Concentração (°GL)
Água	7,9759
Etanol	91,9999
Metanol	2,42 · 10 ⁻²

Tabela 5.9: composição do álcool de 2^a

de saída XIC-102 e, por fim, LIC-102 manipula a vazão de saída da flegmaça para controlar o nível do refeedor. Os pontos de operação encontram-se nas Tabelas 5.10 e 5.11.

Muitas usinas não possuem a unidade de desidratação do álcool compostas pelas colunas C e P e, para efeito de análise global quanto ao consumo e produtividade, os problemas de controle se restringem às perturbações, uma vez que a destilaria se encontra em operação no regime permanente. Além disso, as soluções encontradas em módulos locais das colunas A e B podem

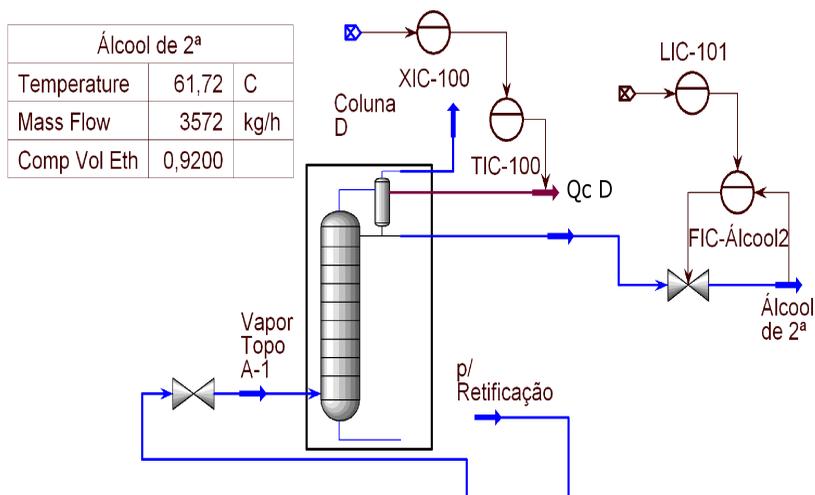


Fig. 5.6: fluxograma da coluna D no Hysys

COLUNA B

Item	Especificação
Refluxo	2192 kgmol/h
Pressão de topo	78,38 kPa
Pressão de fundo	99,65 °C

Tabela 5.10: especificações da coluna B

Concentração (°GL) das correntes

Substância	Hidratado	Flegmaça
Água	3,9675	99,9206
Etanol	95,9981	0,0774
Metanol	$3,45 \cdot 10^{-2}$	0
Ácido acético	0	$1,7 \cdot 10^{-4}$

Tabela 5.11: composição do álcool hidratado e da flegmaça

ser perfeitamente testadas nas colunas C e P. Por isso, nesta primeira ocasião, este trabalho se limita às avaliações das etapas de destilação e retificação. Desse modo, não foi definida uma configuração nominal para as malhas de controle regulatório das colunas C e P. Porém, visando à oportunidade de pesquisas futuras, a unidade de desidratação desta "destilaria virtual" foi modelada e estabilizada, conforme as ilustrações da Fig. 5.8 e Tabela 5.12.

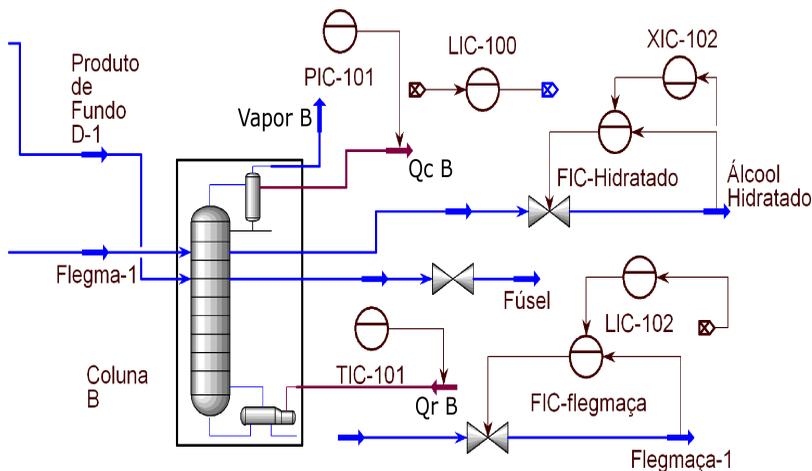


Fig. 5.7: fluxograma da coluna B no Hysys

Item	Coluna C	Coluna P
Temperatura de topo	65,47 °C	90,29 °C
Temperatura de fundo	104,9 °C	196,6 °C
Pressão de topo	60 kPa	101,3 kPa
Pressão de fundo	120 kPa	120 kPa

Tabela 5.12: especificações das colunas C e P

5.5 Considerações Finais do Capítulo

Neste capítulo foi apresentada a unidade de destilação alcoólica e discutiram-se os problemas encontrados no que diz respeito ao controle e automação do processo. Embora seja encontrado na literatura um número extenso de alternativas para o melhoramento da operação da colunas de destilação, é mostrado mediante revisão bibliográfica que a técnica de controle preditivo está cada vez mais em evidência nas indústrias, podendo ser solução concreta e viável para o aumento da eficiência energética na produção de etanol.

Os simuladores são tratados como ferramentas importantes no estudo e projetos dos sistemas de controle. Por tal motivo, em função dos dados industriais, uma modelagem completa da destilaria foi desenvolvida no *software Hysys*. Uma configuração nominal das malhas de controle regulatório

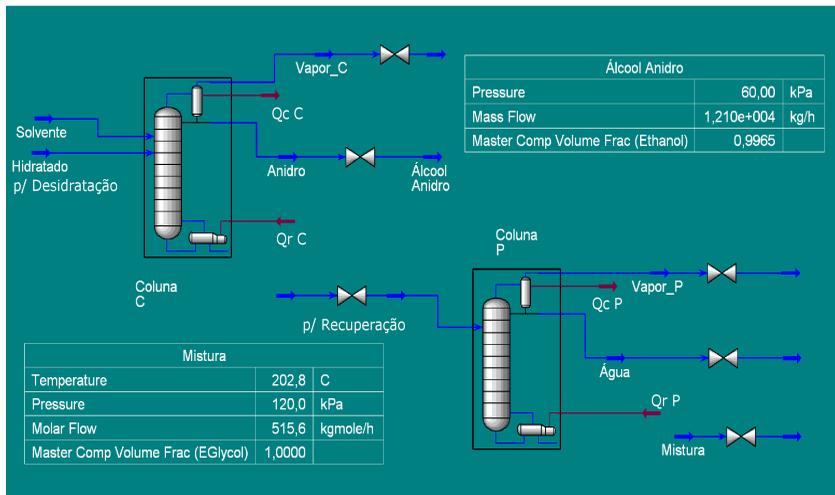


Fig. 5.8: fluxograma das colunas C e P no Hysys

foi definida para as etapas de destilação e retificação. No entanto, devido à flexibilidade do programa, é possível utilizar o modelo para testar outras estratégias locais.

É importante ressaltar que por mais realístico que o *Hysys* proponha ser, trata-se de um sistema computacional que está em constante atualização. Ainda, para a modelagem das unidades, é necessário um número muito grande de informações do processo que, muitas vezes pelo fato do usuário desconhecer, utilizam-se recursos que calculam e preenchem automaticamente os dados restantes. Porém, dentro de todo conhecimento obtido, pode-se dizer que já foi "construída" a base, sobre a qual o restante do trabalho será desenvolvido.

No próximo capítulo, um sistema de controle preditivo será aplicado na camada superior do modelo obtido a fim de se obter ganhos na produção. Como a destilaria tem uma configuração de processamento contínuo, o comportamento do sistema será avaliado na presença de perturbações conhecidas na indústria. Salienta-se que uma nova configuração e uma camada de controle supervisório também serão propostas e testadas.

Capítulo 6

Um Estudo Proposto para Sistemas de Controle Avançado

Os simuladores comerciais se tornam mais interessantes do ponto de vista de controle quando é possível aplicar novas estratégias para estudos e análises. Porquanto, foi criada uma biblioteca que permite a comunicação do modelo desenvolvido com outras plataformas como *Matlab* e *Python*, por exemplo, para simulação do tipo *Software in the Loop* ou, ainda, do tipo *Hardware in the Loop*, quando se tem algum sistema embarcado.

Este capítulo está direcionado para o uso do simulador desenvolvido no Cap. 5 com estratégias de controle avançado. Basicamente, essas técnicas devem ser implementadas nas camadas superiores, dado que o modelo desenvolvido já possui a camada de controle regulatório. Em particular, este trabalho propõe uma nova configuração da unidade de destilação na qual aplicam-se um controlador MPC e uma camada supervisória a fim de obter ganhos em termos de produtividade e consumo de energia. Dessa forma, alguns cenários que possibilitam incrementos econômicos na indústria do etanol serão ilustrados por meio de simulações.

Entretanto, para um melhor entendimento de como o ambiente de testes de controle foi elaborado, alguns aspectos das simulações e implementação do programa devem ser apresentados.

6.1 Aspectos das Simulações e Implementação

Os controladores da camada local do modelo da destilaria dado no Cap. 5 são do tipo PID do próprio pacote do *Hysys* que dispõe de alguns algoritmos comerciais implementados na indústria (*Honeywell*, *Foxboro* e *Yokogawa*), além da função padrão do programa. Esse pacote possui diversas derivações e recursos que permitem melhorar o desempenho do sistema.

O *MPC Toolbox* do *Matlab* foi utilizado para calcular a lei de controle otimizada na camada superior. Desse modo, para atingir o escopo desta proposta de estudo, deve-se realizar a comunicação entre a unidade de destilação e as camadas de controle avançado e supervisor. Será implementado o mecanismo denominado *OLE Automation* que possibilita a troca de informações entre os sistemas.

Na continuação, serão explanados os algoritmos e métodos de ajuste dos controladores, assim como a programação do sistema.

6.1.1 Controlador PID

Certamente, quando se tem um modelo complexo no *Hysys*, é importante um determinado conhecimento em teoria de controle para o funcionamento correto do programa. Algumas vezes, a instabilidade do modelo se deve ao passo de integração (iteração numérica) computacional. Nesse caso, ao diminuir o passo, a instabilidade é eliminada. Porém, em outras situações, a instabilidade pode ser causada pelas próprias operações do modelo, sobretudo pelos controladores mal projetados.

Todos os controladores PID do modelo foram sintonizados para o algoritmo padrão (*PID Velocity Form*) dado pela seguinte equação:

$$u(k) = u(k - 1) + K_c \left[e(k) - e(k - 1) + \frac{T_s}{T_i} e(k) - \frac{T_d}{T_s} (PV(k) - 2PV(k - 1) + PV(k - 2)) \right], \quad (6.1)$$

em que $u(k)$ é a saída de controle e k é o instante de amostragem, K_c , T_i e T_d são os parâmetros de ajuste do controlador (ganho proporcional, tempo integrativo e tempo derivativo), e é o erro entre o *setpoint* e a variável do processo PV ; e T_s é o período de amostragem.

O recurso *autotuner* foi utilizado para ajustar os controladores escravos ao passo que a estrutura *Internal Model Control* (IMC) foi aplicada nos controladores mestres (para as malhas em cascata). O projeto por IMC do *Hysys* é feito de acordo com a regra de sintonia para modelos de 1ª ordem

proposta por Rivera et al. (1986):

$$K_c = \frac{2\tau + L}{K(2T_c + L)}, \quad T_i = \tau + L/2, \quad T_d = \frac{\tau L}{2\tau + L},$$

nas quais τ , K e L são a constante de tempo, o ganho e atraso do modelo do processo, respectivamente. O tempo de resposta $T_c > 0,2\tau$ é definido pelo usuário. Em algumas ocasiões, após utilizar esses recursos, um ajuste fino foi procedido para se obter respostas mais rápidas dos sistemas.

