

**Universidade Federal de São Carlos
Centro de Ciências Exatas e Tecnologia
Departamento de Engenharia Química
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química - PPG/EQ**

**ESTUDO DO PROCESSO DE CRISTALIZAÇÃO DE AÇÚCAR:
MODELAGEM E ESTRATÉGIAS DE CONTROLE**

Rodrigo Coutinho Torres

São Carlos - SP
Agosto de 2007

**Universidade Federal de São Carlos
Centro de Ciências Exatas e Tecnologia
Departamento de Engenharia Química
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química - PPG/EQ**

**ESTUDO DO PROCESSO DE CRISTALIZAÇÃO DE AÇÚCAR:
MODELAGEM E ESTRATÉGIAS DE CONTROLE**

Rodrigo Coutinho Torres

Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, na área de concentração em Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos.

Orientador: Prof. Dr. Antônio José Gonçalves da Cruz

São Carlos - SP
Agosto de 2007

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da
Biblioteca Comunitária da UFSCar**

T693ep

Torres, Rodrigo Coutinho.

Estudo do processo de cristalização de açúcar :
modelagem e estratégias de controle / Rodrigo Coutinho
Torres. -- São Carlos : UFSCar, 2007.
107 f.

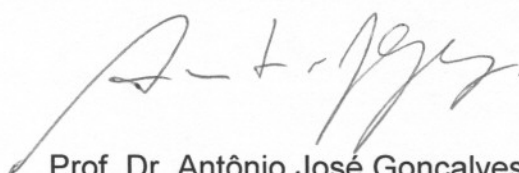
Dissertação (Mestrado) -- Universidade Federal de São
Carlos, 2007.

1. Cristalização. 2. Automação. 3. Simulação dinâmica. 4.
Controle de processo. 5. Fuzzy logic. I. Título.

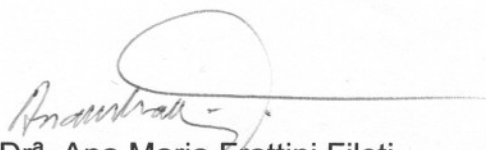
CDD: 660.284298 (20^a)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE Mestrado DE **RODRIGO COUTINHO TORRES**, APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 08 DE AGOSTO DE 2007.

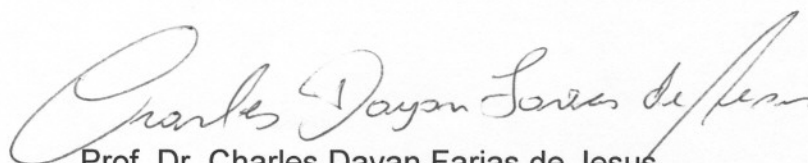
BANCA EXAMINADORA:



Prof. Dr. Antônio José Gonçalves Cruz
Orientador, PPG-EQ/UFSCar



Prof.ª. Dr.ª. Ana Maria Frattini Fileti
FEQ/UNICAMP



Prof. Dr. Charles Dayan Farias de Jesus
DEQ/UFSCar

DEDICATÓRIA

À minha esposa Heloisa e aos meus pais Tadeu e Rita, pelo amor, carinho e apoio durante todos esses anos.

AGRADECIMENTOS

Deixo aqui expressos meus sinceros agradecimentos às seguintes instituições e pessoas, sem as quais o presente trabalho não teria sido possível:

Ao meu primeiro orientador e amigo Professor Paulo Ignácio de Almeida, que foi o incentivador inicial desta proposta de trabalho.

Ao meu segundo orientador e amigo Professor Antônio José Gonçalves da Cruz, que me recebeu e me ajudou no restante do desafio.

Ao meu amigo Professor Charles Dayan Farias de Jesus, que participou ativamente de todas as etapas do trabalho, me ajudando a resolver inúmeros problemas e contribuindo para a condução do trabalho.

Ao Grupo Zillo Lorenzetti, por contribuir na minha formação profissional e por apoiar iniciativas de parceria universidade-empresa.

Aos operadores e técnicos de laboratório da Usina Barra Grande, que me ajudaram nas coletas e nas análises de amostras.

A todos os professores do DEQ/UFSCar, em especial aos Professores Roberto de Campos Giordano e José Teixeira Freire, por sempre me tratarem com atenção e por contribuírem na minha formação acadêmica.

Aos colegas de pós-graduação, que sempre me acolheram com afeto e amizade.

Aos amigos que me ajudaram com as correções no texto e com as traduções.

À minha esposa Heloisa, pelo estímulo, amizade, carinho, críticas, sugestões e, sem dúvida, muita paciência.

“É na mudança que nós encontramos propósito”

Heráclito de Éfeso (540 a.C. – 470 a.C.)

RESUMO

A cana-de-açúcar pode ser considerada uma das principais culturas do estado de São Paulo, devido à sua contribuição para o valor bruto da produção agrícola e também para a ocupação da área de plantio. Dados recentes informam que o parque sucroalcooleiro nacional é formado por 304 indústrias em atividade e mais 40 novas indústrias em fase de implantação. A expansão do setor e o interesse crescente do mesmo por novas tecnologias são fatores que contribuem para o desenvolvimento e o estudo de processos relacionados com a produção de açúcar e álcool dentro das universidades.

Este trabalho faz um estudo sobre a principal etapa do processo de produção de açúcar, a etapa de cristalização, na busca do entendimento das deficiências relacionadas à operação do equipamento onde se dá a mesma, o cristalizador (ou cozedor a vácuo), e também na busca de estratégias de controle mais eficazes.

Um modelo dinâmico de cristalizador industrial batelada foi concebido usando a abordagem clássica de balanço de massa. Os resultados da simulação do modelo em malha aberta foram comparados com dados reais retirados do sistema de supervisão e com análises laboratoriais de amostras, ambas as informações obtidas em uma indústria do interior do estado de São Paulo, a Usina Barra Grande. O modelo era formado por um sistema não-linear de equações algébrico-diferenciais. O balanço de massa adotado, apesar de utilizar hipóteses severas, conseguiu gerar boas previsões para as variáveis de estado do equipamento. A análise dos dados da indústria indicou que a estabilidade operacional estava sendo prejudicada pelas rotinas de controle automático do cristalizador.

Além do modelo, desenvolveu-se também um programa de controle que possibilitou, inicialmente, simulações do modelo dinâmico em malha fechada e ajustes iniciais nas novas estratégias de controle. Depois, o programa de controle teve seu desempenho testado em tempo real de operação, substituindo parte dos controles existentes no controlador lógico-programável do equipamento.

O programa de controle foi codificado no aplicativo VISUAL BASIC e consistiu de dois modos de controle: modo proporcional-integral (PI) e modo *fuzzy*. O acompanhamento da etapa de cristalização foi feito pela interface gráfica do programa, onde as principais informações do processo estavam visualmente disponíveis. As informações eram armazenadas ao longo da etapa e, ao final, eram salvas num arquivo texto para permitir análise posterior. O algoritmo *fuzzy* foi criado no MATLAB e compilado em forma de biblioteca de ligação dinâmica, o que possibilitou seu acesso pelo programa de controle.

Os testes com o programa de controle foram realizados em dois períodos. Os testes do primeiro período foram feitos com o modo de controle proporcional-integral e os testes do segundo período foram feitos com o modo de controle *fuzzy*. Ambos os modos do programa de controle apresentaram resultados bastante satisfatórios. Houve encurtamento dos tempos de ciclo, redução da oscilação da variável manipulada e diminuição do erro entre a principal variável controlada e seu *setpoint*, quando os resultados dos testes são comparados com dados do controle atual.

ABSTRACT

Sugar cane can be considered one of the main crop in the state of São Paulo, both for its contribution to the gross profits of the entire state harvest and the extent of the agricultural land it occupies. Recent figures show that the Brazilian sugar and alcohol industry park has 304 active industries, in addition to 40 new ones in implementation phase. The enlargement of that sector and its growing interest in new technologies represent a favorable context in developing and studying processes related with sugar and alcohol production among universities.

This study focuses on the main stage in the sugar production process, the crystallization stage, in an attempt to better understand the deficiencies associated to the equipment where such stage is processed, known as crystallizer (or batch vacuum pan). In addition, more effective control strategies are also sought.

A dynamic model of an industrial batch crystallizer was designed using the mass balance classical approach. The open-loop dynamic model simulation results were compared to real data taken from the supervisory system and laboratorial analysis, both information got in an industry located in the middle west of São Paulo state, the Usina Barra Grande. The model comprised a non-linear system of differential-algebraic equations. The mass balance that was adopted, in spite using severe hypotheses, generated good predictions for the equipment's state variables. The analysis of the data from the mentioned industry has shown that the operational stability of the equipment is affected by the crystallizer's automatic control routines.

Besides the model, a control software was also build, aiming initially closed-loop dynamic model simulation and the firsts adjusts in the new control strategies. After that, the control software had its behavior assessed in real operation time, replacing the more problematic controls in the equipment's programmable logical controller.

The control software was encoded in VISUAL BASIC and comprised two control modes: a proportional-integral (PI) mode and a fuzzy mode. The crystallization stage was followed up by means of a graphical interface, where the main process informations were visually available. The informations were stored during the crystallization stage and, in the end, were saved in a text file, to guarantee future analysis. The fuzzy algorithm was created on MATLAB and it was compiled in a dynamic linked library format, which allowed its access by the control software.

The tests with the control software were developed in two periods of time. The first period tests were made with the proportional-integral control mode and the second period tests were made with the fuzzy control mode. Both control modes generated extremely satisfying results. There were savings in the batch times, a reduction in the oscillation of the manipulated variables and a decrease in the error between the main controlled variable and its setpoint, when the tests results were compared with data from the actual control.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Fluxograma simplificado do Processo de Fabricação de Açúcar	15
Figura 2.2: Método de esgotamento de duas massas.....	17
Figura 3.1: O problema de controle de processo.....	20
Figura 3.2: Função de pertinência expressando a idéia de “temperatura por volta de 25” sobre o conceito “temperatura”	25
Figura 3.3: Exemplos de valores lingüísticos para “temperatura”	25
Figura 3.4: Estrutura Básica de um Controlador <i>Fuzzy</i> (Gomide e Gudwin, 1994)	27
Figura 3.5: Passos executados num algoritmo <i>fuzzy</i> (três regras) para gerar a variável de saída a partir das variáveis de entrada (modificada de Gulley e Roger, 1995).....	28
Figura 4.1: Cozedor 12	40
Figura 4.2: Projeto do cozedor 12	41
Figura 4.3: Medidor de brix instalado no cozedor 12.....	43
Figura 4.4: Instrumentos instalados do cozedor 12.....	43
Figura 4.5: Tela de operação do cozedor 12 no sistema de supervisão.....	45
Figura 4.6: Tela de parâmetros do cozedor 12 no sistema de supervisão.....	45
Figura 4.7: Fases do cozimento.....	46
Figura 4.8: Cálculo de SP_M como uma função linear do nível da massa L_M	48
Figura 4.9: Válvulas do amostrador.....	51
Figura 4.10: Refratômetro ADAGO RX-5000 α	52
Figura 4.11: Sacarímetro SCHMIDT+HAENSCH Polartronic NHX.....	53
Figura 4.12: Composição da massa cozida	54
Figura 4.13: Uma das bateladas escolhida para o cálculo das estimativas de K_F e J_{VAP}	60
Figura 4.14: Determinação da temperatura do xarope de entrada T_F	60
Figura 4.15: Estratégia de execução das Simulações em Malha Aberta	63