Além dos recursos de sintonia, o pacote do PID permite adicionar a estratégia *feedforward* para diminuir o efeito das perturbações, cuja lei de controle é dada pela seguinte função de transferência:

$$K_p \frac{T_{p1}s + 1}{T_{p2}s + 1} e^{-L_p s}, \quad (6.2)$$

em que K_p , L_p , T_{p1} e T_{p2} são os parâmetros de ajuste com base nos modelos do processo e perturbação. Essa estratégia foi implementada nos controladores mestres com a finalidade de obter o melhor desempenho possível e uma comparação mais criteriosa com o controlador MPC. O algoritmo possui a estrutura *anti-windup* e, finalmente, os limites de operação devem ser definidos pelo usuário.

6.1.2 Controlador MPC

Para avaliar os ganhos que podem ser obtidos a partir da implementação de um sistema de controle avançado na destilaria de etanol, foi utilizado o MPC na camada superior. O MPC é uma das técnicas de controle moderno mais potentes e, provavelmente, a que teve maior êxito em aplicações industriais (Takatsu et al. 1998), principalmente, porque pode ser utilizada tanto em sistemas monovariáveis quanto multivariáveis, lineares ou não lineares; e porque as restrições nas saídas e nas entradas dos processos podem ser consideradas no projeto da lei de controle que minimiza uma função custo em tempo real (Camacho & Bordons 2004).

O MPC se tornou rapidamente bastante popular, sobretudo em processos químicos industriais, devido à simplicidade de seu algoritmo que utiliza modelos baseados à resposta ao impulso ou ao degrau. Essa técnica vem se desenvolvendo consideravelmente nos últimos anos, tanto na área de pesquisa quanto na indústria; e seu sucesso pode ser atribuído ao tratamento mais geral dos problemas em controle de processos no domínio do tempo. Por outro lado, o MPC ainda não atingiu um número de aplicações sugerido pelo seu potencial. A complexidade matemática existente na sua implementação prá-

tica, muitas vezes representa uma desvantagem para engenheiros de controle, mas que não significa um empecilho para a comunidade científica, haja vista diversos pacotes matemáticos encontram-se completamente disponíveis.

As principais diferenças entre os algoritmos MPC estão nos tipos dos modelos do processo e da perturbação utilizados para calcular as previsões e minimizar a função custo. No entanto, as seguintes ideias aparecem em maior ou menor evidência em todo o conjunto de controle preditivo:

- **Predição:** baseado em modelos da planta e perturbação, as previsões do comportamento futuro do processo são obtidas considerando seu estado atual;
- **Cálculo do controle:** a ação atual de controle é calculada minimizando uma função custo sujeita ou não a restrições;
- **Horizonte deslizante:** em cada período de amostragem, o horizonte é deslocado um passo a frente e aplica-se somente o primeiro sinal da sequência calculada naquele instante.

As diversas formulações do MPC propõem diferentes funções custos para calcular a lei de controle. Contudo, o objetivo geral é que a saída futura do processo (\mathbf{Y}) no horizonte considerado siga uma determinada referência (\mathbf{W}) e, ao mesmo tempo, de que forma a função custo seria penalizada ao aplicar a ação de controle (\mathbf{U}) necessária. Portanto, o algoritmo implementado nesse trabalho parte do mesmo princípio usando o conceito de respostas livres e forçada. Neste caso, para uma planta multivariável ($m \times n$), a função custo quadrática é:

$$J = [\mathbf{W} - \hat{\mathbf{Y}}]^T \mathbf{Q}_y [\mathbf{W} - \hat{\mathbf{Y}}] + \mathbf{U}^T \mathbf{Q}_u \mathbf{U}, \quad (6.3)$$

na qual \mathbf{W} é o vetor de referências futuras, \mathbf{Q}_y , \mathbf{Q}_u são as ponderações do erro e esforço de controle, respectivamente; e $\hat{\mathbf{Y}}$ é o vetor predição de saída do processo que pode ser representado como:

$$\hat{\mathbf{Y}} = \mathbf{G}\mathbf{U} + \mathbf{F}, \quad (6.4)$$

em que \mathbf{F} é o vetor resposta livre, \mathbf{U} é o vetor que possui os incrementos de controle (Δu) calculados para se aplicar nas entrada e \mathbf{G} é a matriz obtida por meio das equações do modelo. Nessa equação, $\hat{\mathbf{Y}}$ e \mathbf{F} têm dimensão $n_y \times 1$, \mathbf{U} tem dimensão $n_u \times 1$ e \mathbf{G} é da ordem $n_y \times n_u$, sendo $n_y = \sum_{i=1}^m N_{y_i}$, $n_u = \sum_{i=1}^n N_{u_i}$, nas quais N_{y_i} é o horizonte de predição da saída y_i e N_{u_i} é o horizonte de controle da entrada u_i .

Substituindo a Eq. 6.4 na Eq. 6.3, é possível obter a seguinte equação:

$$J(U) = \frac{1}{2}U^T H U + b^T U + f_0, \quad (6.5)$$

na qual o vetor U contém os incrementos das ações de controle que minimizam a função custo, $H = 2(G^T Q_y G + Q_u)$, $b^T = 2(F - W)^T Q_y G$ e $f_0 = (F - W)^T Q_y (F - W)$.

Dessa maneira, a ação de controle pode ser computada sujeita a restrições nas variáveis manipuladas e de saída tornando um problema de minimização quadrática do tipo:

$$\begin{array}{ll} \text{Min} & J(U) \\ \text{Sujeito a:} & \\ & AU \leq B \end{array} \quad (6.6)$$

A seguir, uma breve descrição de como foi realizada a implementação dos dois sistemas: o modelo da destilaria e o controlador MPC.

6.1.3 Protocolo de Comunicação

Mais moderno do que o DDE, *OLE Automation* é um método que permite um programa cliente controlar um servidor do tipo OLE. Com esse recurso, é possível um programa manipular objetos implementados em outro aplicativo ou expor objetos que possam ser manipulados. Renomeado apenas por *Automation*, embora o termo antigo seja bastante usado, a *Microsoft* introduziu a plataforma *Component Object Model* (COM) para a comunicação entre os processos e criação de objetos nas linguagens de programação que suportarem a tecnologia.

O *Automation* funciona na estrutura cliente-servidor. Um servidor disponibiliza um serviço para os clientes mediante o protocolo de acesso. Dessa maneira, o *Hysys* é sempre um servidor que expõe seus objetos de tal forma que seja possível executar quase todas as ações que poderiam ser realizadas pela interface gráfica do programa. Partindo dessa propriedade, entre as comunicações do cliente e do servidor, implementa-se alguma regra de atuação, bem como a lei de controle.

Entretanto, para que haja comunicação com o *Matlab*, um objeto servidor deve ser criado no seu *workspace*. Objetos são a chave para entender a comunicação pelo *Automation*. Um objeto contém uma quantidade de variáveis e funções relacionadas, cuja estrutura é estabelecida por uma hierarquia. O caminho percorrido pelo cliente até chegar ao ponto desejado sempre parte do *Hysys Application* ou do *Hysys SimulationCase*. Uma descrição mais de-

Código do MATLAB [®]
<pre style="font-family: monospace; font-size: 0.9em;"> % Execução do objeto servidor para abrir arquivo hy = feval('actxserver', 'Hysys.Application'); hy = invoke(hy.SimulationCases, 'Open', '... / Modelo.hsc'); hy.Visible = 1; % Torna a aplicação visível % Caminho para acessar o objeto controlador da pressão controleAF=hy.Flowsheet.Operations.Item('PIC-100'); % Leitura do <i>setpoint</i> atual SPpf(k)=controleAF.SPValue; % Caminho para acessar as propriedades da vinhaça vinhaça1=hy.Flowsheet.Operations.Item('Coluna A'); vinhaça2=vinhaça1.AttachedProducts.Item('Vinhaça'); concentração(k-1)=vinhaça2.ComponentVolumeFractionValue(2); %% %% %% Algoritmo de Controle %% %% %% u(k)= Lei de controle em função dos parâmetros de ajuste e da leitura do processo no instante k-1; %% %% %% %% %% %% % Como o sistema está em cascata com o PIC-100, % aplica-se o novo sinal no seu <i>setpoint</i> set(controleAF,'SPValue',u(k)); </pre>

Tabela 6.1: código genérico para comunicação e controle

talhada sobre objetos e comunicação no *Hysys* encontra-se disponível na literatura (Aspentech 2005). No entanto, apenas para efeito de ilustração, segue na Tabela 6.1 um exemplo comentado do código no *Matlab* para a atuação sobre a pressão de fundo da coluna B em função da leitura da concentração da vinhaça.

6.2 Simulações e Avaliação dos Resultados

Nesta seção, serão apresentadas as simulações com três diferentes cenários para a destilaria: (C1) com a configuração nominal, (C2) com a camada do supervisor sobre os PIDs e (C3) com supervisor sobre a camada do MPC em cacasta com os PIDs. A ideia do supervisor é possibilitar uma maior e melhor produção em função da carga mássica de entrada que é

estabelecida pela quantidade de vinho obtido na unidade precedente (fermentação). Frisa-se que o consumo energético e a qualidade do produto também serão considerados nas análises. No entanto, para avaliação dos resultados, a nova configuração que permite a implantação da camada supervisória deve ser explanada detalhadamente.

6.2.1 Configuração do Novo Modelo

O objetivo dessas simulações é demonstrar mediante o modelo completo de uma destilaria de etanol o incremento que se pode obter nas suas produtividade e eficiência. O controle supervisório acionará as válvulas de vazão da flegma e do hidratado a fim de aumentar ou diminuir a quantidade de etanol a produzir. Contudo, as camadas de controle inferiores devem manter a destilaria estabilizada nos pontos de operação desejados, uma vez que essas atuações perturbarão o sistema.

Neste novo modelo, a configuração dos controladores locais das colunas A e D permanece a mesma. Porém, uma pequena modificação é necessária na coluna B para que o supervisório tenha um grau de liberdade na atuação de vazão do hidratado. Como pode ser observado na Fig. 6.1, a concentração do produto não será controlada pela sua vazão como é feito no modelo nominal. O controle será realizado indiretamente pelo nível do condensador, que é regulado pela manipulação do refluxo.

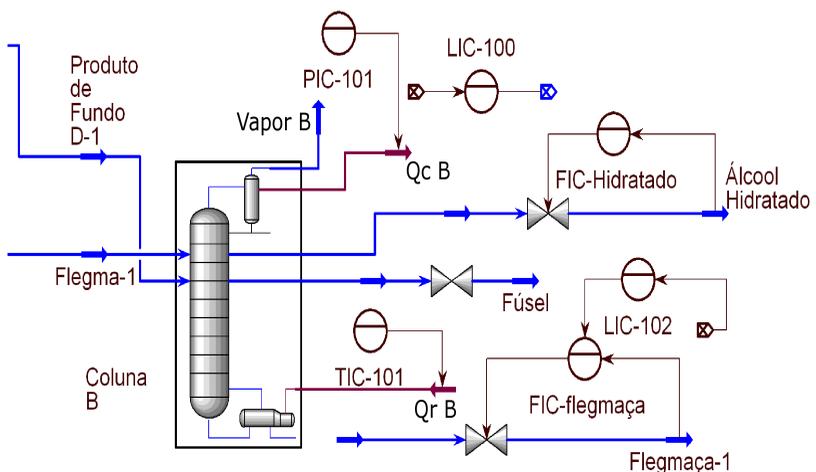


Fig. 6.1: coluna B modificada

A configuração geral da estratégia implementada na unidade de destilação encontra-se na Fig. 6.2, em que algumas das principais variáveis são ilustradas. O sistema supervisorio atua sobre as vazões da flegma e hidratado de acordo com a entrada de vinho na unidade que depende da produção obtida nas etapas anteriores. Em particular, na unidade antecedente, onde ocorre a fermentação, administra-se a quantidade de vinho a ser enviada. Em geral, a malha de controle de nível do tanque pulmão que armazena o vinho define a sua carga mássica de saída, que é a entrada da unidade de destilação. Como a fermentação ocorre nos reatores em batelada, isto é, a produção apresenta um comportamento dinâmico bastante oscilatório, nas simulações a seguir, será considerada uma onda do tipo quadrada para a vazão de alimentação. Por sua vez, os sistemas de controle devem rejeitar as perturbações causadas por essas oscilações e manter o processo estabilizado. Nota-se que o MPC (ou PIDs para o cenário C2) está em cascata com o sistema de controle regulatório local (PIDs). Como será explanado, essa camada superior (PIDs para C2 ou MPC para C3) atua sobre três variáveis: álcool de 2ª, vinhaça e álcool hidratado.