Figura 4.16: O processo de cristalização de açúcar.....	64
Figura 4.17: Resposta do controlador PI a um degrau unitário no $e(t)$	66
Figura 4.18: Visualização das regras do algoritmo <i>fuzzy</i> para início dos testes.....	71
Figura 4.19: Arranjo físico do programa de controle de brix para fins de testes.....	72
Figura 4.20: Diagrama de blocos do controle de brix da massa.....	73
Figura 5.1: Comparativo entre valores do medidor e do laboratório (bateladas V e VI).....	76
Figura 5.2: Evolução da estimativa de brix da massa na batelada I.....	77
Figura 5.3: Evolução da estimativa de nível da massa na batelada I.....	77
Figura 5.4: Evolução da estimativa de brix da massa na batelada II.....	78
Figura 5.5: Evolução da estimativa de nível da massa na batelada II.....	78
Figura 5.6: Evolução da estimativa de brix da massa na batelada III.....	79
Figura 5.7: Evolução da estimativa de nível da massa na batelada III.....	79
Figura 5.8: Evolução da estimativa de brix da massa na batelada IV.....	80
Figura 5.9: Evolução da estimativa de nível da massa na batelada IV.....	80
Figura 5.10: Correlação entre a ação do controle (de brix da massa) na válvula de controle de xarope e o erro entre o brix da massa e seu <i>setpoint</i>	81
Figura 5.11: Efeito do ajuste dos parâmetros (tempo em segundos, no eixo horizontal).....	83
Figura 5.12: Resultados do programa de interpolação (intervalo fixo de 20s).....	84
Figura 5.13: Programa de Controle de Brix da Massa - Interface do Usuário.....	85
Figura 5.14: Comportamento da vazão de xarope (F_F) e do erro ($Brix_M - SP_M$) frente à perturbação no brix do xarope ($Brix_M$) em modo PI discreto ($K_C = 3,5$ e $K_I = 0,06\text{rep/s}$).....	86
Figura 5.15: Comportamento da vazão de xarope (F_F) e do erro ($Brix_M - SP_M$) frente à perturbação no brix do xarope ($Brix_M$) em modo PI discreto ($K_C = 9$ e $K_I = 0,008\text{rep/s}$).....	87
Figura 5.16: Comportamento da vazão de xarope (F_F) e do erro ($Brix_M - SP_M$) frente à perturbação no brix do xarope ($Brix_M$) em modo <i>fuzzy</i>	87
Figura 5.17: Resultados do programa de controle em modo PI discreto (erro).....	89
Figura A.1: Troca de dados entre EXCEL e MATLAB obtendo a transposta de matriz.....	106

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Comparação dos cristais nos cozedores.....	18
Tabela 3.1: Áreas de Aplicação da Lógica Fuzzy (Nucci, 2003).....	29
Tabela 4.1: Medidas do cozedor 12.....	41
Tabela 4.2: Relação dos instrumentos instalados no cozedor	44
Tabela 4.3: Método de cálculo para obter as estimativas de K_F e J_{VAP}	59
Tabela 4.4: Confirmação da equação 21 observando a resposta do CLP	68
Tabela 5.1: Análises de amostras da batelada I.....	74
Tabela 5.2: Análises de amostras da batelada II	75
Tabela 5.3: Análises de amostras da batelada III	75
Tabela 5.4: Análises de amostras da batelada IV	75
Tabela 5.5: Análises de amostras das bateladas V-VI (verificação da calibração).....	76
Tabela 5.6: Parâmetros ajustados nas quatro bateladas	83
Tabela 5.7: Períodos dos Testes com o Programa de Controle.....	88
Tabela 5.8: Intervalo, Parâmetros e Tipo de Função do Algoritmo <i>Fuzzy</i>	92
Tabela 5.9: Grupos I e II (índices de comparação das bateladas)	95
Tabela 5.10: Grupos III e IV (índices de comparação das bateladas)	95

NOMENCLATURA

- A - Área de troca térmica da calandra [m²]
 FD - Fator de diluição das amostras nas Equações 2 e 3
 F_F - Vazão volumétrica do xarope [m³/min]
 F_{ST} - Vazão volumétrica do vapor da calandra [m³/min]
 Brx_M - Brix da massa cozida [%]
 Bx_M - Fração mássica de sólidos solúveis da massa cozida [kg/kg]
 Brx_F - Brix do xarope [%]
 Bx_F - Fração mássica de matéria seca total do xarope [kg/kg]
 $EPEX$ - Elevação do ponto de ebulição devido à concentração da massa cozida [°C]
 $EPEh$ - Elevação do ponto de ebulição devido à pressão hidrostática da coluna de massa cozida [°C]
 J_{VAP} - Taxa de evaporação [kg/min]
 K_F - Parâmetro de ajuste da Equação 15 [m³/min]
 K_{VAP} - Parâmetro de ajuste da Equação 16 [kg/°C*min]
 L_M - Nível da massa cozida [%]
 $LBrx_M$ - Leitura de brix da massa cozida [%]
 LSc_M - Leitura sacarimétrica da massa cozida [°S]
 Ma - Massa de sacarose na massa cozida [kg]
 Mi - Massa de impurezas na massa cozida [kg]
 MW - Massa de água na massa cozida [kg]
 Mai - Massa de sacarose e impurezas na massa cozida [kg]
 M - Massa total da massa cozida [kg]
 P_F - Pureza do xarope [%]
 P_M - Pureza da massa cozida [%]
 Pl_M - Pol da massa cozida [%]
 P_{ST} - Pressão do vapor da calandra [bar]
 P_{VAP} - Pressão do vapor interno do cozedor (vácuo) [bar]
 q - Calor cedido pela calandra à massa cozida [J/min]
 SP_M - *Setpoint* de nível (fase 3)/supersaturação (fase 4)/brix da massa cozida (fase 5) [%]
 $SPBrx_M$ *FINAL* - Parâmetro de brix da massa cozida no final da fase de crescimento dos cristais [%]
 $SPBrx_M$ *INICIAL* - Parâmetro de brix da massa cozida no início da fase de crescimento dos cristais [%]
 SPL_M *FINAL* - Parâmetro de nível da massa cozida no final da fase de crescimento dos cristais [%]
 SPL_M *INICIAL* - Parâmetro de nível da massa cozida no início da fase de crescimento dos cristais [%]
 T_M - Temperatura da massa cozida [°C]
 T_F - Temperatura do xarope [°C]
 T_{ST} - Temperatura do vapor da calandra [°C]
 T_{VAP} - Temperatura do vapor interno do cozedor [°C]
 U - Coeficiente global de troca térmica entre a calandra e a massa cozida [J/°C*min*m²]
 VV_F - Abertura da válvula de controle do xarope de alimentação [%]
 VV_{ST} - Abertura da válvula de controle do vapor da calandra [%]
 V_M - Volume da massa cozida [m³]
- α_{ST} - Parâmetro de ajuste da Equação 16 [kg/m³]
 ΔSP_M - Variação de fração mássica de matéria seca total por variação de nível da massa cozida [%/%]
 $\Delta H_{V_{ST}}$ - Calor latente de vaporização do vapor da calandra [J/kg]
 $\Delta H_{V_{VAP}}$ - Calor latente de vaporização do vapor interno do cozedor [J/kg]
 ρ_M - Massa específica impura da massa cozida [kg/m³]
 ρ_M^* - Massa específica pura da massa cozida [kg/m³]
 ρ_F - Massa específica impura do xarope [kg/m³]
 ρ_F^* - Massa específica pura do xarope [kg/m³]

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
1.1. Objetivos.....	3
1.2. O Grupo Zillo Lorenzetti e a Usina Barra Grande.....	4
1.3. Organização do Trabalho	5
2. CONCEITOS FUNDAMENTAIS DA FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR	7
2.1. Composição da Cana-de-Açúcar.....	7
2.2. Processo Industrial	7
2.2.1. Preparo e Moagem da Cana	8
2.2.2. Tratamento do caldo	8
2.2.3. Evaporação	11
2.2.4. Cristalização	13
2.2.5. Centrifugação e Secagem	14
2.2.6. Métodos de Esgotamento de Mel	16
2.3. Instrumentação e Automação Industrial.....	18
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
3.1. Controle de processos.....	20
3.1.1. Controle <i>feedback</i> e <i>feedforward</i>	21
3.1.2. Controle baseado em lógica <i>fuzzy</i>	23
3.1.2.1. Conceitos fundamentais dos Conjuntos <i>fuzzy</i>	23
3.1.2.2. Sistemas de Controle <i>Fuzzy</i>	26
3.1.2.3. Breve Histórico Sobre Áreas de Aplicação da Lógica <i>Fuzzy</i>	29
3.1.2.4. Aplicações da Lógica <i>Fuzzy</i> no Controle de Processos.....	30
3.2. Modelamento e simulação de processos de produção de açúcar.....	31
3.3. Sensores virtuais	33
3.4. Considerações Finais.....	35
4. MATERIAIS E MÉTODOS	36
4.1. Etapa de Cristalização na Usina Barra Grande.....	37
4.1.1. Motivações para a escolha do cozedor 12 como equipamento de trabalho	39
4.2. Cozedor 12.....	40
4.2.1. Detalhes Construtivos	40
4.2.2. Detalhes da Instrumentação	41
4.2.3. Detalhes da Automação	44
4.2.3.1. Ciclo de Operação	45
4.2.4. Métodos de Coleta de Amostras e Análise de Laboratório	49
4.2.4.1. Método de Coleta de Amostras	50
4.2.4.2. Métodos de Análise de Laboratório.....	51
4.2.5. Composição da Massa Cozida	53
4.2.6. Modelo Dinâmico	55
4.2.6.1. Balanço de massa	55
4.2.6.2. Volume total da massa (V_M) e Nível total da massa (L_M)	56
4.2.6.3. Massa específica da massa (ρ_M) e Massa específica do xarope (ρ_F)	57
4.2.6.4. Vazão do Xarope de Alimentação (F_F)	58
4.2.6.5. Temperatura do xarope (T_F).....	60
4.2.6.6. Taxa de evaporação de água (J_{VAP}).....	60
4.2.6.7. Estratégia de Execução das Simulações em Malha Aberta	62
4.2.7. Concepção do Programa de Controle de Brix da Massa Cozida	64

4.2.7.1. Concepção do Modo de Controle PI Discreto.....	65
4.2.7.2. Concepção do Modo de Controle <i>Fuzzy</i>	69
4.2.7.3. Estratégia de Execução da Simulação em Malha Fechada	71
4.2.7.4. Arranjo Físico do Programa de Controle de Brix Para Fins de Teste	72
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	74
5.1. Resultados do Modelo	74
5.1.1. Amostras de Bateladas	74
5.1.2. Resultados das Simulações em Malha Aberta	76
5.1.3. Solução Matemática das EDO's.....	82
5.1.4. Ajustes dos Parâmetros	82
5.1.5. Programa de Interpolação e Tratamento dos Dados Coletados	84
5.2. Resultados do Programa de Controle	84
5.2.1. Resultados das Simulações em Malha Fechada.....	85
5.2.2. Testes com o Modo de Controle PI discreto e com o Modo <i>Fuzzy</i>	87
5.2.2.1. Primeiro Período: Programa com PI discreto <i>versus</i> PI do CLP.....	88
5.2.2.2. Segundo Período: Programa com modo <i>Fuzzy versus</i> PI do CLP	91
5.2.2.3. Comparação dos Resultados	95
6. CONCLUSÕES.....	98
7. SUGESTÕES	100
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	101
GLOSSÁRIO	104
APÊNDICE A	106
APÊNDICE B	107

1. INTRODUÇÃO

O setor sucroalcooleiro representa um dos mais importantes agronegócios brasileiros. A área plantada de cana-de-açúcar na safra de 2006/2007 é de 6,2 milhões de hectares e a produção brasileira está estimada em 469,8 milhões de toneladas de cana. Deste total, 423,4 milhões de toneladas serão destinados à indústria sucroalcooleira, sendo 237,1 milhões de toneladas para a produção de açúcar, o que deve resultar em 584,9 milhões de sacas de 50 quilos. Já a industrialização total de álcool vai consumir 186,3 milhões de toneladas de cana, gerando 17,8 bilhões de litros de álcool (Martines *et al.*, 2006).