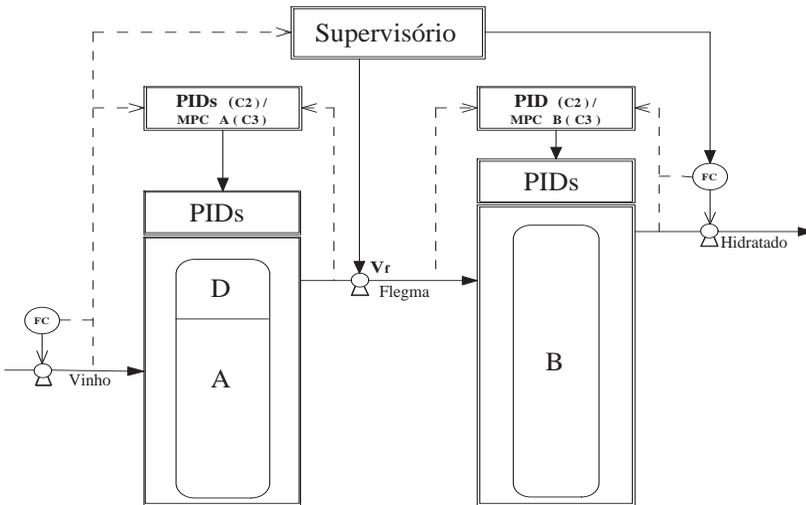


Fig. 6.2: estratégia geral da unidade de destilação

Embora as colunas apresentem um comportamento fortemente não linear, tanto o PID quanto o MPC utilizam equações lineares para calcular os sinais de controle. Dessa maneira, primeiramente, é necessário identificar modelos lineares do processo no ponto de operação estabilizado anteriormente para poder ajustar os sistemas de controle. Os pontos de operação das saí-

das são $\bar{y}_1 = 0,92 \text{ } ^\circ GL$ para o álcool de 2ª, $\bar{y}_2 = 0,03 \text{ } ^\circ GL$ para a vinhaça e $\bar{y}_3 = 96 \text{ } ^\circ GL$ para o álcool hidratado. Nas entradas, têm-se $\bar{u}_1 = 119,17 \text{ kPa}$ e $\bar{u}_2 = 72,38 \text{ } ^\circ C$ para a pressão de fundo e temperatura de topo da coluna A, respectivamente; e $\bar{u}_3 = 50\%$ do nível máximo do condensado da coluna B. Para as perturbações, têm-se $\bar{d}_1 = 293,22 \text{ m}^3/h$ de entrada de vinho na coluna A, $\bar{d}_2 = 41,41 \text{ m}^3/h$ de saída da flegma e $\bar{d}_3 = 22,23 \text{ m}^3/h$ de saída de hidratado na coluna B. Ao utilizar o *Toolbox* de identificação do *Matlab*, obtém-se os seguintes modelos para a unidade de tempo em segundos:

$$P_{u_A} = \begin{bmatrix} \frac{6,9829 \cdot 10^{-2}}{1706,3s+1} & \frac{-2,6443 \cdot 10^{-2}}{1971,2s+1} \\ \frac{1,6649 \cdot 10^{-3}}{2392,8s+1} & \frac{-5,4526 \cdot 10^{-4}}{1610,8s+1} \end{bmatrix} \quad (6.7a)$$

$$P_{d_A} = \begin{bmatrix} \frac{3,3547 \cdot 10^{-7}}{1445,7s+1} & \frac{5,59 \cdot 10^{-7}}{1880,9s+1} \\ \frac{2,0232 \cdot 10^{-8}}{815s+1} & \frac{-7,3887 \cdot 10^{-8}}{204,26s+1} \end{bmatrix} \quad (6.7b)$$

para o MPC A, cuja estrutura é $\Delta Y_A(s) = P_{u_A} \Delta U_A(s) + P_{d_A} \Delta D_A(s)$, na qual $\Delta Y_A = [\Delta y_1, \Delta y_2]^T$, $\Delta U_A = [\Delta u_1, \Delta u_2]^T$ e $\Delta D_A = [\Delta d_1, \Delta d_2]^T$.

Para o MPC B, tem-se:

$$P_{u_B} = \frac{-9,674 \cdot 10^{-5} (508,86s + 1)}{(222,35s + 1)(15,074s + 1)} e^{-4,67s} \quad (6.8)$$

cuja estrutura é $\Delta Y_B(s) = P_{u_B} \Delta U_B(s)$, na qual $\Delta Y_B = \Delta y_3$ e $\Delta U_B = \Delta u_3$.

Por fim, a operação do supervisor obedece as seguintes equações:

$$Se \ d_1(t) \geq \bar{d}_1 \left\{ \begin{array}{l} V_f(t + 180) = \frac{0,604}{600s+1} \Delta d_1(t) + 50, \\ d_3(t + 780) = 0,338 \Delta d_1(t) + \bar{d}_3. \end{array} \right. \quad (6.9a)$$

$$Se \ d_1(t) < \bar{d}_1 \left\{ \begin{array}{l} V_f(t + 180) = \frac{-0,503}{600s+1} \Delta d_1(t) + 50, \\ d_3(t + 780) = \bar{d}_3, \end{array} \right. \quad (6.9b)$$

nas quais V_f (%) é a abertura da válvula da flegma e Δd_1 é a variação de vazão volumétrica de entrada do vinho.

6.2.2 Caracterização Paramétrica e Sintonia dos Controladores

Primeiramente, é importante frisar que a única malha local diferente neste modelo (cenários C2 e C3) em relação ao modelo nominal (cenário C1)

corresponde ao controle do hidratado. Portanto, os ajustes dos controladores foram definidos na tentativa de se obter comparações mais justas possíveis. Os mesmos modelos foram utilizados para os PIDs (sintonia por IMC) e MPCs, assim como para as estratégias do tipo *feedforward*. Porém, no cenário C1, o controlador do hidratado foi sintonizado pelo *autotuner* do *Hysys*. A saturação nos PIDs (cenários C1 e C2) foi considerada na mesma faixa de restrição dos MPCs. Para o controle da vinhaça, a situação é peculiar, pois trata-se de um subproduto cuja concentração não deve ultrapassar um determinado valor. Embora muitas usinas consigam aproveitá-la cada vez mais, o ideal é produzi-la na menor quantidade possível. Nesse caso, o controle de qualidade consiste em deixar seu nível de toxicidade relativamente baixo, não prejudicando o meio ambiente. Portanto, foi implementado um controle por banda, em que o PID funcionava no modo automático apenas quando a leitura na vinhaça atingia valores acima de $0,04 \text{ } ^\circ\text{GL}$.

No caso do MPC A, especificamente, tem-se os seguintes parâmetros: o tempo de amostragem é $T_{sA} = 60 \text{ s}$, o horizonte de controle é $N_{uA} = 20$ e o horizonte de predição é $N_{yA} = 70$. As ponderações são dadas por $\delta_A = [75; 150]$ e $\lambda_A = [12; 0,02]$ para os erros e esforços de controle, respectivamente. As restrições consideradas são $U_{A_{min}} = [117 \text{ kPa}, 71 \text{ } ^\circ\text{C}]$ e $U_{A_{max}} = [119,25 \text{ kPa}, 72,55 \text{ } ^\circ\text{C}]$ para as variáveis manipuladas; e para as variações máximas de controle, tem-se $\Delta u_{1_m} = \pm 0,5 \text{ kPa}/\text{min}$ e $\Delta u_{2_m} = \pm 0,5 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{min}$.

De forma sintetizada, o ajuste do MPC B segue abaixo:

$$\begin{array}{ll} N_{uB} = 15 & N_{yB} = 60 \\ \delta_B = 0,05 & \lambda_B = 250 \\ U_{3_{min}} = 20\% & U_{3_{max}} = 80\% \\ \Delta u_{3_m} = \pm 0,5\% & T_{sB} = 60 \text{ s} \end{array}$$

Dando continuidade ao escopo deste capítulo, as simulações serão apresentadas com uma avaliação mais detalhada dos resultados.

6.2.3 Ensaios e Análises

Alguns critérios são necessários para a montagem das simulações e comparações. No que segue, serão explanados os critérios e métodos de avaliação.

A variação mássica do vinho ficará em torno de 1,69% com intervalos iguais de 2 h (120 min), dentro do tempo total da simulação de 8 h. No que se refere ao controle, o desempenho dos sistemas será analisado conforme dois índices: o somatório dos erros absolutos - *Sum of Absolute Errors* (SAE)

- dado pela equação:

$$SAE = \frac{1}{N} \sum_{k=1}^N |SP(k) - y_m(k)|, \quad (6.10)$$

em que N é o número de amostras; SP é o *setpoint* do controlador e y_m é a saída medida; e o somatório dos esforços quadráticos incrementais de controle - *Sum of Squared Control efforts* (SSC) - relativos:

$$SSC = \frac{1}{(N-1)} \sum_{k=1}^N \left(\frac{u(k+1) - u(k)}{u(k)} \right)^2. \quad (6.11)$$

Para o desempenho dos sistemas do ponto de vista econômico, serão analisadas a produtividade e a eficiência de acordo com a água consumida, dada a uma temperatura de 15,56 °C na pressão atmosférica, da qual será calculado o fator de eficiência

$$F_e (m^3/m^3) = \frac{\text{Produto}}{\text{Água}}. \quad (6.12)$$

Ainda, será considerado um controle de qualidade fictício na destilaria. Na produção dos álcoois haverá um nível de tolerância, bem como para a vinhaça. Certamente, por se tratar de um simulador computacional no qual as variações são pequenas, em virtude da instabilidade iterativa apresentada nas variações elevadas, são limites fora da realidade industrial. Sem embargo, a metodologia adotada para ilustrar o impacto do sistema proposto na destilaria de etanol não será comprometida. Desse modo, definem-se as seguintes tolerâncias:

$$\begin{aligned} \text{Álcool de } 2^a &= \pm 1,5 \cdot 10^{-2} \text{ } ^\circ GL, & \text{Hidratado} &= \pm 0,5 \cdot 10^{-2} \text{ } ^\circ GL, \\ \text{Vinhaça} &= +0,5 \cdot 10^{-2} \text{ } ^\circ GL. \end{aligned}$$

O desempenho do sistema nominal no cenário C1 está representado nas Figs. 6.3 e 6.4. Como era de se esperar, as perturbações afetam mais a vinhaça, já que esta é controlada pela estratégia por banda. Porém, sua concentração em etanol permanece sempre abaixo do limite tolerado, o que não compromete o meio ambiente, mesmo que se tenha um custo para transportar a grande quantidade produzida (volume de 2365 m³). Por outro lado, as oscilações do álcool de 2^a reduzem um pouco a sua produtividade, proporcionando um volume de 29,78 m³ considerando o critério de qualidade. No caso do hidratado, o efeito das perturbações é mínimo, obtendo-se um volume de 178,2 m³. É importante lembrar que nesse cenário a variação da