Na década de 70, a implantação do primeiro programa brasileiro de combustível renovável, o Proálcool, possibilitou à cultura da cana-de-açúcar assumir papel fundamental sob os aspectos sociais, econômicos e ambientais do país. No cenário internacional atual, o Brasil posiciona-se como o maior produtor e exportador mundial de açúcar de cana e o maior produtor e consumidor mundial de álcool de cana. É também o único país a introduzir, em larga escala, o álcool como combustível alternativo ao petróleo. Para suprir a demanda de exportações de álcool, estima-se que o Brasil teria que dobrar, ou até mesmo triplicar, a área de plantio atual, expandindo-a sobre os cerca de 90 milhões de hectares de área ainda não explorada (Martines *et al.*, 2006).

No que diz respeito ao aprimoramento de novas tecnologias para o setor, centros de tecnologia privados desenvolvem atividades de pesquisa, atuando em conjunto com usinas associadas. O apoio dessa estrutura de pesquisa diretamente e especificamente ligada à indústria açucareira é um dos fatores que têm permitido maior dinâmica nos processos produtivos das usinas do estado de São Paulo.

Nos últimos anos, além de investimentos na modernização do processo produtivo e no aumento dos níveis de automação, observa-se também uma aproximação do setor junto às universidades públicas e privadas, com os objetivos de suprir a escassez de profissionais com conhecimento especializado dentro do ambiente industrial e de desenvolver projetos em regime de parceria.

As universidades vêem nas indústrias da cana-de-açúcar uma oportunidade de estabelecer laços do tipo universidade-empresa, e de aproveitamento de toda a massa acadêmica de profissionais recém-formados, mestres e doutores, como especialistas de operação ou pesquisadores. O setor sucroalcooleiro, por sua vez, busca nas universidades

soluções para questões relacionadas à redução e à identificação de perdas no processo, à auto-suficiência energética e à diversificação da produção.

Entre as diversas áreas de pesquisa, a simulação dinâmica e o controle de processos baseado em computador possuem evidentes oportunidades de serem aplicadas dentro das usinas. A primeira, porque representa uma poderosa ferramenta de diagnóstico e aperfeiçoamento de processos, servindo para apontar modificações em estratégias de controle e para permitir que engenheiros e operadores tenham uma previsão do comportamento da produção sem a necessidade de intervenção direta na planta. A segunda, porque torna possível a utilização de algoritmos matemáticos complexos, tais como, redes neurais, matriz dinâmica e lógica *fuzzy*, na solução de problemas de controle, possibilitando à indústria trabalhar mais próxima dos limites impostos pelo processo.

A simulação dinâmica possibilita também a criação dos chamados sensores virtuais, ou *soft-sensors*, que são capazes de substituir instrumentos que, por exemplo, ou não existem, ou que, dependendo do princípio de medição, são muito caros e de difícil manutenção.

O controle de processos baseado em computador, quando comparado aos tradicionais sistemas de supervisão e aos controladores lógico-programáveis, mostra-se mais flexível no trabalho conjunto com *softwares* matemáticos, beneficiando-se dos mesmos na capacidade de processar equações algébrico-diferenciais, sistemas algébricos de grau elevado e métodos numéricos. Por ser concebido, geralmente, a partir de linguagens genéricas de programação, o controle por computador tem seus limites de integração mais relacionados com as habilidades do programador do que com as funções disponíveis.

No processo de produção de açúcar, o emprego da simulação dinâmica e do controle de processos traria maiores benefícios se colocado em prática na etapa de cristalização, porque esta tem papel determinante na qualidade do produto final e também no equilíbrio energético da indústria como um todo.

A oportunidade existente na cristalização está também relacionada ao fato de que a operação automática dos cristalizadores ainda não está implantada em todas as usinas. Mais que isso, nas usinas onde a cristalização está automatizada, há dificuldades em se medir determinadas variáveis de vital interesse, o que constitui uma barreira para o completo aperfeiçoamento dessa etapa.

Portanto, diante do quadro apresentado até aqui e das perspectivas de alta produção de açúcar e de alto consumo mundial de álcool, existe a oportunidade de criar no

setor da cana-de-açúcar, que conta com um evidente apoio governamental, um ambiente bastante favorável para o aprimoramento de estudos, para a geração de mais empregos e para o intercâmbio de informações entre universidades e empresas.

1.1. Objetivos

Para este trabalho foram estabelecidos os seguintes objetivos:

Primeiro: Concepção de modelo dinâmico do processo de cristalização batelada e sua adaptação a um cristalizador industrial real para validação de resultados;

Segundo: Aperfeiçoamento da operação do equipamento durante testes em regime normal de produção, utilizando novas estratégias de controle, através de programa computacional criado para esta finalidade.

Entre os resultados esperados, pode-se citar:

- Redução da oscilação da principal variável manipulada;
- Diminuição do erro entre a principal variável controlada e seu *setpoint*;
- Repetibilidade e diminuição de tempo dos ciclos de operação.

O modelo dinâmico do cristalizador batelada foi simulado em malha aberta e seus parâmetros foram ajustados para gerar resultados próximos aos dados recolhidos dentro da usina, estes últimos procedentes do sistema de supervisão e das análises de amostras do cristalizador.

O programa de controle foi concebido para funcionar como um controlador proporcional-integral ou como um controlador *fuzzy*. Esse programa era executado a partir de um computador pessoal. Antes dos testes com o cristalizador real durante período de safra, os modos de controle foram submetidos a simulações em malha fechada com o modelo, que foi codificado internamente no próprio programa. As simulações em malha fechada do modelo, somadas ao levantamento de dados e ao acompanhamento dos ciclos de operação na usina,

foram base de conhecimento para o ajuste das estratégias de controle. Durante os testes na usina, o programa fez uso de um recurso específico do *software* de supervisão, que lhe permitiu efetuar a coleta de informações do controlador lógico programável do equipamento e o envio de suas respostas de volta ao mesmo.

Já existe no DEQ/UFSCar familiaridade com os conceitos e dificuldades envolvidas na modelagem da etapa de cristalização (Jesus, 2000 e 2004), bem como com o emprego de conceitos de lógica *fuzzy* na elaboração de algoritmos de controle (Nucci, 2003). Tais experiências contribuíram para o estabelecimento das metodologias aqui empregadas e ajudaram a balizar o escopo e o plano de execução deste trabalho.

O levantamento dos dados e os testes com o cristalizador batelada foram feitos na Usina Barra Grande S.A., sob autorização e consentimento dos departamentos ligados à produção, ao laboratório e à engenharia da própria usina. É conveniente mencionar que o autor deste trabalho é colaborador do grupo ao qual a usina pertence, e que sua área de atuação dentro da empresa tornou possível o acesso à maioria das informações e facilidades, tais como os dados do sistema de supervisão, a infra-estrutura do laboratório e os equipamentos da indústria.

1.2. O Grupo Zillo Lorenzetti e a Usina Barra Grande

Fundado em 1964, o Grupo Zillo Lorenzetti é formado por três unidades produtoras: a Usina Barra Grande S.A., a Açucareira Zillo Lorenzetti S.A. e a Açucareira Quatá S.A.. Todas localizadas na região centro-oeste do estado de São Paulo.

Fornecedores e usinas do grupo cultivam cerca de 130 mil hectares de cana-de-açúcar, distribuídos em plantações que abrangem 15 municípios. São colhidos 9 milhões de toneladas de cana anualmente. O parque industrial das empresas soma 180 mil m². As três unidades produzem juntas cerca de 550 mil toneladas de açúcar cristal por ano. A produção anual de álcool (tipo anidro e tipo hidratado) é de 400 milhões de litros. A geração de energia elétrica é suficiente para o consumo interno das unidades e o excedente é destinado a venda. Em 2002, só a Usina Barra Grande exportou cerca de 17MWh.

Existe ainda uma unidade de negócios, dentro de cada unidade industrial, chamada de Biorigin, que é responsável pela área de ingredientes naturais derivados de levedura, destinados à alimentação humana e nutrição animal.

O grupo é reconhecido no setor sucroalcooleiro por investimentos em pesquisas de novas tecnologias e na formação técnica de seus funcionários, com o objetivo de aprimorar seu diferencial tecnológico e competitivo.

1.3. Organização do Trabalho

O trabalho foi dividido em nove capítulos, que foram organizados da seguinte forma:

Capítulo 1 - Introdução sobre áreas de pesquisa relacionadas ao setor usineiro, exposição clara dos objetivos deste trabalho e a apresentação de alguns dados sobre a usina onde se encontra o cristalizador que foi objeto de investigação.

Capítulo 2 - Apresentação dos aspectos e conceitos fundamentais relativos ao processo de produção de açúcar cristal a partir da cana, desde a entrada de matéria-prima na usina.

Capítulo 3 - Revisão da literatura sobre os temas controle de processos, lógica *fuzzy*, aplicações da lógica *fuzzy* em controladores de processo baseados em computador, modelamento e simulação de processos na etapa de cristalização de açúcar.

Capítulo 4 - Apresentação detalhada dos métodos e meios que permitiram o modelamento do cristalizador, a simulação do mesmo e a concepção do programa de controle.

Capítulo 5 - Apresentação e discussão dos resultados das simulações do modelo e do desempenho das estratégias de controle durante os testes no ambiente industrial.

Capítulo 6 - Conclusões obtidas com o desenvolvimento do trabalho.

Capítulo 7 - Sugestões para futuros trabalhos.

Capítulo 8 - Lista de referências bibliográficas.

Glossário de termos técnicos.

2. CONCEITOS FUNDAMENTAIS DA FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

2.1. Composição da Cana-de-Açúcar

A composição da cana no Brasil pode variar de região para região. Como exemplo, existem diferenças entre a cana colhida na região Nordeste e a cana colhida na região Sudeste. O solo da região Nordeste é mais pobre em relação ao solo da região Sudeste, o que exige maior cuidado com a terra, e não permite que a mesma cana seja colhida por mais de três safras, fato normal nas plantações de cana do estado de São Paulo (Fernandes, 2003).

A qualidade da cana-de-açúcar como matéria-prima industrial pode ser definida por uma série de características intrínsecas da própria planta, que podem ser alteradas pelo manejo agrícola e industrial, e que definem seu potencial para produção de açúcar e álcool.

Sob o aspecto tecnológico, os colmos são constituídos de caldo e fibra (ou sólidos insolúveis em água), o que dá origem à fórmula básica da tecnologia açucareira:

- Cana = Fibra + Caldo (água e sólidos solúveis totais)

Por sua vez, o caldo é constituído idealmente de água e dos sólidos solúveis totais, que são classificados em açúcares (sacarose, glucose e frutose) e os não-açúcares.

A medida mais utilizada na indústria do açúcar é o Brix, que pode ser definido como a porcentagem peso/peso de sólidos solúveis numa solução impura de sacarose, por exemplo, o caldo extraído da cana. A medida de Pol expressa a porcentagem de sacarose contida numa solução impura de sacarose. Já a Pureza é obtida pela razão entre o Pol e o Brix de uma solução impura de sacarose.

2.2. Processo Industrial

A fabricação de açúcar é um processo que, a partir da chegada da matéria-prima à usina, envolve uma série de operações antes da obtenção do produto final. No Brasil, a matéria-prima é exclusivamente a cana-de-açúcar, enquanto que em países onde a cana não pode se desenvolver, se utiliza a beterraba.

Nas plantações, a cana-de-açúcar é cortada através de colheita mecanizada ou através de corte manual. A colheita mecanizada é usada, principalmente, em áreas de fácil acesso de maquinário, como regiões planas e pouco inclinadas. Em lugares onde não existem condições de solo favoráveis para a entrada de máquinas, a cana é cortada manualmente por trabalhadores especializados. A queima controlada da cana é feita para retirar parte da palha e facilitar o corte manual. Depois, a cana é carregada em caminhões e levada até o pátio de cana da usina, ou despejada diretamente nas mesas alimentadoras.

2.2.1. Preparo e Moagem da Cana

O processamento inicial da cana-de-açúcar se dá nas etapas de preparo e moagem. O preparo começa com a cana sendo descarregada nas mesas alimentadoras, onde é lavada para retirar o excesso de terra, cinzas e palha, e termina quando a cana é conduzida, através de esteiras rolantes, para os picadores e desfibradores, que fazem a abertura dos colmos. Depois, a cana é esmagada nos rolos das moendas para se extrair o caldo. O caldo extraído da primeira prensagem é chamado de caldo primário, utilizado, primordialmente, para a produção de açúcar, porque é mais rico em sacarose. O conjunto fibroso que sai da primeira prensagem, conhecido por bagaço, passa por outras prensagens, de onde se extrai o caldo secundário (ou caldo misto), que é utilizado na produção de álcool, pois possui menos sacarose. Neste processo, extrai-se cerca de 96% do caldo total da cana. A biomassa utilizada como combustível nas caldeiras é o bagaço que sai da última prensagem da moenda.

2.2.2. Tratamento do caldo

Peneiramento

Os caldos que saem das moendas são peneirados, para remoção de impurezas como areia, terra, pedaços de cana não picados e bagacilho (pequenos pedaços de bagaço).

Sulfitação

Na sulfitação, a indústria de açúcar utiliza a combustão de enxofre para a obtenção de SO_2 . A utilização do SO_2 tem os seguintes objetivos:

- Ação purificante e precipitativa: permitir a formação de massas de colóides. Os colóides mais densos se sedimentam, enquanto os menos densos ficam em suspensão. Podem, então, ser separados por filtração ou sedimentação;
- Ação descolorante: as substâncias coloridas são transformadas em compostos menos coloridos;
- Ação fluidificante: ação de reduzir a viscosidade do caldo, através da precipitação de certos colóides, o que melhora a decantação e, conseqüentemente, a qualidade do caldo para a evaporação;
- Ação preservativa: o SO_2 é um poderoso anti-séptico e evita o desenvolvimento de microorganismos prejudiciais.

Caleação

A caleação consiste em adicionar ao caldo, o leite de cal (Ca(OH)_2), principalmente, para correção de pH. O caldo sai da sulfitação com pH entre 3,8 e 4,3 e, após a caleação, atinge valores entre 6,8 e 7,2.

Outra função do leite de cal é, por causa dessa neutralização de pH, evitar a formação de substâncias que causam incrustações nos aparelhos de destilação.

O controle do pH do caldo caleado é fundamental, já que o pH determina as características de coagulação e precipitação dos colóides presentes no caldo.

Adição de ácido fosfórico

Obter um caldo misto bem clarificado é uma das necessidades quando se deseja obter um açúcar final de maior valor comercial. Para que isso aconteça, a falta de algumas substâncias imprescindíveis para uma boa clarificação deve ser compensada. Uma cana broqueada, afetada pelo mal tempo e parada há muito tempo num pátio de usina, possui certamente teores menores em relação a uma cana que não sofreu tais agressões. Uma dessas substâncias é o ácido fosfórico, que se apresenta no caldo da cana sob a forma de fosfato solúvel em água, o P_2O_5 .

O P_2O_5 é adicionado ao caldo misto antes da decantação, em quantidades mínimas de 0,3%, para garantir e a eficiência da clarificação. O precipitado de cálcio, que se forma quando o P_2O_5 e a cal são adicionados em conjunto no caldo, possui natureza caracteristicamente floculante. Além disso, em sedimentação, ele exerce papel de absorvente, aprisionando e arrastando outros não-açúcares, contribuindo, portanto, para a obtenção de um caldo mais límpido, melhor clarificado.

Aquecimento

Essa operação consiste em aquecer o caldo até valores em torno de 105°C para diminuir a viscosidade do fluido. Com o aumento da temperatura, os flocos de impurezas que são formados nas etapas anteriores têm condições de se movimentar mais, o que favorece o contato entre eles e promove o aumento de tamanho.

O aquecimento é feito por meio de equipamentos chamados de trocadores de calor. Como fluido de aquecimento, os trocadores de calor podem utilizar condensado quente, flegmassa (subproduto do processo de produção de álcool), vapor proveniente de escapes de turbinas, vapor gerado em pré-evaporadores ou em evaporadores.

Decantação

O caldo primário, depois de passar pelo tratamento químico e térmico (sulfitação, caleação e aquecimento) é posto em repouso em um tanque de decantação, durante o menor tempo possível, para que haja a remoção das impurezas por sedimentação. Os principais objetivos a serem alcançados na decantação são:

- Precipitação e coagulação dos colóides, tão completa quanto possível;

- Alta velocidade de assentamento;
- Mínimo de volume de borra (matéria sedimentada);
- Borrás densas;
- Produção de caldo clarificado, o mais clarificado possível.

O tempo de residência deve ser o menor possível, de 2,5h a 3h, para evitar a degradação de açúcares redutores e a inversão da sacarose.

Filtração

Nas etapas de tratamento do caldo onde ocorre a precipitação e a coagulação de colóides (ou materiais em suspensão), boa parte dele - cerca de 10% do total de caldo que sai da moenda - fica retida nessas substâncias. Esses materiais, popularmente chamados de borra, são geralmente separados e enviados para uma caixa chamada de caixa de lodo, onde recebem a adição de bagacilho, que serve como elemento filtrante e aumenta a porosidade do bolo (combinação da borra mais o bagacilho). Esse material é então levado aos filtros rotativos. Os filtros trabalham sob vácuo e o vácuo força o bolo contra a parede de uma tela filtrante, que retém a parte sólida. O caldo filtrado pode retornar ao processo produtivo na caixa de caldo secundário, ou em alguma outra etapa antes da caleação.

Para facilitar a filtração, o bolo é embebido com água quente, o que diminui a viscosidade e a concentração do caldo, quando comparadas com as do caldo clarificado.

2.2.3. Evaporação

A evaporação constitui o primeiro estágio de concentração do caldo clarificado proveniente da etapa de tratamento do caldo. O caldo chega à evaporação com brix entre 14% e 17%. Nestas condições, a remoção de grande parte de água do caldo clarificado é o objetivo principal desta fase.

O evaporador de tubos verticais opera de forma contínua. A movimentação do líquido é propulsionada pela convecção natural gerada por diferenças de temperatura entre o caldo e uma superfície aquecida com vapor. A área de troca está localizada na parte inferior

do aparelho. No lado por onde circula o vapor de entrada, a área é formada pela superfície externa de um feixe de tubos verticais (calandras) soldados entre duas chapas (espelhos). No lado por onde circula o caldo em concentração, ela é formada pela superfície interna dos tubos. O vapor introduzido condensa-se cedendo energia ao caldo que circula na parte interna do feixe de tubos (Jesus, 2004).

A evaporação compreende a concentração do caldo até a obtenção de uma solução com brix de 60% a 70%, chamada de xarope (caldo clarificado evaporado), sem apresentar qualquer sinal de sacarose cristalizada.

Apesar do ponto de cristalização da sacarose estar entre 70% e 80% de brix, o que poderia acelerar as etapas subseqüentes, existe uma série de conveniências em não se obter, no final da evaporação, um xarope tão concentrado. São elas:

- Melhores condições para a operação na etapa de cristalização;
- Necessidade de dissolução de certos cristais em etapas posteriores, o que exige uma margem de folga no grau de concentração.

A evaporação do caldo é feita pelo arranjo de vários evaporadores em múltiplo efeito concorrente (EME). No arranjo EME, o vapor de um efeito precedente é utilizado para aquecer a caixa posterior. Geralmente, são utilizados de três a cinco efeitos. O primeiro efeito, chamado de pré-evaporação, é o único aquecido com vapor de escape, que é um vapor de pressão entre 1,5 e 2,3 kgf/cm² abs, proveniente da operação de turbinas e geradores. A área de troca térmica na pré-evaporação é maior que a das caixas dos demais efeitos, o que garante também um excedente de vapor vegetal para outras etapas do processo. Os demais efeitos são aquecidos pelo vapor da caixa anterior e trabalham sob vácuo.

O vácuo é estabelecido por meio de um ejetor, num recipiente fechado que fica em comunicação com os evaporadores nos quais se deseja obter vácuo, chamado de condensador barométrico. A água fria que é bombeada para o recipiente condensa o vapor das caixas de evaporação e a água quente que escorre por gravidade é resfriada e bombeada de volta ao condensador, descrevendo um circuito fechado.

A composição do xarope típico é de 60% de sacarose, 7% de impurezas e 33% de água. A sua viscosidade é tal que ele não pode ser mais tratado em evaporadores comuns. A continuidade do processamento de xarope é garantida pelo uso de outros equipamentos, os cristalizadores, que podem operar de forma batelada ou de forma contínua.

2.2.4. Cristalização

No início da operação dos cristalizadores batelada, uma porção inicial de xarope é concentrada até atingir um brix pré-estabelecido. Neste momento são injetados núcleos cristalinos de açúcar dentro do cristalizador. Ao longo da batelada, os núcleos vão crescendo até o tamanho desejado, através da contínua adição de xarope e do controle da evaporação. A essa suspensão formada por cristais e por uma espécie de mel de alta viscosidade, dá-se o nome de massa cozida. Esse mel é chamado de licor-mãe, que é uma solução idealmente composta de sólidos solúveis e água.

Nesta etapa, parte da sacarose da massa está constituindo os cristais e parte está dissolvida no licor-mãe. Todos os demais sólidos solúveis no licor que não sejam sacarose são chamados de impurezas. O cristalizador é geralmente conhecido por cozedor, cozedor a vácuo ou simplesmente vácuo.

Os cozedores têm desenho semelhante aos evaporadores, com dimensões próprias para trabalhar um material de maior viscosidade. Nos cozedores, é mantido um vácuo em torno de 0,180bar, o que evita o aumento de temperatura devido ao próprio vapor. Isso permite que a evaporação da água se realize a temperaturas inferiores ao limite em que ocorrem alterações negativas no açúcar (sua cor, por exemplo). Além disso, à medida que o volume do cozedor aumenta, o vácuo controlado (e não excessivo) favorece a boa circulação da massa cozida dentro do cozedor, porque permite que as camadas mais baixas da massa cozida atinjam mais facilmente a temperatura de ebulição, já que as camadas superiores estão exercendo uma menor pressão hidrostática.

Para entender o processo de cristalização por inteiro, faz-se necessária também a introdução de um conceito fundamental chamado de supersaturação, que está diretamente associado à solubilidade da sacarose em soluções açucaradas, tal como o xarope que sai da etapa de evaporação. Teoricamente, o momento de injeção dos núcleos de cristais é determinado pelo grau de supersaturação do xarope, e não pelo brix do mesmo. Na prática, a falta de instrumentos para estimar a supersaturação de forma *on-line* é uma das razões para que se definam correlações entre o ponto ideal de injeção e o brix.

A solubilidade da sacarose na água aumenta com o aumento de temperatura da solução. Dessa forma, uma dada solução é dita saturada quando, para uma determinada temperatura, não consegue mais dissolver novos cristais de açúcar que, por ventura, venham a ser adicionados à solução. Entretanto, a uma dada temperatura, existe a fase supersaturada, na qual há mais cristais de açúcar dissolvidos que em condições de saturação (Hugot, 1983).

Experimentalmente, observa-se que a formação e o crescimento de cristais é função do grau de supersaturação do licor-mãe. Resultados experimentais obtidos para a solubilidade de soluções puras de sacarose em água, a diferentes concentrações e temperaturas, mostram que podemos distinguir três zonas distintas quando analisamos um gráfico de concentração por temperatura:

- Zona metaestável: os cristais já existentes aumentam o tamanho por deposição de sacarose (não há a formação de novos cristais);
- Zona intermediária: há a formação de novos cristais na presença de outros;
- Zona lábil: há a formação espontânea de novos cristais (nucleação espontânea).

A existência da zona intermediária não está plenamente confirmada e caracterizada. Por ser também muito estreita, tem pouca importância prática (Hugot, 1983).

Portanto, num cozimento ideal, procura-se manter a supersaturação do licor-mãe no limite superior da zona metaestável, já que a deposição de sacarose nos cristais é maior com a supersaturação próxima deste limite.