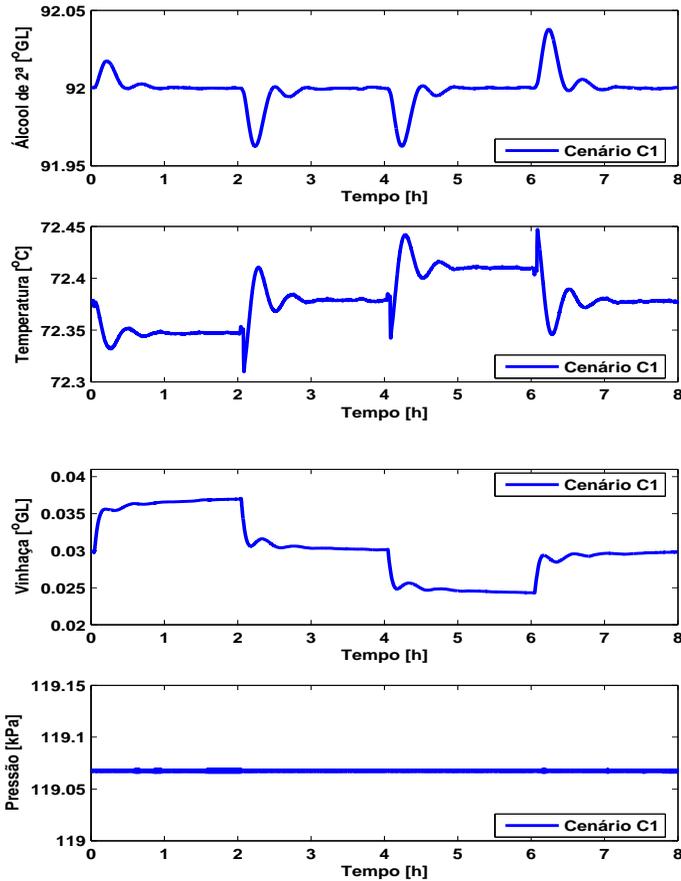


Fig. 6.3: desempenho do sistema nominal. Coluna A

flegma não é manipulada, embora seja considerada uma perturbação juntamente com a variação do vinho. Os índices de desempenho do sistema de controle encontram-se na Tabela 6.2. Finalmente, aplicando a energia total consumida ($6,681 \cdot 10^9 \text{ kJ}$) em equivalente de água e os produtos na Eq. 6.12, obtém-se o seguinte fator eficiência:

$$F_{eC1} = \frac{207,98}{497,3} = 0,4181$$

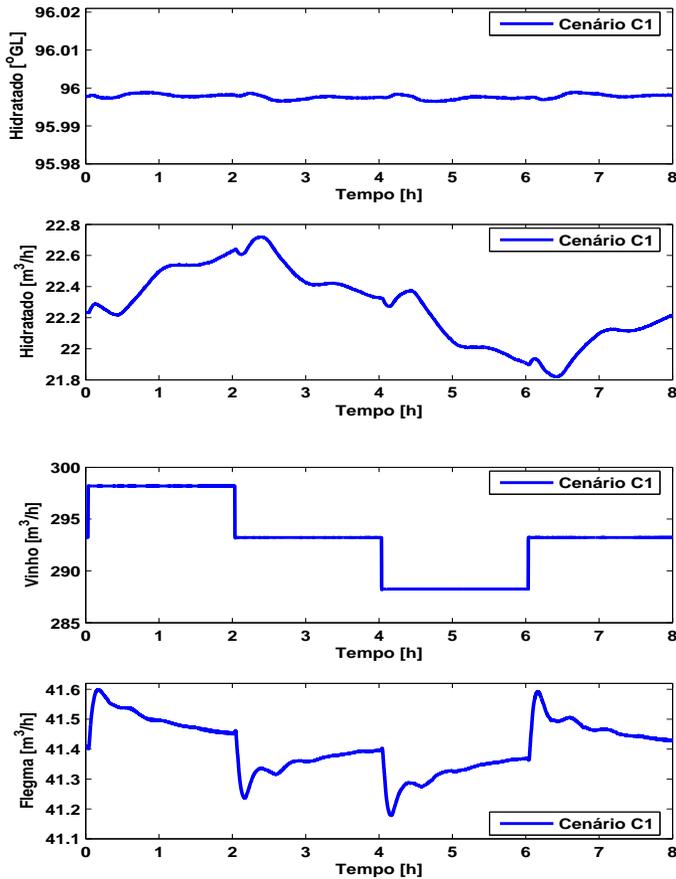


Fig. 6.4: desempenho do sistema nominal. Coluna B e perturbações

	PID_1	PID_2	PID_3
SAE	$2,102 \cdot 10^{-4}$	0	$1,143 \cdot 10^{-4}$
SSC	$1,0105 \cdot 10^{-10}$	$7,3475 \cdot 10^{-14}$	$1,3567 \cdot 10^{-9}$

Tabela 6.2: índices de desempenho de C1

Na Fig. 6.5, os desempenhos dos sistemas com o controle supervisorio são mostrados. É possível constatar que a diferença no comportamento da vinhaça entre os cenários é desprezível. Apesar de haver pequenos erros

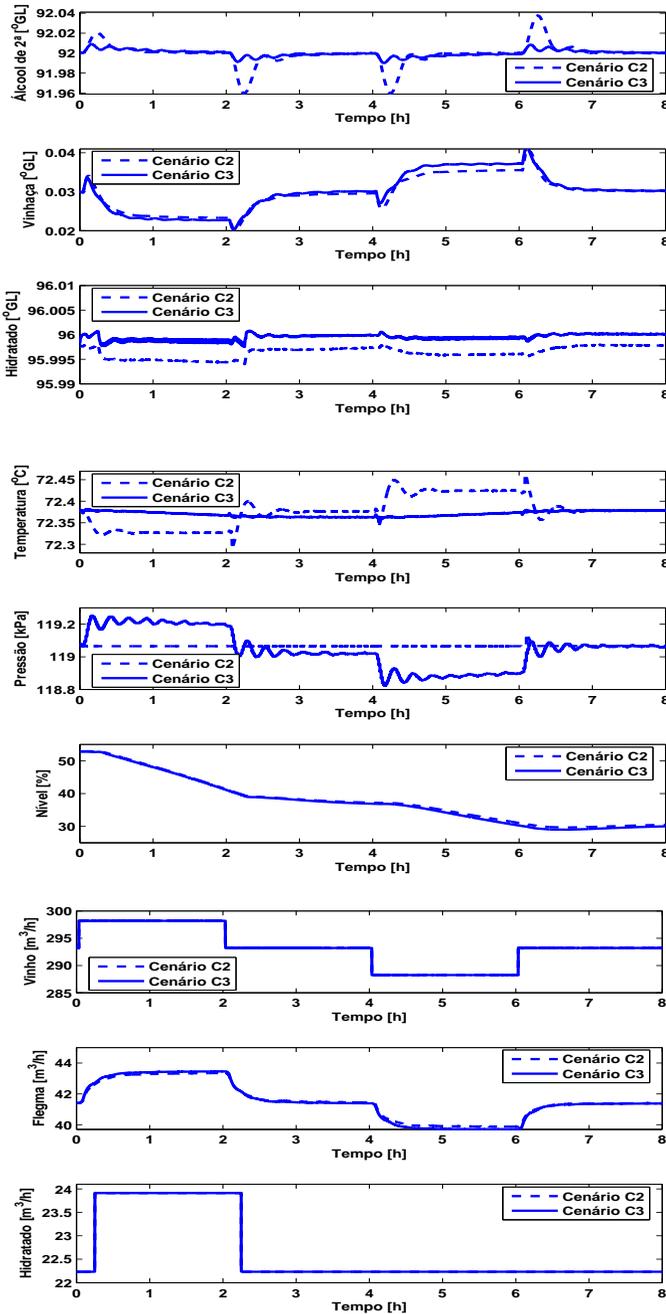


Fig. 6.5: desempenho dos sistemas. Cenários C2 e C3

em relação à banda superior nos cenários C2 e C3, o resultado final está dentro do limite preestabelecido. No entanto, para os produtos, o desempenho do sistema no cenário C3 apresenta erros de referência menores se comparados com os do C2. Observa-se que, por se tratar de um sistema MIMO, o MPC atua mais sobre a pressão a fim de manter o sistema no ponto desejado. De forma geral, os resultados ficam mais bem explicados visualizando os dados nas tabelas 6.3 e 6.4, cujas diferenças representam um balanço energético que deve ser analisado.

	SAE_1	SAE_2	SAE_3
C2	$2,597 \cdot 10^{-4}$	$2,100 \cdot 10^{-7}$	$1,805 \cdot 10^{-4}$
C3	$1,257 \cdot 10^{-4}$	$3,870 \cdot 10^{-7}$	$2,838 \cdot 10^{-5}$

Tabela 6.3: índices de erros

	SSC_1	SSC_2	SSC_3
C2	$5,5900 \cdot 10^{-11}$	$6,4963 \cdot 10^{-11}$	$1,7635 \cdot 10^{-8}$
C3	$2,2497 \cdot 10^{-11}$	$7,1900 \cdot 10^{-10}$	$2,9136 \cdot 10^{-8}$

Tabela 6.4: índices de controle

Resumidamente, em termos de produtividade e consumo energético, os dados dos três cenários estão expostos na Tabela 6.5. Como comentado, em relação à vinhaça, o custo econômico para seu reaproveitamento e transporte é o mesmo em todos os cenários. Porém, os ganhos obtidos são bem diferentes quando se consideram a produção do álcool de 2ª e do hidratado; e o consumo de água nos condensadores e refeedores. Com base nos dados, tem-se uma situação bastante interessante. Nota-se que a configuração

	Álcool de 2ª	Hidratado	Vinhaça	Água	F_e
C1	$29,78 \text{ m}^3$	$178,2 \text{ m}^3$	2365 m^3	$497,3 \text{ m}^3$	0,4181
C2	$29,16 \text{ m}^3$	$139,5 \text{ m}^3$	2365 m^3	$487,5 \text{ m}^3$	0,3460
C3	$34,32 \text{ m}^3$	$181,2 \text{ m}^3$	2365 m^3	$487,1 \text{ m}^3$	0,4425

Tabela 6.5: parâmetros de produção

proposta para a destilaria é vantajosa somente com o uso de um sistema avançado de controle, visto que as perturbações causadas pelo supervisório não são suficientemente amenizadas no cenário C2, afetando significativamente o rendimento do processo. Como consequência, obtém-se um fator de eficiência menor que o do cenário C1, neste que também são utilizados PIDs. Em contrapartida, em C3, os MPCs promovem um aumento importante na

eficiência do processo. Observa-se que, com uma quantidade de água menor que a utilizada em C2, tem-se uma produção maior que a do cenário C1. Do ponto de vista econômico, pode-se estimar quantitativamente o ganho obtido em relação ao C1, considerando os mesmos parâmetros da unidade de fermentação (ver Cap. 4). Dessa forma, aplicando o preço médio do álcool de 2^a aproximadamente igual ao do hidratado, tem-se um incremento financeiro de US\$ 3795,50 a cada 8 h de produção. Segundo os modelos utilizados, isso significa em torno de 2,28 milhões de dólares a mais por safra no caixa das usinas de etanol.

Contudo, é importante lembrar que não foi estudado um algoritmo de otimização para ser implementado no sistema supervisor. Entretanto, alguns testes foram realizados com diferentes sinais nas válvulas da flegma e do hidratado, indicando que há uma correlação que reflete na produtividade da destilaria. Uma outra opção é investigar uma configuração que permita atuar diretamente sobre a vazão mássica do álcool de 2^a. Ademais, foi constatado que o *Hysys* oferece dinâmicas com poucos atrasos de transporte (ou com valores muito pequenos), o que não representa a realidade industrial. Desse modo, como será descrito no próximo capítulo, há uma perspectiva importante nos estudos teórico e prático em controle de processos, quando os atrasos de transporte forem incluídos no modelo.

6.3 Considerações Finais do Capítulo

A ideia principal desse capítulo foi estudar a possibilidade de incremento na produção das destilarias alcoólicas mediante implementação de técnicas de controle. Porém, foi necessário o desenvolvimento de um ambiente computacional que permitisse a comunicação do modelo da destilaria no *Hysys* com outras plataformas de *software* como o *Matlab*. Dessa forma, algoritmos de controle avançado podem ser mais bem estudados e analisados.