Ao final do cozimento, o alto grau de concentração da massa cozida compromete bastante a mobilidade da sacarose. A massa não pode mais permanecer dentro dos cozedores a vácuo, sob pena de entupir os tubos da calandra. Por isso, ela é descarregada em tanques intermediários com agitação mecânica, como forma de aproveitar as condições favoráveis de supersaturação do licor-mãe para, através da movimentação da massa, promover o encontro da sacarose e dos cristais. Entretanto, a queda de temperatura deve ser observada, já que, se ela for alta, tem-se um aumento excessivo na supersaturação do licor-mãe, fato indesejável, pois poderia causar a geração espontânea de cristais.

2.2.5. Centrifugação e Secagem

Assim que a massa cozida sai desses tanques intermediários, ela segue para as centrífugas, que são equipamentos responsáveis por separar o mel dos cristais de açúcar.

Quando o açúcar produzido nessa centrifugação é o açúcar final, que normalmente é o açúcar comercializável, o mel separado nas centrífugas chama-se mel de primeira e o cozimento que produziu essa massa cozida chama-se cozimento de primeira.

Como o mel de primeira possui ainda uma grande quantidade de sacarose passível de cristalização, emprega-se esse mel em outro estágio de cozimento, chamado de cozimento de segunda, no qual o mel de primeira é a fonte de sacarose cristalizável. Se essa operação for repetida em mais um estágio de cozimento, o mel resultante da centrifugação sairá desse estágio ainda mais pobre em sacarose cristalizável, e assim por diante.

Os cristais de açúcar separados na centrifugação seguem para a secagem. O açúcar úmido passa por dentro de tambores rotativos, os chamados secadores, nos quais ar quente e ar frio são utilizados para secar e resfriar o açúcar. Uma vez seco, o açúcar pode seguir para o ensaque, ou pode ser utilizado na produção de outros tipos de açúcar.

Na Figura 2.1 é apresentada a seqüência resumida dos fluxos de produtos nas operações até aqui comentadas.

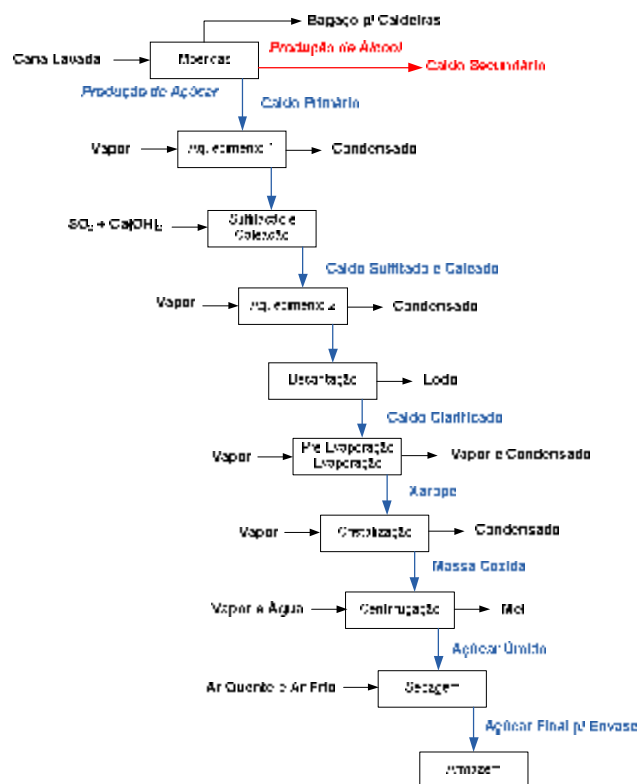


Figura 2.1: Fluxograma simplificado do Processo de Fabricação de Açúcar

2.2.6. Métodos de Esgotamento de Mel

Por definição, chama-se de método de esgotamento o número de estágios de cozimento que são empregados para garantir a queda na quantidade de sacarose cristalizável dos méis da centrifugação.

A eficiência dos métodos de esgotamento está relacionada com algum tipo de medição da queda da pureza do mel ao longo dos estágios de cozimento. Como a pureza do mel cai drasticamente depois do segundo estágio, a maioria das usinas prefere trabalhar com o método de esgotamento de dois estágios (ou de duas massas).

Entre os vários princípios para um esgotamento adequado, procura-se manter, desde a evaporação, as seguintes regras básicas:

- A evaporação deve fornecer um xarope com o maior brix possível (de 60% até 70%) e alta pureza (90% até 95%);
- Na etapa de cristalização, devem-se esgotar ao máximo os subprodutos da centrifugação das massas, os méis;
- O cozimento que produz o açúcar final deve trabalhar com matérias-primas da maior pureza possível, o que garante sua melhor realização e sua maior qualidade.

A eficiência do esgotamento também não pode interferir na quantidade mínima de sacarose existente no mel que será utilizado na etapa de fermentação da fabricação de álcool, nem aumentar o custo da produção de açúcar. Devido ao aumento de manobras ou transferências de material, os gastos com energia e vapor tornam alguns métodos de esgotamento financeiramente insustentáveis.

Sob o ponto de vista energético, um esgotamento ineficiente indica que, para um mesmo consumo de vapor, menos sacarose foi convertida em açúcar. Mesmo que a sacarose não retirada do licor-mãe numa primeira ocasião volte ao cozimento como mel centrifugado, será preciso outra demanda de vapor para transformá-la em cristal.

No sistema de duas massas, trabalha-se com cozimentos de açúcar de primeira e de segunda. Os termos “primeira” e “segunda” são alternados de forma usual por “ massa

A” e “massa B”, respectivamente. Atualmente, o método de duas massas (Figura 2.2) é a operação de esgotamento mais utilizada no Brasil.

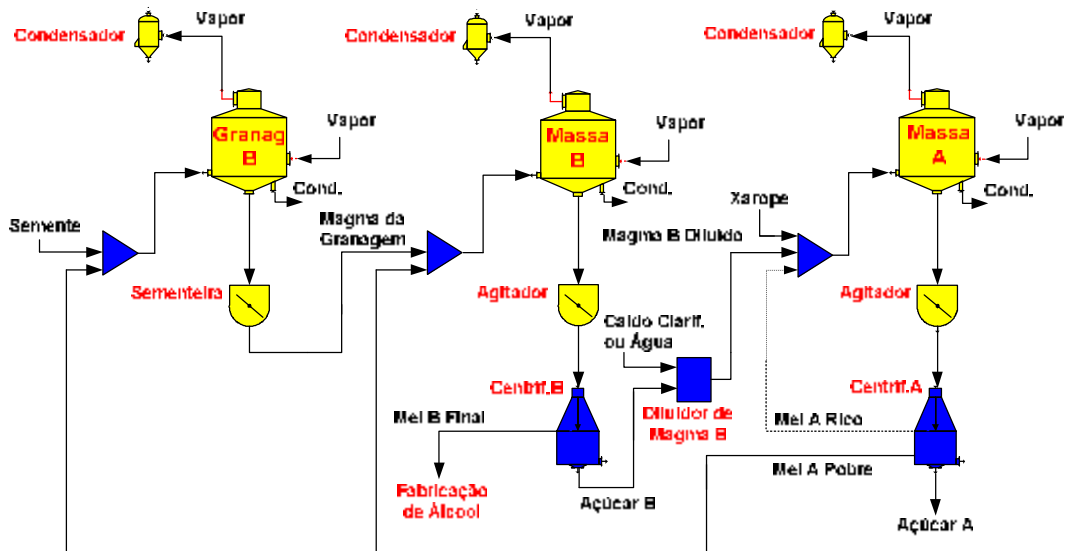


Figura 2.2: Método de esgotamento de duas massas

Nos cozedores de primeira obtêm-se o açúcar de primeira através do cozimento com xarope. Os cozedores de primeira produzem uma massa que será centrifugada e produzirá, além do açúcar de primeira, o mel de primeira pobre e o mel de primeira rico. O termo pobre diz respeito à porção do licor-mãe expulsa facilmente pela centrifugação. Já o termo rico diz respeito àquela película de licor-mãe que envolve os cristais. Devido à dificuldade de ser extraída, ela é separada a partir da lavagem do açúcar com uma mistura de vapor e/ou água quente. O mel de primeira pobre segue para o cozimento de segunda e o mel de primeira rico retorna ao cozimento de primeira (a separação é usual, mas pode não ser realizada).

Os cozedores de segunda produzem uma massa que será centrifugada e dará origem ao açúcar de segunda e o mel de segunda final. O mel de segunda final segue para o preparo do mosto (fonte de sacarose para a etapa de fermentação na fabricação de álcool) e o açúcar de segunda é diluído com água e/ou caldo clarificado, dando origem ao magma de segunda diluído, que retorna ao cozimento de primeira. O magma de segunda diluído contém os cristais necessários (em tamanho e número) a serem utilizados como núcleos para deposição de sacarose no cozimento de primeira.

Normalmente, além dos cozedores de primeira e de segunda, as usinas utilizam pelo menos um cozedor para a produção de outro tipo de massa cozida, cuja finalidade é

servir como núcleo para deposição de sacarose no cozimento de segunda. Este cozedor é conhecido como cozedor de granagem. A massa cozida do cozedor de granagem, ou magma da granagem, diferentemente dos demais cozedores, é descarregada num depósito chamado de “sementeira” e, depois, repartida entre os demais cozedores de segunda, não passando por nenhuma centrifugação.

A operação do cozimento de primeira começa com a obtenção de uma porção de xarope, o chamado “pé inicial”, que deve ser concentrada até a zona metaestável da supersaturação, onde ainda não há a formação espontânea de cristais. Atingido este ponto, o cozedor recebe um pé de magma de segunda diluído, o chamado “pé de cristal”. Depois da transferência, essa massa cozida continua sendo evaporada e alimentada com xarope, o que promove o crescimento dos cristais e dá origem, ao final do cozimento, à massa de primeira.

A operação do cozimento de segunda é similar a do cozimento de primeira, entretanto, o produto utilizado na obtenção do pé inicial, e também durante o crescimento dos cristais, é o mel A pobre, e não o xarope. Outra particularidade é que o pé de cristal é formado pelo magma da granagem, e não pelo magma de segunda diluído.

A operação do cozedor de granagem é bem similar a do cozimento de segunda, a não ser pelo pé de cristal, que é constituído por uma suspensão alcoólica de volume entre 2l a 5l. Esta suspensão, chamada de semente, está saturada com cristais de açúcar de tamanho entre 10 μ m e 15 μ m.

A Tabela 2.1 apresenta o volume inicial e o tamanho médio dos cristais no início e no fim das bateladas, em cozedores de granagem, de segunda e de primeira.

Tabela 2.1: Comparação dos cristais nos cozedores

<i>Cozedor</i>	<i>Volume dos cristais</i>	<i>Tamanho dos cristais</i>
Granagem	Semente, 2l a 3l	Início, 15 μ m, Fim, 350 μ m
Massa B	Pé de cristal formando por magma da granagem, 15% a 25% do volume total do cozedor	Início, 360 μ m, Fim, 600 μ m
Massa A	Pé de cristal formando por magma de segunda diluído, 15% a 25% do volume total do cozedor	Início, 450 μ m, Fim, 750 μ m

2.3. Instrumentação e Automação Industrial

Dentro de uma indústria, existe uma divisão hierárquica entre os vários grupos de funções que são atribuídas a equipamentos, instrumentos, computadores e *softwares*. Essa divisão pode ser bem representada por uma pirâmide dividida em camadas. No nível mais baixo da pirâmide estão os instrumentos. Logo acima deles, estão os controladores lógico-programáveis - os CLP's - e os sistemas de supervisão - os SCADA's. Nos níveis mais altos da pirâmide, estão os *softwares* de gerenciamento de produção e de gestão integrada de recursos (Silveira e Santos, 1998). Em projetos de controle e automação envolvendo sistemas de supervisão e CLP's, os instrumentos mais utilizados para o diagnóstico e a manipulação de variáveis são os sensores e os atuadores.

Os sensores, ou medidores, são dispositivos sensíveis a um fenômeno físico (tais como temperatura, pressão, vazão, entre outros) capazes de transformar esta sensibilidade em um sinal elétrico que é enviado a um CLP. O sistema de supervisão busca essa informação no CLP e disponibiliza a informação para o operador.

Os atuadores são dispositivos que executam uma determinada força de deslocamento ou ação física, como o abrir e fechar de uma válvula. O operador informa ao sistema de supervisão a porcentagem de abertura ou de fechamento, o sistema de supervisão envia essa informação ao CLP, e este, por sua vez, envia para o dispositivo um sinal elétrico referente à informação. No atuador, o sinal elétrico é convertido, finalmente, em energia mecânica (Sighieri e Nishinari, 1997).

Os CLP's executam os programas de controle que residem neles, monitorando sensores e gerando ações nos atuadores e demais equipamentos. Os sistemas de supervisão são responsáveis, primordialmente, por servir como interface operacional do processo, enviando e recebendo informações relevantes aos CLP's. No sistema de supervisão, a troca de informações em tempo real é estabelecida através da criação de pontos, os *tags*. Cada *tag* representa um endereço na memória do CLP, cujo conteúdo pode ser a leitura de um elemento sensor (*tag* de leitura) ou a posição de um elemento atuador (*tag* de escrita).

O operador interage com processo através das telas de operação do sistema, interpretando as informações de *tags* de leitura e modificando valores de *tags* de escrita. Também é comum, na maioria dos sistemas de supervisão, que os *tags* mais importantes tenham seus valores armazenados, ao longo do tempo, num banco de dados, para fins de histórico e análise futura. Através dessas análises, surgem modificações em estratégias de controle deficientes, na tentativa de melhorar especificações de produtos fabricados ou a estabilidade da operação (Silveira e Santos, 1998).

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Controle de processos

Ramirez (1994) diz que, de forma genérica, um problema de controle de processo pode ser visualizado sob a luz da Figura 3.1, na qual pode ser vista a divisão das variáveis de processo em dois conjuntos: variáveis de entrada e variáveis de saída.

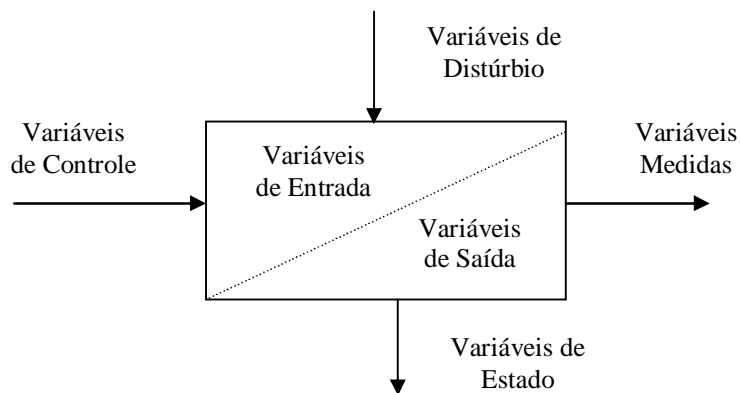


Figura 3.1: O problema de controle de processo

As variáveis de entrada são divididas entre variáveis de controle (variáveis que podem ser diretamente definidas ou manipuladas) e variáveis de distúrbio (variáveis que não podem ser controladas). Já as variáveis de saída são classificadas em variáveis de estado (conjunto das variáveis de saída que são necessárias para descrever o comportamento dinâmico do processo) e variáveis medidas (subconjunto das variáveis de saída que são efetivamente medidas).

Nas palavras de Ramirez (1994), “o objetivo de qualquer controlador de processo é ajustar as variáveis de controle para atingir objetivos de processo bem definidos, usando medições de variáveis de estado e variáveis de distúrbio”.

A literatura de controle de processo permite várias interpretações sobre esse assunto. É importante, mesmo que em poucas linhas, apresentar uma visão resumida referente à classificação de variáveis e ao controle de processo:

- Pode-se dizer que as variáveis de controle são os únicos meios que o controlador tem de ter domínio sobre as variáveis de saída, já que as variáveis de distúrbio não podem ser controladas.
- Pode-se dizer também que as variáveis medidas são os meios que o controlador tem de obter alguma informação sobre o comportamento das variáveis de estado, que normalmente são de difícil medição.
- As variáveis medidas, geralmente, podem ser obtidas através de manipulação matemática entre as variáveis de estado e, portanto, refletem o comportamento destas.
- O subconjunto das variáveis medidas que são efetivamente utilizadas para definir objetivos de processo bem definidos são as variáveis que se deseja controlar, ou, depois que o controle foi implantado, de variáveis controladas.

3.1.1. Controle *feedback* e *feedforward*

Os controladores *feedback* e *feedforward* são duas estratégias de controle de processos amplamente empregadas na indústria para a construção de sistemas de controle de malha fechada ou malha aberta.

O funcionamento do controlador *feedback* consiste, basicamente, no envio de ação de controle corretiva para a variável manipulada, assim que ocorrem desvios entre a medição da variável controlada e seu *setpoint*, independente da origem e da fonte de distúrbio. Já com o controlador *feedforward*, ou antecipatório, a idéia básica é medir as variáveis de distúrbio importantes e tomar as ações corretivas antes delas modificarem o processo, decisão que o controle *feedback* não faz antes de o distúrbio ter acontecido e ter gerado um sinal de erro.

Os controladores do tipo *feedback* possuem uma série de desvantagens, tais como:

- Nenhuma ação corretiva é tomada até que o desvio apareça;
- Não fornecem uma ação de controle preditivo para compensar os efeitos de distúrbios já conhecidos ou medidos;

- Podem não ser satisfatórios para processos com grandes constantes de tempo ou longos períodos de atraso. Se distúrbios grandes e frequentes acontecem, o processo pode operar continuamente em um estado transiente e nunca mais alcançar o estado estacionário;
- Em algumas aplicações, a variável controlada não pode ser medida *on-line* e, conseqüentemente, um controlador *feedback* não é viável.

Os controladores do tipo *feedforward* também possuem diversas restrições. As principais são:

- Os distúrbios precisam ser medidos *on-line*. Em algumas aplicações, isso não é viável;
- Para um funcionamento efetivo do controlador *feedforward*, pelo menos um modelo de processo aproximado deve estar disponível. Em particular, é preciso saber como a variável controlada responde às mudanças em ambas as variáveis, as de distúrbio e as manipuladas. A qualidade do controle depende da precisão do modelo do processo;
- Controladores tipo *feedforward* ideais, que são teoricamente capazes de atingir um controle perfeito, podem não ser fisicamente praticáveis. Entretanto, aproximações práticas desses controladores geralmente produzem controle muito eficiente.

O controlador *feedback* mais conhecido é o PID, freqüentemente aplicado no controle de variáveis como vazão, nível e pressão, em processos contínuos e bateladas. Uma das principais razões para a sua larga utilização é o fato de requerer um mínimo conhecimento sobre o processo a ser controlado, não exigindo um modelo matemático do processo, embora este seja útil para esquematizar o sistema de controle. O nome PID vem das iniciais dos parâmetros de ajuste: proporcional, integral e derivativo. Dependendo do processo a ser controlado, nem sempre são utilizados todos os termos. A combinação mais comum é a proporcional e integral (PI).

Em aplicações práticas nas quais um controlador *feedback* não apresenta resultados de controle satisfatórios, melhorias significativas podem ser alcançadas ao se adicionar um controlador tipo *feedforward*, desde que os distúrbios sejam medidos ou estimados de forma *on-line*. O controle *feedforward* fica responsável por reduzir os efeitos dos distúrbios medidos, enquanto o controle tipo *feedback* compensa as imprecisões do modelo de processo, os erros nas medições e os distúrbios não medidos.

Uma possível combinação desses dois controladores é conseguida pela soma das saídas de cada um e pelo envio do sinal resultante para o elemento final de controle. Outra possibilidade é a de colocar a saída do controlador *feedback* como *setpoint* para o controlador *feedforward*. Esta última é especialmente conveniente quando a lei de controle *feedforward* é concebida utilizando os balanços estacionários de massa e energia do processo.

3.1.2. Controle baseado em lógica *fuzzy*

Derivada da teoria de conjuntos nebulosos, ou conjuntos *fuzzy*, a lógica *fuzzy* constitui a base para o desenvolvimento de algoritmos de controle *fuzzy*. O controle baseado em lógica *fuzzy* tem complexidade reduzida e implantação simplificada, tornando-se a solução para problemas de controle até então intratáveis por técnicas clássicas. As técnicas *fuzzy* incorporam a forma humana de pensar no sistema de controle, comportando-se de forma similar a um raciocínio dedutivo, controlando processos industriais com características não-lineares, através de experiências e inferências sobre as relações entre as variáveis do processo. A lógica *fuzzy* pode ser utilizada para a construção de controladores aplicados aos mais variados tipos de processos.

A utilização de regras *fuzzy* e de variáveis lingüísticas confere ao sistema de controle uma série de vantagens, entre elas:

- Simplificação do modelo do processo;
- Melhor tratamento das imprecisões inerentes aos sensores utilizados;
- Facilidade na especificação das regras de controle, em linguagem próxima à natural;
- Satisfação de múltiplos objetivos de controle;
- Facilidade de incorporação do conhecimento de especialistas humanos.

3.1.2.1. Conceitos Fundamentais dos Conjuntos *Fuzzy*

As duas teorias mais conhecidas que tratam a imprecisão e a incerteza da informação são, respectivamente, a teoria dos conjuntos e a teoria de probabilidades. Embora muito úteis, essas teorias nem sempre conseguem captar a riqueza da informação fornecida pelos seres humanos. Para tratar o aspecto vago ou impreciso da informação, Lotfi Zadeh, a partir de 1965, desenvolveu a teoria dos conjuntos nebulosos, considerada uma generalização da teoria dos conjuntos. Em seguida, a partir de 1978, desenvolveu a teoria das possibilidades, para tratar a incerteza da informação, comparável com a teoria de probabilidades. Essas teorias encontram grande área de aplicação nos ramos de atividade que lidam com informações fornecidas por seres humanos para controle de processos e automação de procedimentos, ajudando na tomada de decisão (Gomide e Gudwin, 1994).

A teoria clássica de conjuntos pode ser vista como um caso particular da teoria de conjuntos *fuzzy*. A proposta de Zadeh (1965) para a teoria de conjuntos *fuzzy* é uma caracterização mais ampla dos pontos de um universo. Zadeh sugere que alguns pontos são mais membros de um conjunto do que outros. Na teoria de conjuntos *fuzzy*, um conjunto *fuzzy* A em um universo de discurso U é definido por uma função de pertinência μ_A que assume valores em um intervalo $[0,1]$:

$$\mu_A : U \rightarrow [0,1]$$

Um conjunto de pontos u de U , quando mapeado por uma função de pertinência, representa uma idéia que se deseja transmitir sobre um determinado conceito. A função de pertinência pode assumir um valor qualquer entre 0 e 1, sendo que o valor 0 indica total dissociação do ponto com relação à idéia e o valor 1 indica total pertinência do ponto em relação à idéia. Na Figura 3.2 é apresentada uma função de pertinência triangular para expressar uma idéia do tipo “por volta de 25”, sobre o conceito “temperatura”. Observa-se que os valores de u que estão mais próximos de 25 são os valores de temperatura que mais se identificam com a idéia apresentada.