No que tange à destilaria, uma estratégia de controle com três camadas foi proposta para aumentar o rendimento da sua produção. Diferente dos trabalhos apresentados no Cap. 5 que focalizam no desempenho de cada coluna isoladamente, a pesquisa inicial abrangeu o comportamento global da unidade com base na fabricação dos álcoois, na formação da vinhaça e nas variações do vinho e da flegma. A partir dos cenários estudados, incluindo o modelo nominal que corresponde à configuração padrão das usinas brasileiras, constatou-se uma situação interessante: um sistema supervisor que visa à otimização da produção causa perturbações que pioram o desempenho do sistema de tal forma que sua implementação não vale a pena, caso as colunas sejam operadas apenas por controladores PID. No entanto, deve-se frisar que esta parte da pesquisa analisa a viabilidade da proposta sem um algoritmo es-

pecífico desenvolvido para o supervisor, o que oferece uma perspectiva de melhoria no futuro.

Em particular, um dos escopos deste trabalho é buscar um embasamento de cunho teórico com aplicações práticas, propiciando uma aproximação com a indústria. Nesse caso, o ambiente foi utilizado para testar um MPC embarcado em *hardware*, desenvolvido por um mestrando no Departamento de Automação e Sistemas (DAS) da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Como, em geral, as plataformas comerciais de controle preditivo são orientadas para plantas de larga escala, o foco do projeto foi analisar um protótipo de baixo custo que fornecesse as mesmas vantagens para processos com dimensões menores.

Contudo, os atrasos de transporte presentes nas destilarias devem fazer parte nas futuras avaliações. A nova dinâmica será adicionada às variáveis das colunas e técnicas de controle preditivo MIMO serão estudadas. Finalmente, dando continuidade às pesquisas de períodos anteriores, novos trabalhos poderão ser direcionados a dar sustentação teórica e prática às soluções já apresentadas, a desenvolver novos controladores e estender os resultados teóricos para casos de aplicação em colunas de destilação alcoólica.

Capítulo 7

Comentários Finais e Planejamento Futuro

Nos capítulos 2, 3 e 4 deste documento o estudo foi orientado para a unidade de fermentação alcoólica da usina de etanol. Foi desenvolvido um modelo fenomenológico completo que possibilita analisar as principais variáveis do processo na indústria. A estrutura de controle proposta pode ser definida em duas etapas que serão descritas a seguir.

Durante o início do trabalho, preocupou-se em definir uma configuração de controle que possibilitasse realizar estudos das unidades encontradas nas usinas. Vale salientar que, além dos modelos encontrados na literatura, a metodologia do trabalho foi embasada a partir de algumas visitas técnicas realizadas na indústria. Os sistemas de controle encontrados, em geral, são compostos apenas por PIDs e, muitas vezes, parte do processo é operado manualmente. Nesse caso, a robustez, característica inerente à natureza do processo, permite uma produção satisfatória em relação à quantidade e concentração final do vinho. Entretanto, com a implementação de algoritmos de otimização e controle, é possível incrementar um ganho significativo na indústria do etanol. Partindo desse princípio, uma estratégia de controle composta por duas camadas foi proposta para essa unidade.

Como foi constatada na primeira etapa do projeto, a temperatura era a variável que exercia maior influência sobre o rendimento do processo fermentativo. Por sua vez, para o seu controle, era necessário maior quantidade de energia. Dessa maneira, a segunda etapa do projeto consistia em integrar ao sistema uma unidade de refrigeração que utilizasse energia solar. A ideia dessa nova estrutura é aproveitar as altas irradiações presentes nas localidades

das usinas e contribuir ainda mais para seus créditos de carbono com o uso da energia limpa. Além disso, como foi demonstrado nos experimentos reais na planta, o novo sistema reduz o consumo da água utilizada no controle de temperatura do reator.

Apesar de haver abundância de vapor em boa parte das usinas brasileiras e os painéis solares serem equipamentos de alto custo quando comparados ao das fontes tradicionais, o projeto se mostrou bastante viável economicamente, ainda que outras questões devam ser tratadas no futuro, tais como incertezas na modelagem do fermentador e otimização com sintonia adaptativa para o Sistema de Controle Avançado. Não obstante, a busca pelo domínio no uso de novas tecnologias colocam o país em posição de destaque no mercado que está a surgir. Além do aprendizado tecnológico em Engenharia de Controle e Automação, existem razões estratégicas para o investimento. Uma matriz energética diversificada diminui o risco de um país depender do fornecimento externo. As fontes renováveis e eficientes constituem uma parte significativa da cadeia produtiva, proporcionando um inegável superávit econômico e ambiental ao conjunto das atividades produtivas da sociedade. Ademais, pode-se acrescentar uma contribuição estrutural em termos de competitividade e exportação, gerando emprego e renda.

Outrossim, os capítulos 5 e 6 foram dedicados a melhorar o desempenho da unidade da destilaria. A unidade de destilação alcoólica juntamente com sua camada de reguladores locais foi construída no *software Hysys*. As camadas de MPC e controle supervísório foram implementadas por meio da comunicação entre o modelo dinâmico e o *Matlab*. Os cenários foram estudados com base nas variações dos balanços de massa e energia na unidade. Contudo, a configuração proposta se mostrou rentável apenas quando utilizada uma camada de controle preditivo.

As análises das colunas de destilação propiciaram como perspectivas do ponto de vista de controle questões bastante interessantes para o futuro. De imediato, pode-se estender o modelo e o sistema para a etapa da desidratação, onde se tem o uso do solvente que constitui um balanço importante no sistema. O desenvolvimento de um supervísório ótimo traz uma possibilidade de resultado bastante pertinente uma vez que, nas simulações apresentadas, há uma correlação direta entre as vazões dos produtos que interfere nos balanços de massa e energia finais. Ainda, devem-se considerar os inconvenientes atrasos de transporte nos próximos modelos.

A incorporação de técnicas específicas de controle NMPC se justifica pela presença dos atrasos e dinâmica altamente não lineares dos processos. Dessa forma, deseja-se utilizar o controle NMPC Robusto baseado na compensação de atrasos proposta por Normey-Rico & Camacho (2007) que tem demonstrado bom desempenho e robustez em outras aplicações industriais

(Roca et al. 2009, Torrico et al. 2010, Santos et al. 2011). Por outro lado, a característica modular do processo indica que o uso de uma estratégia de NMPC distribuído (Plucenio 2010) permitirá melhorar a solução global, ao buscar um compromisso entre desempenho, tempo de processamento e modularidade.

7.1 NMPC Robusto para Processos com Atrasos de Transporte

Como comentado, muitas malhas de controle das colunas de destilação apresentam tempo morto na dinâmica que relaciona as variáveis manipuladas e controladas. O atraso é causado, principalmente, pelo transporte de informação, massa ou energia dentro do sistema. Porém, ele também pode ser causado pelo próprio tempo de reação do processo, do sensor ou atuador. Em outros casos, o atraso observado na dinâmica do processo é gerado em decorrência do efeito produzido pela resposta de um determinado número de sistemas dinâmicos conectados em série.

Processos com atrasos são difíceis de controlar, principalmente porque ocorre um retardo tanto na percepção dos efeitos das perturbações quanto no resultado de ação na variável controlada. Em outras palavras, a ação de controle atual, além de ser baseada num evento que ocorreu no passado, leva um determinado tempo para ser notada na saída do sistema.

No domínio da frequência, observa-se que o atraso diminui muito rapidamente a fase do sistema, principalmente em altas frequências, tornando difícil o ajuste do controlador. Quando o atraso é significativo, um controle convencional deverá ser ajustado para se obter uma resposta lenta o suficiente, de tal forma que permita que a ação do avanço de fase do sistema compense a queda de fase introduzida pelo atraso (Normey-Rico & Camacho 2007).

Os PIDs podem ser usados para este tipo de processo. No entanto, se o atraso for muito grande, o ajuste do controlador já não é conveniente e um desempenho pior pode ser apresentado pelo sistema. Dessa forma, quando se desejam respostas mais rápidas, devem ser aplicados controladores que incluem a compensação do atraso. Nesse contexto, a implementação do NMPC Robusto (Normey-Rico & Camacho 2007) nas colunas da destilaria aparece como solução viável do problema exposto.

O algoritmo desse controlador é ilustrado na figura 7.1. Em poucas palavras, é possível afirmar que todo controlador preditivo é equivalente a um *Two Degrees of Freedom-Dead-time Compensator* (2DOF-DTC). A estrutura de predição do compensador de atraso interno é definida pelos modelos do processo e perturbação; e não depende do procedimento de otimização,

mesmo no caso quando as restrições são consideradas.

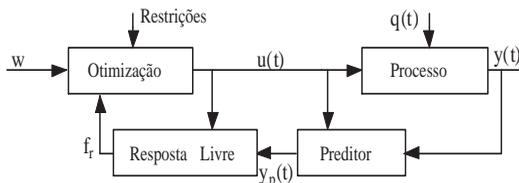


Fig. 7.1: estrutura de controle geral do NMPC para processos com atraso

A predição $y_p(t)$ pode ser calculada utilizando modelos representados por espaço de estados, pela resposta ao impulso finito ou função de transferência, ou ainda por equações não lineares. Diferentes modelos de perturbação e abordagens podem ser aplicados para corrigir o valor predito ideal da saída da planta. O efeito do preditor afeta apenas o cálculo da resposta livre. Ou seja, qualitativamente, a influência da estrutura do compensador de atraso interno do NMPC é a mesma do caso sem restrições.

Dessa maneira, agregando novas condições ao modelo a fim de estabelecer atrasos comumente encontrados nas destilarias de etanol, um resultado melhor pode ser alcançado uma vez que os controladores preditivos oferecem soluções satisfatórias para esse problema.

Na continuação, serão citadas de forma comentada as principais contribuições concretizadas durante o andamento desse trabalho.

7.2 Contribuições e Opinião do Autor

O meu primeiro contato profissional com a indústria da cana-de-açúcar foi na conclusão do meu mestrado, quando, em parceria com a usina *Ingenio La Unión, S.A.*, tive a oportunidade de colaborar com o projeto dos laços de controle dos seus cristalizadores. Entretanto, comecei a conhecer o processo de fabricação do etanol brasileiro durante minha estância como Engenheiro Pesquisador do Laboratório de Engenharia de Processos de Conversão e Tecnologia de Energia (LEPTEN), do Departamento de Engenharia Mecânica da UFSC.

Essa fase foi marcada pelo fortalecimento da minha pesquisa voltada à indústria. Tive a oportunidade de trabalhar em um projeto financiado pelo Grupo Cerradinho, uma das maiores empresas do Brasil no mercado de açúcar e álcool, que na época possuía sedes em Catanduva-SP e Potirendaba-SP; e pela Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP). Durante o andamento do trabalho, foram ministradas pelo grupo de pesquisa algumas palestras para

gerentes, administradores, engenheiros, diretores e, inclusive, presidente da usina. Em particular, meu papel era focalizar em temas da área de teoria de controle.

Contudo, quando eram apresentados os experimentos com as simulações dinâmicas, tamanho era o interesse de outros profissionais pela área de controle, que me estimulava a buscar um tema de doutorado que consolidasse a teoria com a prática. Nessa esfera, procurei publicar meus primeiros trabalhos do ramo em um relatório técnico:

- Colle, S., Monteiro, J. B., Americano da Costa F^o, M. V., Cardemil, J., Magazoni, F. C. Desenvolvimento de Sistema de Resfriamento de Processo de Fermentação Alcoólica por Ciclo de Absorção, 2008. Usina Cerradinho, Potirendaba-SP, Brasil;

e em dois congressos internacionais:

- Americano da Costa F^o, M. V., Monteiro, J., Magazoni, F. C., Colle, S. Modeling, Simulation and Analysis of Ethanol Fermentation Process with Control Structure in Industrial Scale. 22nd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, 2009, Foz do Iguaçu-PR, Brazil;
- Magazoni, F. C., Deucher, R., Monteiro, J. B., Americano da Costa F^o, M. V., Colle, S. Cooling of ethanol fermentation process using absorption chillers. 22nd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, 2009, Foz do Iguaçu-PR, Brazil.