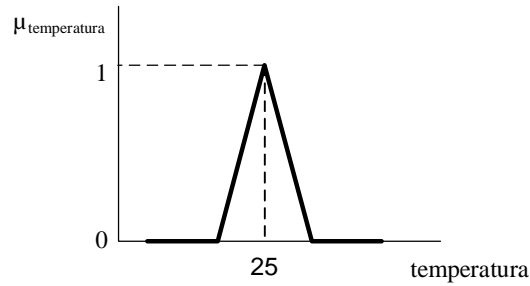


Figura 3.2: Função de pertinência expressando a idéia de “temperatura por volta de 25” sobre o conceito “temperatura”

Outra característica associada aos conjuntos *fuzzy* é a utilização de elementos qualitativos ao invés de quantitativos para designar as idéias. Elementos lingüísticos ou instâncias lingüísticas do tipo “muito baixa”, “baixa”, “mais ou menos”, “alta”, “muito alta” são freqüentemente utilizados. Na Figura 3.3 uma função de pertinência para o conceito “temperatura” é apresentada, bem como as instâncias lingüísticas com as quais valores numéricos de “temperatura” podem estar associados.

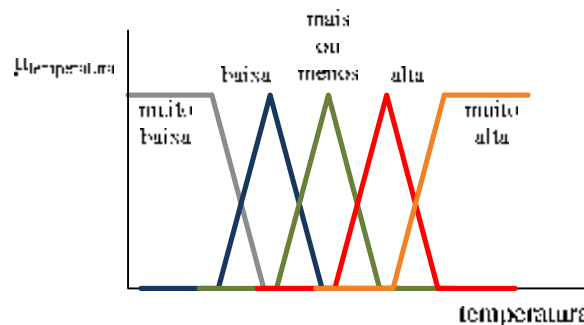


Figura 3.3: Exemplos de valores lingüísticos para “temperatura”

Sob o ponto de vista do processo, um conceito pode ser qualquer variável de processo. Regras do tipo condição-ação (“se-então”), chamadas de regras *fuzzy*, são utilizadas para associar idéias observadas em variáveis de medição com idéias de controle que serão enviadas às variáveis de manipulação, com o objetivo de levar o processo a uma situação de controle desejada. Uma condição é uma proposição lingüística envolvendo idéias sobre variáveis do processo. Uma condição sobre variáveis de medição (entrada do controlador) pode ser expressa na forma “se a temperatura estiver baixa”. Uma idéia de controle, que é uma descrição lingüística de como atuar em alguma variável de manipulação do processo (saída do controlador), pode ser expressa na forma “vazão será alta”.

Uma regra *fuzzy* do tipo “se u é A então v é B ” é interpretada como uma relação *fuzzy* R , podendo ser representada por $A \overset{\circ}{\rightarrow} B$ ($\overset{\circ}{\rightarrow}$ denota o operador *fuzzy* de implicação). Exemplos do operador *fuzzy* de implicação incluem (Lee, 1990):

$$m_{R_{A \rightarrow B}}(u, v) = \min(m_A(u), m_B(v)); u \in U, v \in V$$

$$m_{R_{A \rightarrow B}}(u, v) = \text{prod}(m_A(u), m_B(v)); u \in U, v \in V$$

Em um sistema *fuzzy*, cada regra *fuzzy* é representada por uma relação, que também é um conjunto *fuzzy*. O comportamento do sistema como um todo é representado por uma única relação *fuzzy* que é uma combinação de todas as relações *fuzzy* provenientes das diversas regras. Esta combinação envolve, normalmente, um operador de agregação de regras, por exemplo, um operador do tipo união (Gomide e Gudwin, 1994).

3.1.2.2. Sistemas de Controle *Fuzzy*

Num problema de processo, tanto as leituras de sensores quanto os sinais esperados pelos atuadores do sistema de controle não pertencem à linguagem da lógica *fuzzy*, fazendo com que sejam necessárias conversões da lógica aritmética para a lógica *fuzzy*. Por isso, os sistemas *fuzzy* possuem elementos adicionais denominados “fuzificador” e “defuzificador”, que estão posicionados na entrada e na saída do sistema de controle, respectivamente (Sandri e Correa, 1999, Passino e Yurkovich, 1998). Na Figura 3.4, é mostrada a estrutura básica de um sistema *fuzzy*.

A interface de fuzificação é responsável pela identificação dos valores numéricos fornecidos pelos sensores, normalizando estes valores em um universo de discurso padronizado. A fuzificação consiste na transformação de valores numéricos em instâncias lingüísticas de conjuntos *fuzzy*.

A base de conhecimento consiste de uma base de dados e uma base de regras. Na base de dados ficam armazenadas as definições sobre discretização e normalização dos universos de discurso e as definições das funções de pertinência. Quanto à base de regras, é importante que exista uma quantidade de regras bem definidas, necessárias para mapear

totalmente as diversas combinações possíveis entre as variáveis de entrada e saída do sistema, garantindo que haverá uma regra específica ativa qualquer que seja a entrada.

O procedimento de inferência verifica o grau de compatibilidade entre os dados e as regras, determinando o valor da conclusão global (conjunto *fuzzy* de saída) a partir da agregação dos valores obtidos como conclusão das várias regras.

A interface de defuzificação obtém uma única ação de controle a partir do conjunto *fuzzy* de saída obtido. O procedimento compreende a identificação do domínio das variáveis de saída num único universo de discurso e, com a ação de controle *fuzzy* inferida, uma ação de controle não-*fuzzy* é tomada. Entre os métodos de defuzificação mais utilizados, pode-se citar o método do centro da área (COA ou centróide), no qual a ação de controle é o centro de gravidade do conjunto *fuzzy* de saída.

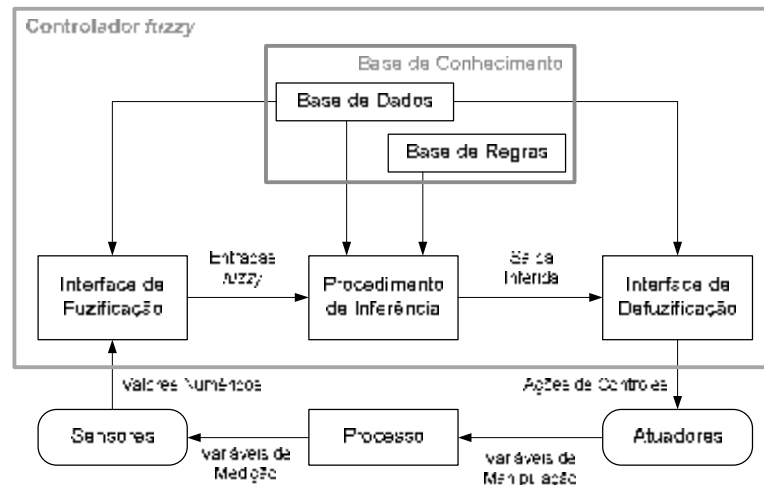


Figura 3.4: Estrutura Básica de um Controlador *Fuzzy* (Gomide e Gudwin, 1994)

Os modelos de sistemas *fuzzy* podem ser divididos em dois tipos: os clássicos e os de interpolação. Nos clássicos, a conclusão de cada regra especifica um conjunto *fuzzy* originário de uma combinação de vários conjuntos *fuzzy* fixos, que são, usualmente, conjuntos *fuzzy* convexos representados graficamente por funções como triângulos, trapézios e funções de sino. Os modelos clássicos mais comuns são o modelo de Mamdani e o modelo de Larsen. Os modelos por interpolação se caracterizam por apresentar uma conclusão através de uma função estritamente monotônica, usualmente diferente para cada regra. Entre eles, estão os modelos Takagi-Sugeno e Tsukamoto (Sandri e Correa, 1999).

O método de inferência de Mamdani é a metodologia *fuzzy* mais comumente vista. O método de Mamdani está entre os primeiros sistemas de controle *fuzzy* construídos

usando a teoria de conjuntos *fuzzy*. Foi proposto em 1975 por Ebrahim Mamdani numa tentativa de controlar uma caldeira combinando regras de controle lingüísticas obtidas através de experientes operadores. O esforço de Mamdani foi baseado no artigo de Lotfi Zadeh de 1973 sobre algoritmos *fuzzy* para sistemas complexos e processos de decisão (Gulley e Roger, 1995).

Embora o método ilustrado na Figura 3.5 seja um pouco diferente dos métodos descritos nos artigos originais de Mamdani, a idéia básica permanece a mesma. O sistema do exemplo decide o valor correto de uma gorjeta de restaurante, baseando-se na qualidade da comida e do serviço. São mostradas três regras do tipo “se-então” relacionando a qualidade da comida e do serviço. O procedimento começa com a fuzificação das entradas (Passo 1). Depois, é feita a operação *fuzzy* com as entradas de cada regra (Passo 2). A seguir, aplicando-se o operador de implicação, são gerando três conjuntos de gorjeta (Passo 3), que são agregados (Passo 4). No final, um método de defuzificação é aplicado (Passo 5).

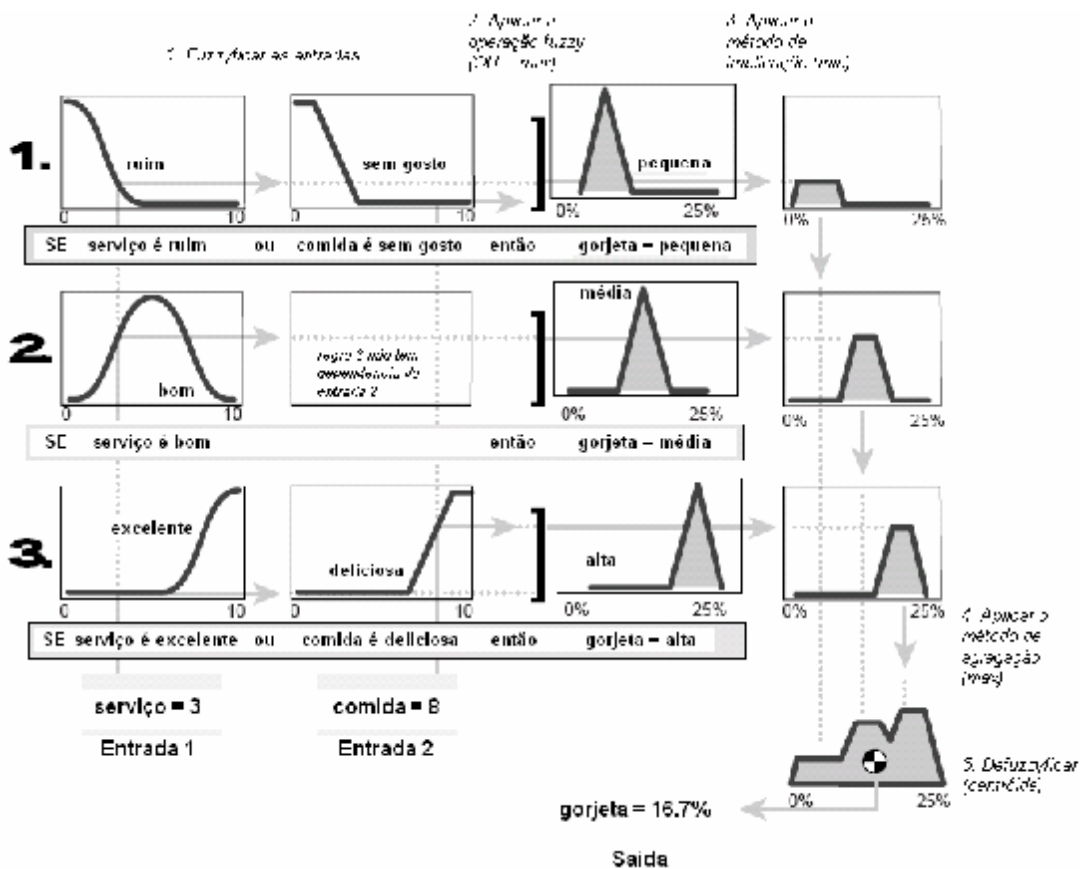


Figura 3.5: Passos executados num algoritmo *fuzzy* (três regras) para gerar a variável de saída a partir das variáveis de entrada (modificada de Gulley e Roger, 1995)

3.1.2.3. Breve Histórico Sobre Áreas de Aplicação da Lógica *Fuzzy*

Depois do trabalho de Zadeh em 1965, deu-se início à formação dos primeiros grupos de pesquisa envolvendo sistemas *fuzzy*. Em 1972, no Japão, houve a criação do grupo coordenado pelo Prof. Toshiro Terano. Em 1974, foi desenvolvido o primeiro controlador *fuzzy*, criado por Ebrahim Mandani, no Reino Unido. A partir da teoria apresentada por Mandani, muitos pesquisadores começaram tentativas de aplicar a teoria de lógica *fuzzy* para o controle de sistemas na engenharia (Hirota, 1994).