Destarte, meu doutorado começou efetivamente no ano de 2009, em que fui integrante da Rede de Pesquisa *Austrascaña*. Esse projeto foi financiado pelo *Ciencia y Tecnología para El Desarrollo* (CYTED), no qual participaram universidades da Espanha e diversos países da América do Sul e Central, assim como empresas do setor de produção de açúcar e álcool. A coordenação geral do projeto foi realizada pela Fundação *Centro de Automatización, Robótica, y Tecnologías de la Información y la Fabricación* (CARTIF) da Espanha e o coordenador pela UFSC foi o Prof. Julio Elias Normey Rico.

Vários problemas foram tratados nesta rede, destacando-se os projetos em que participei diretamente: controle de pH do caldo de cana e da temperatura dos cristalizadores da usina guatemalteca, *Ingenio La Unión*. Além disso, tive a oportunidade de organizar juntamente com o Prof. Julio Normey no ano de 2009 o *Miniforo Cyted - Iberoeka*, em Florianópolis-SC, onde foram recebidos professores, engenheiros, pesquisadores e empresários das localidades citadas. A participação nesse projeto me proporcionou um relatório técnico:

- Americano da Costa F^o, M. V., Normey-Rico, J. E. Projeto de Controle de pH, 2009. Ingenio La Unión, Escuintla, Guatemala;

um artigo em revista técnica:

- Americano da Costa F^o, M. V., Normey-Rico, J. E., Gorostiaga, L., Alfaro, J. L. Projeto de sistemas de controle a partir de um simulador: Estudo de Caso. Alcoolbrás, 125, pp. 47-53, São Paulo-SP, 2009;

um artigo em congresso nacional:

- Americano da Costa F^o, M. V., Alvarez, H., Normey-Rico, J. E. Modelagem da neutralização de pH em uma usina de açúcar, pp. 1122-1128. Bonito-MS, Brasil, XVIII Congresso Brasileiro de Automática, 2010;

e um capítulo de livro:

- Normey-Rico, J. E., Americano da Costa F^o, M. V. Capítulo 12: Tratamiento de Vinazas. Libro Blanco de la Automatización y Control en la Industria de la Caña de Azúcar. Programa CYTED, España, 2011.

No desenvolvimento do modelo da fermentação, foram consideradas as propriedades físico-químicas de suas principais variáveis. Dessa maneira, pareceu-me ser o maior desafio ter que lidar com conceitos que fugiam de minha formação. No que se refere à engenharia de controle e por ser um processo pouco difundido no mundo, constatei, durante revisão bibliográfica, poucas publicações na literatura científica. No entanto, interessei-me em tratar o assunto de forma didática e em ingressar a linguagem da teoria de controle no tema em questão. Como resultado, foi apresentado um simulador em uma revista comercial especializada e publicado numa revista técnica uma configuração que utiliza controladores do tipo PID para a unidade de fermentação alcoólica:

- Americano da Costa F^o, M. V., Normey-Rico, J. E. Um Simulador para Análise da Fermentação Alcoólica em Batelada Alimentada. Alcoolbrás, 129, pp. 64-68, São Paulo-SP, 2010;
- Americano da Costa F^o, M. V., Normey-Rico, J. E. Uma estrutura de controle para fermentação alcoólica industrial: Modelagens e simulações. Controle e Instrumentação, 169, pp. 49-55, 2011.

Após ter finalizado o *Autrascaña*, iniciou-se, em 2009, o projeto intitulado como Estratégias de Controle Não-lineares e com Compensação de Atraso em Plantas de Geração de Energias Renováveis. Dentre outros nomes, estavam os professores Eduardo Camacho e Carlos Bordons, da Universidade

de Sevilla; e os professores Manuel Berenguel e José Luis Guzmán da Universidade de Almería, ambas da Espanha. Esse projeto tinha como objetivo o estudo e investigação de sistemas de controle para plantas de geração de energia renovável, principalmente energia solar térmica e fotovoltaica. Essas plantas de geração de energia são sistemas dinâmicos complexos, caracterizados principalmente por não linearidades, acoplamentos e atrasos significativos; e exigem a utilização de estratégias de controle avançado quando se desejam alcançar rendimentos elevados.

Com as teorias de controle praticamente concluídas na unidade de fermentação e a implementação do modelo dinâmico da destilaria com suas malhas locais, fui aprovado no exame de qualificação com alguns meses de antecedência, no final de 2010. Dessa sorte, como bolsista do projeto em andamento, decidimos pela minha estância de sete meses na cidade de Almería, a fim de estudar energia solar e realizar testes experimentais.

Em particular, o desenvolvimento da pesquisa foi realizado no laboratório do edifício CIESOL, do Departamento de Linguagens e Computação da UAL. O edifício conta com uma planta solar que gera energia para o aquecimento (no inverno) e resfriamento (no verão) de suas acomodações. Entretanto, a planta foi adaptada para funcionar juntamente com uma unidade hipotética de fermentação acoplada a um ponto de demanda de carga. Ou seja, utilizando ferramentas computacionais e os modelos citados, um reator operado por um sistema de controle ótimo foi dimensionado e simulado de tal forma como se fizesse parte do sistema real. Logo, conseguimos realizar experimentos numa configuração *Hardware in the Loop*, onde a unidade experimental de energia solar foi acoplada a um simulador fenomenológico da unidade de fermentação.

Além dos professores citados da UAL, trabalhei com o então doutorando Manuel Pasamontes Romera, que muito contribuiu para a obtenção dos resultados. No contexto dessa estância, aproveitei a oportunidade de conhecer renomados pesquisadores como o Prof. Tore Hägglung, da Universidade de Lund, Suécia; e assistir às suas palestras. Ainda, foram publicados e apresentados alguns artigos em congressos internacional e nacional; e em uma revista científica internacional cujo fator de impacto tem um valor importante:

- Americano da Costa F^o, M. V., Normey-Rico, J. E. Modeling, control and optimization of ethanol fermentation process, pp. 10609-10614. Milan, Italy, 18th World Congress of the IFAC, 2011;
- Americano da Costa F^o, M. V., Pasamontes M, Normey-Rico J., Guzmán J. L., Berenguel M. Aplicação da técnica *hardware in the loop* em uma planta solar que auxilia um sistema de controle avançado para unidade de fermentação alcoólica, pp. 2179-2185. Campina Grande-PB,

Brasil, XIX Congresso Brasileiro de Automática, 2012;

- Americano da Costa F^o, M. V., Pasamontes M., Normey-Rico J., Guzmán J. L., Berenguel M. Viability and application of ethanol production coupled with solar cooling. *Applied Energy*, 102, pp. 501-509, 2013.

Todavia, uma artigo encontra-se em fase de conclusão para ser submetido à revista científica internacional *Biotechnology Advances*:

- Americano da Costa F^o, M. V., Pasamontes, M., Normey-Rico, J. E, Guzmán, J. L., Berenguel, M. Control and optimization of ethanol production combined with solar cooling;

e um trabalho foi enviado para o Prêmio Petrobras de Tecnologia:

- Americano da Costa F^o, M. V., Normey-Rico. Um sistema de controle avançado para otimizar a produção de etanol mediante energia solar. Prêmio Petrobras de Tecnologia, 2012.

No que concerne à unidade de destilação, o estudo foi realizado inteiramente no Brasil. A pesquisa possibilitou simulações avançadas à área de ensino, visto que dados reais eram incorporados à plataforma computacional. Dessa maneira, o sistema ao qual denominamos "indústria virtual" permitia análises mais realísticas facilitando o aprendizado, especialmente, em controle preditivo. Ao longo do doutorado, auxiliei na seleção e orientação de estagiários e bolsistas; realização de seminários, cursos e preparação de aulas; tanto em nível de graduação do Departamento de Automação e Sistemas da UFSC quanto de pós-graduação. Em particular, obtiveram-se os seguintes trabalhos mais relevantes:

- Americano da Costa F^o, M. V., Cruz D. M., Normey-Rico J. E. Modelagem, simulação e controle de uma unidade de destilação em uma usina produtora de etanol, pp. 436-442. Campina Grande-PB, Brasil, XIX Congresso Brasileiro de Automática, 2012;
- Lima, D. M., Americano da Costa F^o, M. V., Normey-Rico J. E. A Flexible Low Cost Embedded System for Model Predictive Control of Industrial Processes. Zurich, Switzerland, European Conference Control, 2013.

Finalmente, posso expor a minha satisfação com o resultado alcançado no desenvolvimento desse trabalho. Eu e o Prof. Julio Normey acreditamos ter dado um pequeno passo na inserção da Engenharia de Controle e Automação na indústria do etanol, apesar do exercício de pesquisa nunca terminar, o que, sobremaneira, aumenta meu otimismo e expectativas. A escassez do

tema na área de pesquisa nos trouxe uma originalidade, digamos que, bastante natural.

Nas apresentações realizadas em congressos e seminários, tive o prazer de debater e aprender sobre a visão de outros profissionais. Por atuar em um tema bastante pertinente e pelo papel que o Brasil exerce mundo afora na questão do desenvolvimento sustentável, ainda possuo os desejos profissional e pessoal não somente de exercer a engenharia e a pesquisa, mas também de poder levar informação à sociedade em uma linguagem mais acessível e universal. Em particular, acredito ser uma das formas de tentar mudar o cenário social, de precariedade no campo de trabalho, algumas vezes constatada nas visitas técnicas às usinas.

De fato, é o que o venho tentando fazer ao longo de minha jornada. Como o assunto vem despertando interesse de outras classes, fui convidado a escrever alguns textos técnico-informativos. Em agosto de 2009, um texto foi publicado no principal jornal de notícias da Bahia, chamando a atenção de um outro jornal do sul do estado:

- Americano da Costa Fº, M. V. Etanol do Brasil, a energia que vai mover o mundo. Jornal A Tarde; Salvador-BA, Brasil, agosto, 2009;
- Americano da Costa Fº, M. V. Etanol do Brasil, a energia que vai mover o mundo. Partes i e ii. Jornal Direitos; Salvador-BA, Brasil, setembro, 2009.

Em outras ocasiões, meus textos foram publicados no principal jornal de notícias de Santa Catarina e em uma revista comercial na cidade de Lages-SC:

- Americano da Costa Fº, M. V. Santa Catarina e a Rio+20. Jornal Diário Catarinense; Florianópolis-SC, Brasil, maio, 2012;
- Americano da Costa Fº, M. V. O etanol como tema de debate na COP-15. Revista Expressiva; Lages-SC, Brasil, fevereiro, 2010;
- Americano da Costa Fº, M. V. Desenvolvimento sustentável e energia solar como próximo passo. Revista Expressiva; Lages-SC, Brasil, fevereiro, 2012.

Por conseguinte, isso terminou possibilitando mais algumas publicações de minha autoria, inclusive em *blogs* e *websites* governamentais e de outras associações (Web-BahiaNotícias 2011, INOVA@SC 2012, ABESCO 2012, BlogEAR 2011, Instituto-CarbonoBrasil 2012):

- Americano da Costa Fº, M. V. O etanol como tema de debate na COP-15. Jornal A Tarde; Salvador-BA, Brasil, janeiro, 2010;

- Americano da Costa F^o, M. V. Meio ambiente, transformação social e ciência na Bahia. Jornal A Tarde; Salvador-BA, Brasil, janeiro, 2011;
- Americano da Costa F^o, M. V. Energia solar, uma opção. Jornal A Tarde; Salvador-BA, Brasil, dezembro, 2011;
- Americano da Costa F^o, M. V. Sustentabilidade no consumo da água mediante controle e automação. Jornal A Tarde; Salvador-BA, Brasil, outubro, 2012.

Hoje, procuro manter os canais abertos com esses meios de comunicação com o propósito de divulgar o tema a futuros acadêmicos e outros profissionais, o que, de certa forma, desperta o interesse pelo ensino, tecnologia e, sobretudo, pela Engenharia de Controle e Automação.

Referências Bibliográficas

- ABESCO (2012), 'Associação Brasileira das Empresas de Serviços de Conservação de Energia', <http://www.abesco.com.br>. São Paulo-SP.
- Abou-Jeyab, R. A., Gupta, Y. P., Gervais, J. R., Branchi, P. A. & Woo, S. S. (2001), 'Constrained multivariable control of a distillation column using a simplified model predictive control algorithm', Journal of Process Control **11**(5), 509–517.
- Aghili, F. & Piedboeuf, J. C. (2002), Contact dynamics emulation for hardware in loop simulation of robots interacting with environment, in 'Robotics and Automation, 2002. Proceedings. ICRA '02. IEEE International Conference on', Vol. 1, pp. 523–529.
- Aldigui, A. S., Alfenore, S., Cameleyre, X., Goma, G., Uribelarrea, J. L., Guillouet, S. E. & Molina-Jouve, C. (2004), 'Synergistic temperature and ethanol effect on *saccharomyces cerevisiae* dynamic behaviour in ethanol bio-fuel production', Bioprocess and Biosystems Engineering **26**(4), 217–222.
- Alvarez, H. D., Sotomayor, O. A. Z. & Carelli, R. (1998), The pH neutralization process as a benchmark for nonlinear control design, IEEE-INDUSCON, São Paulo, SP, Brazil, pp. 132–137.
- Alvarez, H., Londoño, C., di Sciascio, F. & Carelli, R. (2001), 'pH neutralization process as a benchmark for testing nonlinear controllers', Industrial & Engineering Chemistry Research **40**(11), 2467–2473.
- Anderson, B. (1977), Solar Energy: Fundamentals in Building Design, McGraw-Hill, New York, USA.

- Ashoori, A., Moshiri, B., Khaki-Sedigh, A. & Bakhtiari, M. R. (2009), 'Optimal control of a nonlinear fed-batch fermentation process using model predictive approach', Journal of Process Control **19**(7), 1162–1173.
- Aspentech (2005), 'Customization guide'. www.aspentech.com.
- Aspentech (2010), <http://www.aspentech.com>.
- Aström, K. J. & Hägglund, T. (2005), Advanced PID Control, ISA - The Instrumentation, Systems, and Automation Society, Research Triangle Park, NC 27709.
- Aström, K. J., Johansson, K. H. & Wang, Q.-G. (2001), Design of decoupled PID controllers for MIMO systems, Proceedings of the American Control Conference, pp. 2015–2020.
- Atala, D. I. P., Costa, A. C., Maciel, R. & Maugeril, F. (2001), 'Kinetics of ethanol fermentation with high biomass concentration considering the effect of temperature', Applied Biochemistry and Biotechnology **91-93**(1-9), 353–365.
- Batista, F. R. M. (2008), Estudo do processo de destilação alcoólica contínua: simulação de plantas industriais de produção de álcool hidratado, álcool neutro e cachaça, Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Brasil.
- Birol, G., Ündey, C. & Çinar, A. (2002), 'A modular simulation package for fed-batch fermentation: penicillin production', Computers & Chemical Engineering **26**(11), 1553–1565.
- BlogEAR (2011), 'Energias alternativas e renováveis', <http://energiasalternativaserenovaveis.blogspot.com.br>. Brasil.
- Bonivento, C., Castaldi, P. & Mirotta, D. (2001), Predictive control vs PID control of an industrial heat exchanger, 9th Mediterranean Conference on Control and Automation, Croatia.
- Borges, P. C. S. (2008), Otimização dinâmica da fermentação alcoólica no processo em batelada alimentada, Dissertação de mestrado, Universidade Federal de Uberlândia, Brasil.
- Bravo, C. O. A. (2005), Desenvolvimento de um simulador e controle preditivo de uma coluna de destilação piloto, Dissertação de mestrado, Universidade Federal de Santa Catarina, Brasil.

- Bravo, C. O. A., Rico, J. E. N. & Torrico, B. C. (2008), Nova técnica para controle de plantas não lineares utilizando controle preditivo baseado em modelo, Congresso Brasileiro de Automática, Juiz de Fora, MG, Brasil.
- Bristol, E. H. (1966), 'On a new measure of interactions for multivariable process control', IEEE Transactions on Automatic Control **11**(1), 133–134.
- Cacik, F., Dondo, R. G. & Marqués, D. (2001), 'Optimal control of a batch bioreactor for the production of xanthan gum', Computers & Chemical Engineering **25**(2-3), 409–418.
- Camacho, E. F. & Bordons, C. (2004), Model Predictive Control, Springer-Verdag, London, England.
- Carmargo, C. A. (1990), Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool, Instituto de Pesquisas Tecnológicas, São Paulo, Brasil.
- Casillo, D. S. S., Maitelli, A. L. & Fontes, A. B. (2008), Controle preditivo não linear baseado no modelo de Hammerstein aplicado a um processo de neutralização de pH, Congresso Brasileiro de Automática, Juiz de Fora, MG, Brasil.
- Chaudhuri, B. & Modak, J. (1998), 'Optimization of fed batch bioreactor using neural network model', Bioprocess and Biosystems Engineering **19**(1), 71–79.
- Chen, C. T. & Hwang, C. (1990), 'Optimal on off control for fed batch fermentation processes', Industrial & Engineering Chemistry Research **29**(9), 1869–1875.
- Chiou, J. P. & Wang, F. S. (1998), A hybrid method of differential evolution with application to optimal control problems of a bioprocess system, in 'IEEE International Conference on Evolutionary Computation', Anchorage, AK, pp. 627–632.
- Chryssolouris, G. & Mourtzis, N. P. D. (2005), 'Refinery short-term scheduling with tank farm, inventory and distillation management: An integrated simulation-based approach', European Journal of Operational Research **166**(3), 812–827.
- Chu, J. Z., Tsai, P. F., Tsai, W. Y., Jang, S. S., Wong, D. S. H., Shieh, S. S., Lin, P. H. & Jiang, S. (2003), An experimental study of model predictive control based on artificial neural networks, 7th International Conference

- on Knowledge-Based Intelligent Information and Engineering Systems, pp. 1296–1302.
- Clarke, D., Mothadi, C. & Tuffs, P. (1987), ‘Generalized predictive control part I: The basic algorithm and part II: Extensions and interpretations’, Automatica **23**(2), 137–160.
- Enagandula, S. & Riggs, J. B. (2006), ‘Distillation control configuration selection based on product variability prediction’, Control Engineering Practice **14**(7), 743–755.
- Eslami, P., Motlagh, M.-R. J. & Sarang, R. (2006), Disturbance rejection of distillation column using multiloop nonlinear adaptive PID controller, in ‘CIMCA’06’, IEEE Computer Society, Sydney, Australia, p. 43.
- Española, A. (2010), Tarifas de agua en españa 2009 precio de los servicios de abastecimiento y saneamiento, Royal Decree, Asociación Española de Abastecimientos de Agua y Saneamiento.
- Ferreira, A. A. & Neto, F. R. A. (2005), ‘A destilação simulada na indústria do petróleo’, Química Nova **28**(3), 478–482.
- Ferreiro, A. R., Cristea, S., de Prada, C. & Keyser, R. D. (2005), Non-linear predictive control for a distillation column, in ‘44th IEEE Conference on Decision and Control, and the European Control Conference. CDC-ECC ’05.’, Seville, Spain, pp. 5156–5161.
- Fontes, A. B., Maitelli, A. L. & de Oliveira Cavalcanti, A. L. (2007), Generalized predictive control based in multivariable bilinear multimodel, Vol. 3, 8th International IFAC Symposium on Dynamics and Control of Process Systems, Cancun, Mexico.
- Foust, A. S. & Wenz, L. A. (1982), Princípio das Operações Unitárias, 2^a edn, Ed. Guanabara Dois, Rio de Janeiro, Brasil.
- Gadewar, S. B., Doherty, M. F. & Malone, M. F. (2001), ‘A systematic method for reaction invariants and mole balances for complex chemistries’, Computers & Chemical Engineering **25**(9-10), 1199–1217.
- García-Alvarado, M., Ruiz-López, I. & Torres-Ramos, T. (2005), ‘Tuning of multivariate PID controllers based on characteristic matrix eigenvalues, Lyapunov functions and robustness criteria’, Chemical Engineering Science **60**(4), 897–905.

- Gilbert, A. F., Yousef, A., Natarajan, K. & Deighton, S. (2003), 'Tuning of PI controllers with one-way decoupling in 2x2 mimo systems based on finite frequency response data', Journal of Process Control **13**(6), 553–567.
- Goel, P. K. & Nakanishi, E. (1985), Design of non-linear, time-delay control systems: Application to resilient heat-coupled distillation processes, American Control Conference, pp. 550–556.
- Gruel, D. N., Lanussea, P. & Oustaloupa, A. (2009), 'Robust control design for multivariable plants with time-delays', Chemical Engineering Journal **146**(3), 414–427.
- Gustafsson, T. K., Skrifvars, B. O., Sandstram, K. V. & Waller, K. V. (1995), 'Modeling of pH for control', Industrial & Engineering Chemistry Research **34**(3), 820–827.
- Gustafsson, T. K. & Waller, K. V. (1983), 'Dynamic modeling and reaction invariant control of pH', Chemical Engineering Science **38**(3), 389–398.
- Henson, M. A. & Seborg, D. E. (1994), 'Adaptive nonlinear control of a pH neutralization process', IEEE Transactions on Control Systems Technology **2**(3), 169–182.
- Hägglblom, K. E. (1997), 'Analytical approach to evaluation of distillation control structures by frequency-dependent relative gains', Computers & Chemical Engineering **21**(12), 1441–1449.
- Hurowitz, S. E., Anderson, J., Duvall, M. & Riggs, J. B. (2003), 'Distillation control configuration selection', Journal of Control Process **13**(3), 357–362.
- Hurowitz, S. E., Riggs, J. B. & Oldham, J. B. (1998), 'On predicting closed-loop variability', Industrial & Engineering Chemistry Research **37**(10), 3980–3984.
- Iglesias, J. M. C. (2009), Simulação de sistemas térmicos para gerenciamento energético de usina sucroalcooleira, Dissertação de mestrado, Universidade Federal de Santa Catarina, Brasil.
- Çinar, A. & Ündey, C. (1999), Statistical process and controller performance monitoring, Vol. 4, Proceedings of the American Control Conference, San Diego, CA, pp. 2625–2639.
- INOVA@SC (2012), 'Entidade Governamental', <http://www.inovasc.org.br>. Santa Catarina.

- Instituto-CarbonoBrasil (2012), <http://www.institutocarbonobrasil.org.br>. Florianópolis-SC.
- Ito, V. M. (2002), Otimização de colunas de destilação complexas, Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Brasil.
- Jank, M. S. (2008), 'A cana de açúcar, de etanol e de eletricidade: uma commodity global', União da Agroindústria Canavieira de São Paulo-UNICA. Artigo-opinião.
- Jr., J. A. B., Jolly, A. C., Mobley, S. B. & Sholes, W. J. (2000), Advancements in hardware in the loop simulations at the u.s. army aviation and missile command, in 'SPIE technologies for synthetic environments: hardware in the loop testing V', Vol. 4027, pp. 2–10.
- Karacan, S. (2003), 'Application of a non-linear long range predictive control to a packed distillation column', Chemical Engineering and Processing **42**(12), 943–953.
- Kawathekar, R. & Riggs, J. B. (2007), 'Nonlinear model predictive control of a reactive distillation column', Control Engineering Practice **15**(2), 213–239.
- Khaisongkram, W. & Banjerdpongchai, D. (2006), 'Linear controller design and performance limits of binary distillation column subject to disturbances with bounds on magnitudes and rates of change', Journal of Process Control **16**(8), 845–854.
- Khaisongkram, W., Banjerdpongchai, D. & Arunsawatwong, S. (2004), Controller design for a binary distillation column under disturbances with bounds on magnitudes and derivatives using Zakian's framework, 5th Asian Control Conference, pp. 1676–1684.
- Kocijan, J. & Karba, R. (1997), 'A chemical process application of multivariable control hardware and algorithm testing by means of simulation', Simulation Practice and Theory **5**(2), 153 – 165.
- Kyoto Protocol to the United Nations Framework Convention on Climate Change (1998), United Nations.
- Leite, A. D. (1997), A Energia do Brasil, Editora Nova Fronteira, Rio de Janeiro, Brasil.
- Lin, C.-F., Tseng, C.-Y. & Tseng, T.-W. (2006), 'A hardware-in-the-loop dynamics simulator for motorcycle rapid controller prototyping', Control Engineering Practice **14**(12), 1467–1476.

- Ljung, L. (1987), System Identification. Theory for the User, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, USA.
- Logsdon, J. S. & Biegler, L. T. (1989), 'Accurate solution of differential algebraic Optimization problems', Industrial & Engineering Chemistry Research **28**(11), 1628–1639.
- Magazoni, F., Deucher, R., Monteiro, J., Americano-daCosta, M. V. & Colle, S. (2009), Cooling of ethanol fermentation process using absorption chillers, in '22nd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems', Foz do Iguaçu, Brazil.
- Maiti, S. N. & Saraf, D. N. (1995), 'Adaptive dynamic matrix control of a distillation column with closed-loop online identification', Journal of Process Control **5**(5), 315–327.
- Marangoni, C. (2005), Implementação de uma Estratégia de Controle com Ação Distribuída em uma Coluna de Destilação, Tese de doutorado, Brasil.
- McAvoy, T. J., Hsu, E. & Lowenthal, S. (1972), 'Dynamics of pH in controlled stirred tank reactor', Industrial & Engineering Chemistry Research **11**(1), 68–70.
- Menezes, J., Alves, S., Lemos, J. & Azevedo, S. (1994), 'Mathematical modelling of industrial pilot-plant penicillin-g fed-batch fermentations', Journal of Chemical Technology and Biotechnology **61**(2), 123–138.
- Mierzwa, J. C. (2002), O Uso Racional e o reúso como ferramenta para o gerenciamento de águas e efluentes na indústria: estudo de caso da Kodak Brasileira, Tese de doutorado, Universidade de São Paulo, Brasil. Universidade de São Paulo.
- Modak, J. M. & Lim, H. C. (1987), 'Feedback optimization of fed batch fermentation', Biotechnology and Bioengineering **30**(4), 528–540.
- Montague, G. A., Morris, A. J., Wright, A. R., Aynsley, M. & Ward, A. (1986), 'Modelling and adaptive control of fed-batch penicillin fermentation', The Canadian Journal of Chemical Engineering **64**(4), 567–580.
- Morari, M. (1983), 'Design of resilient processing plants-III: A general framework for the assessment of dynamic resilience', Chemical Engineering Science **38**(11), 1881–1897.

- Mwembeshi, M. M., Kent, C. A. & Salhi, S. A. (2004), 'Genetic algorithm based approach to intelligent modelling and control of pH in reactors', Computers & Chemical Engineering **28**(9), 1743–1757.
- Nielsen, J. H. & Villadsen, J. (1994), Bioreaction Engineering Principles, Plenum Press, New York, USA.
- Normey-Rico, J. E. & Camacho, E. F. (2007), Control of Dead-time Processes, Springer, London, England.
- Normey-Rico, J. E., Silvestre, D. S., Pozas, L. F. & Pasetti, G. (2005), Utilização da técnica de controle preditivo multi-variável GPC no controle de temperatura de topo e fundo de uma coluna de destilação depropanizadora simulada no simulador industrial INDISS, 3º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo de Gás, Salvador-BA, Brasil.
- Ochoa, S., Wozny, G. & Repke, J.-U. (2010), 'Plantwide optimizing control of a continuous bioethanol production process', Journal of Process Control **20**, 983–998.
- Pasamontes, M., Álvarez, J. D., Guzmán, J. L., Lemos, J. M. & Berenguel, M. (2011), 'A switching control strategy applied to a solar collector field', Control Engineering Practice **19**(2), 135 – 145.
- Petrobras (2009), 'Fatos e dados', <http://fatosedados.blogspot.com.br>.
- Phisalaphong, M., Srirattanaa, N. & Tanthapanichakoona, W. (2006), 'Mathematical modeling to investigate temperature effect on kinetic parameters of ethanol fermentation', Biochemical Engineering Journal **28**(1), 36–43.
- Plucenio, A. (2010), Desenvolvimento de Técnicas de Controle Não Linear para Elevação de Fluidos Multifásicos, Tese de doutorado, Universidade Federal de Santa Catarina, Brasil.
- Ramaswamy, S., Cutrightb, T. & Qammar, H. (2005), 'Control of a continuous bioreactor using model predictive control', Process Biochemistry **40**(8), 2763–2770.
- RD 2818/1998 (1998), Royal Decree 2818/1998, Royal decree, Spanish Ministry of Industry and Energy.
- RD 436/2004 (2004), Royal Decree 436/2004, Royal decree, Spanish Ministry of Economy.

- RD 661/2007 (2007), Royal Decree 661/2007, Royal decree, Spanish Ministry of Industry, Tourism and Commerce.
- Reuters (2012), 'Exclusive: EU to limit use of crop-based biofuels - draft law', <http://www.reuters.com/article/2012/09/10/us-eu-biofuels-idUSBRE8890SJ20120910>.
- Rivera, D. E., Morari, M. & Skogestad, S. (1986), 'Internal model control: PID controller design', Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development **25**(1), 252 – 265.
- Roca, L., Guzman, J. L., Normey-Rico, J. E., Berenguel, M. & Yebra, L. (2009), 'Robust constrained predictive feedback linearization controller in a solar desalination plant collector field', Control Engineering Practice **17**(9), 1076–1088.
- Rodrigues, J. & Filho, R. M. (1999), 'Production optimization with operating constraints for a fed-batch reactor with DMC predictive control', Chemical Engineering Science **54**(13-14), 2745–2751.
- Ruiz-Lopez, I., Rodriguez-Jimenes, G. & Garcia-Alvarado, M. (2006), 'Robust MIMO PID controllers tuning based on complex/real ratio of the characteristic matrix eigenvalues', Chemical Engineering Science **61**(13), 4332–4340.
- Santos, K. G., Lobato, F. S. & Murata, V. V. (2006), 'Modelagem matemática e otimização dinâmica de fermentação alcoólica do tipo batelada alimentada para produção de Álcool em pequena escala para apoio à agroindústria regional', Horizonte Científico **1**, 1–24.
- Santos, R. A. (2005), Meios distribuídos para simuladores de processo, Tese de doutorado, Universidade Federal de Santa Catarina, Brasil.
- Santos, T. L. M., Roca, L., Guzman, J. L., Normey-Rico, J. E. & Berenguel, M. (2011), Practical MPC with robust dead-time compensation applied to a solar desalination plant, in '18° Congresso Mundial do IFAC', Milão - Itália, pp. 4909–4914.
- Shamsuzzoha, M. & Lee, M. (2008), 'Analytical design of enhanced PID filter controller for integrating and first order unstable processes with time delay', Chemical Engineering Science **63**(10), 2717–2731.
- Shimizu, K. & Matsubam, M. (1985), 'Triangular decoupling for a binary distillation column under pressure control', IEEE Transactions on Automatic Control **30**(5), 474–477.

- Shinskey, F. G. (1985), Disturbance-rejection capabilities of distillation control systems, in 'American Control Conference', pp. 1072–1077.
- Shinskey, F. G. (1996), Process Control Systems. Application, Design and Tuning, 4th edn, McGraw-Hill, New York, USA.
- Skogestad, S. (1997), 'Dynamics and control of distillation columns a critical survey', Modeling, Identification and Control **18**(3), 177–217.
- Skogestad, S., Hovd, M. & Lundstrom, P. (1991), 'Simple frequency dependent tools for analysis of inherent control limitations', Modeling, Identification and Control **12**(4), 159–172.
- Smil, V. (2012), 'A skeptic looks at alternative energy', IEEE Spectrum **49**(7), 44–49.
- Stichmairs, J. (1995), 'Conceptual design of the control configurations of distillation columns', Chemical Engineering and Processing **34**(2), 61–69.
- Sundarraman, A. & Srinivasan, R. (2003), 'Monitoring transitions in chemical plants using enhanced trend analysis', Computers and Chemical Engineering **27**(10), 1455–1472.
- Takatsu, H., Itoh, T. & Araki, M. (1998), 'Future needs for control theory in industries-report and topics of the control technology survey in the japanese industry', Journal of Process Control **8**(5-6), 369–374.
- Tiba, C. (2000), Atlas Solarimétrico do Brasil, Ed. Universitária da UFPE, Recife, Brasil.
- Torija, M. J., Rozès, N., Poblet, M., Guillamón, J. M. & Mas, A. (2003), 'Effects of fermentation temperature on the strain population of *saccharomyces cerevisiae*', International Journal of Food Microbiology **80**(1), 47–53.
- Torrico, B. C., Roca, L., Normey-Rico, J. E., Guzman, J. L. & Yebra, L. (2010), 'Robust nonlinear predictive control applied to a solar collector field in a solar desalination plant', IEEE Transactions on Control systems Technology **18**(6), 1430–1439.
- UNICA (2009), 'Sugarcane ethanol passes critical test in california low carbon fuel standard', <http://world-wire.com/news/0904230003.html>.
- UNICA (2012), 'Mesmo certificado, etanol brasileiro tem acesso a UE prejudicado por barreira comercial', <http://www.unica.com.br/noticia/36949486920321033654/>.

- Waller, K. V. & Mäkilä, P. M. (1980), 'Chemical reaction invariants and variants and their use in reactor modeling simulation and control', Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. **20**(1), 1–11.
- Wang, F. S. & Jing, C. H. (1998), 'Fuzzy decision making problems of fuel ethanol production using a genetically engineered yeast', Industrial & Engineering Chemistry Research **37**(8), 3434–3443.
- Wang, F. S., Su, T. L. & Jang, H. J. (2001), 'Hybrid differential evolution for problems of kinetic parameter estimation and dynamic optimization of an ethanol fermentation process', Industrial & Engineering Chemistry Research **40**(13), 2876–2885.
- Wang, Q.-G., Zhanga, Y. & Chiu, M.-S. (2002), 'Decoupling internal model control for multivariable systems with multiple time delays', Chemical Engineering Science **57**(1), 115–124.
- Web-BahiaNotícias (2011), <http://www.bahianoticias.com.br>. Salvador-BA.
- Wright, R. & Kravaris, C. (1991), 'Nonlinear control of a pH processes using the strong acid equivalent', Industrial & Engineering Chemistry Research **30**(7), 1561–1572.
- Xia, J. A. L., Abreu-Garcia, D. & Hartley, T. T. (1991), Modelling and simulation of a heat exchanger, IEEE International Conf. on System Engineering, Ohio, pp. 453–456.
- Xiong, Z. & Zhang, J. (2004), 'Modelling and optimal control of fed-batch processes using a novel control affine feedforward neural network', Neurocomputing **61**, 317–337.
- Zhai, X., Wang, R., Wu, J., Dai, Y. & Ma, Q. (2008), 'Design and performance of a solar-powered air-conditioning system in a green building', Applied Energy **85**(5), 297–311.
- Zhang, Q., Reid, J. F., Litchfield, J. B., Ren, J. & Chang, S.-W. (1993), 'A prototype neural network supervised control system for bacillus thuringiensis fermentations', Biotechnology and Bioengineering **43**(6), 483–489.
- Zheng, Q., Chen, Z. & Gao, Z. (2009), 'A practical approach to disturbance decoupling control', Control Engineering Practice **17**(9), 1016–1025.