Nucci (2003) relata que em 1976 houve a primeira aplicação da lógica *fuzzy* na indústria, desenvolvida na empresa *Blue Circle Cement and SIRA*, Dinamarca. A aplicação consistia de um controlador *fuzzy* que incorporou o conhecimento dos operadores para controlar os fornos das fábricas.

Em 1990, a lógica *fuzzy* atingiu grande popularidade, com o lançamento da primeira máquina de lavar do mercado que incorporava lógica *fuzzy*, da *Matsushita Eletric Industrial Co.* Atualmente, uma gama enorme de aplicações industriais e comerciais envolvendo lógica *fuzzy* está disponível. Podem ser citadas aplicações em eletrodomésticos (geladeiras, condicionadores de ar e máquinas de lavar roupa), aplicações industriais de controle de elevadores, veículos guiados automaticamente, robôs, ventilação de túneis urbanos, controle de operações de metrô, entre outros (Nucci, 2003).

Tabela 3.1: Áreas de Aplicação da Lógica Fuzzy (Nucci, 2003)

<i>Área</i>	<i>Finalidades</i>
Comércio	Desenvolvimento de controladores para máquinas de lavar, aspiradores de pó, condicionadores de ar, filmadoras, máquinas fotográficas, cortadores de grama, etc.
Entretenimento	Desenvolvimento de jogos para computador.
Finanças	Desenvolvimento de <i>softwares</i> de controles de crédito, taxas e negócios nas bolsas de valores, além do gerenciamento de manufaturas.
Indústrias	Desenvolvimento de controladores para o processo industrial.
Medicina	Auxílio no diagnóstico e tratamento de doenças.
Sismologia	Desenvolvimento de sistemas para previsão de terremotos.
Transporte	Desenvolvimento de sistemas para melhorar a eficiência e a segurança de automóveis, helicópteros, aviões, ônibus e metrô.

3.1.2.4. Aplicações da Lógica *Fuzzy* no Controle de Processos

Yamada *et al.* (1991) concebeu um sistema de fermentação controlado por computador para produção de coenzima Q₁₀ extraída de células de levedura. Como não havia condições de se medir a quantidade de coenzima Q₁₀ diretamente, a concentração das células foi utilizada como variável de estado e foi medida por um turbidímetro. A concentração e o tempo de fermentação eram ajustados por um controlador *fuzzy* de 70 regras, através da manipulação da entrada de ar. Os dados dos experimentos apontaram que a aplicação do sistema de controle *fuzzy* trouxe mais estabilidade ao processo, aumentando levemente a produção final.

Alfajara *et al.* (1992) relatou o desenvolvimento de um controlador *fuzzy* para manter a concentração de etanol, através da manipulação da vazão de glucose, visando uma máxima produção de glutatona (GSH), em culturas bateladas de levedura. O controlador completo era formado por dois blocos de controle. Existia um bloco de controle *feedforward*, que era responsável por calcular a vazão nominal de glucose, e um bloco de controle *feedback*, representado pelo próprio controlador *fuzzy*, que corrigia a vazão nominal antes de enviá-la para a saída de controlador. Apesar de o controlador *fuzzy* ter funcionado bem quando o erro inicial de concentração era pequeno, ele ainda precisou de modificações nas regras lingüísticas e nos coeficientes de peso, que trataram apropriadamente estados de emergência do controlador, evitando *overshoots* na vazão.

Shiba *et al.* (1994) desenvolveu um controlador *fuzzy* para controlar, simultaneamente, as concentrações de glucose e etanol durante a produção batelada de α -amilase em uma cultura de levedura *Saccharomyces cerevisiae*. O sistema de fermentação controlado por computador consistia de um reator, um computador pessoal, um turbidímetro, um medidor de oxigênio dissolvido e um analisador de glucose e etanol. O controlador *fuzzy* foi implementado em *software* e respondeu satisfatoriamente ao controles das duas concentrações, aumentando a produção de α -amilase duas vezes mais, quando comparada a um processo no qual somente a concentração de glucose é regulada.

Souza Júnior e Almeida (2001) desenvolveram um controlador *fuzzy* capaz de detectar o momento de início de adição de sacarose invertida em um processo de produção batelada de cefalosporina C (CPC), através do monitorando a concentração de CO₂ nos gases

de saída. O algoritmo *fuzzy* detectava o momento no qual a taxa de CO₂ atingia um pico, e revertia de sentido, momento que coincidia com a paralisação da multiplicação dos organismos.

Luna Filho *et al.* (2002) apresentou uma comparação entre técnicas de controle *fuzzy* e PI em um sistema não-linear de tanque com escoamento turbulento em sua saída. O sistema construído para o controle de nível de líquido consistia de bomba hidráulica, atuador, sensor de nível, tanques, computador e controlador implementado em *software*. A comparação mostrou uma melhora no desempenho do sistema quando se usou o controlador *fuzzy*.

3.2. Modelamento e simulação de processos de produção de açúcar

Evans *et al.* (1970) implementou um simulador dinâmico de cozimento de açúcar a vácuo. Os autores sugerem que o primeiro passo para descrever o comportamento dinâmico do processo seja sempre o desenvolvimento de um modelo matemático. Segundo os autores, o modelo fornece uma melhor percepção do comportamento do processo e evidencia pontos fracos, que podem ser minimizados com a inclusão de novos conceitos de operação e controle. O trabalho apresentou o modelo matemático desenvolvido e os resultados experimentais de várias simulações.

Em um dos primeiros trabalhos originais sobre o controle da operação de cozedores a vácuo alimentados com xarope e mel, Frew (1973) aplicou uma teoria de controle ótimo com o objetivo de minimização do tempo da batelada. O trabalho destacou a necessidade de se medir, com bastante precisão, a supersaturação do licor-mãe, a massa de cristais, a pureza do licor-mãe e ressalta a importância dos contornos de nucleação. A quantidade de parâmetros empíricos utilizados no modelo matemático foi um fator que dificultou sua resolução.

Gros e Nurmi (1979) apresentaram correlações para solubilidade da sacarose, taxa de crescimento de cristais, elevação do ponto de ebulição e a viscosidade do licor-mãe. As equações do modelo e as correlações foram agrupadas em um programa de simulação, cuja estrutura foi detalhada. Os autores apresentaram os resultados da simulação de cozimentos de primeira e de segunda e discutiram as limitações do programa e do método de

desenvolvimento do sistema, de modo a conseguir mais precisão. O simulador gerou resultados com razoável precisão, pelo menos para os cozimentos de primeira. Os autores comentaram que o modelo poderia ser mais preciso, desde que fossem utilizadas melhores expressões de correlações, taxas e também da adição do balanço populacional para calcular a distribuição de tamanho dos cristais, a DTC. Eles sugeriram um controlador tipo PID para manter a supersaturação, durante a fase de granagem, usando a entrada de xarope. Depois, durante o cozimento, sugeriram trabalhar com a supersaturação próxima à zona lábil para aumentar a taxa de cristalização. Ressaltaram que, na fase de granagem, como o controle da supersaturação é muito delicado, as condições de evaporação do cozedor deveriam ser bem controladas para evitar a nucleação espontânea.

Feyo de Azevedo *et al.* (1993) apresentaram as bases teóricas e o desenvolvimento experimental de uma metodologia que permitiu a caracterização de um processo de cristalização em uma refinaria de açúcar, *on-line* e em tempo real. O objetivo dos autores foi avaliar o comportamento dos cristais durante o processo de cozimento. A metodologia não requereu o uso ou a instalação de sensores de consistência ou massa específica da massa, nem o conhecimento teórico de quantidades pouco precisas, como taxa de crescimento de cristais e taxa de evaporação. Entretanto, precisou de, pelo menos, outras 12 leituras de sensores e transmissores: vazão, brix, temperatura e pureza da alimentação de xarope, vazão, temperatura e pressão do vapor na calandra, além da corrente do agitador, temperatura da massa, pressão do vácuo e brix do licor-mãe. O algoritmo proposto foi baseado no modelamento do processo de cristalização, que incluiu mecanismos de dispersão da taxa de crescimento e a DTC dos cristais, através do uso de equações de balanço populacional (considerando os seis primeiros momentos). Dessa forma, conseguiu-se estimar muito bem a massa total do cozedor, a massa total de cristais, a taxa de evaporação, o nível do cozedor, a taxa de crescimento de cristais e a DTC.

Peacock (1995) fez uma busca nas literaturas e coletou uma lista de correlações empíricas de propriedades físicas de caldos e xaropes. Além disso, ele comparou algumas variáveis com dados experimentais disponíveis, para conferir a precisão delas e as condições sob as quais elas são válidas. Variáveis, como elevação do ponto de ebulição de soluções de sacarose, massa específica de soluções de sacarose, entalpia, capacidade térmica, solubilidade da sacarose, entre outras.

Rozsa (1996) apresentou os resultados de um trabalho voltado para um melhor entendimento da supersaturação e de seu monitoramento *on-line*, de forma confiável, em

cozedores a vácuo tipo batelada. O autor sugeriu um modelo matemático de supersaturação baseado nas quatro variáveis independentes que definem completamente o cozedor: concentração do licor-mãe, a temperatura, a pureza e o valor do coeficiente de saturação (um fator de correção adimensional que incorpora o efeito das impurezas na concentração de saturação de uma solução pura, também conhecida por solubilidade). O autor afirmou que as deficiências de sensores popularmente utilizados no cozimento de açúcar sugerem a necessidade de um método alternativo. Para isso, propôs o monitoramento da supersaturação utilizando um refratômetro *on-line* e um modelo matemático. Foi relatada a experiência prática de testes usando refratômetros, do fabricante *K-Patents*, na Hungria e Finlândia.

Georgieva *et al.* (2003) utilizaram as equações clássicas de balanço de massa e energia, e sugeriram um modelo híbrido de cristalizador de escala industrial. Os autores afirmaram que os modelos fenomenológicos da cristalização não prediziam de maneira satisfatória o tamanho médio dos cristais e o desvio padrão de sua DTC, principalmente devido à complexidade das inter-relações entre as variáveis. O trabalho sugeriu a utilização de redes neurais na inferência de parâmetros cinéticos que poderiam ser utilizados nas equações de balanço do sistema. Foi relatado que os dados obtidos naquele trabalho se mostraram mais representativos que aqueles que usaram correlações empíricas para prever os parâmetros cinéticos.

Jesus (2004) desenvolveu um modelo dinâmico utilizando a mesma abordagem clássica. O modelo foi projetado de tal forma a necessitar apenas de poucas considerações e de poucas medidas *on-line*, permitindo que algumas variáveis e parâmetros fossem estimados e utilizados nos cálculos, sem, entretanto, afetar a qualidade e a repetibilidade dos resultados finais. O modelo proposto para o cozedor foi constituído por um sistema não linear de equações algébrico-diferenciais (balanços de massa, energia, populacional e outras relações matemáticas). Mesmo com considerações restritivas, o modelo conseguiu gerar boas previsões da trajetória das variáveis de estado do equipamento, quando validadas por dados experimentais de usinas da região. O autor ainda observou que a estabilidade do processo era afetada pela estratégia de operação automática do cozedor.

3.3. Sensores virtuais

Os sensores virtuais (*soft-sensors*) são *softwares* capazes de estimar grandezas e estados de um processo (temperatura, pressão, concentração, entre outros) a partir de informações já disponíveis. Como nem todos esses estados são diretamente mensuráveis, pois nem sempre medidas em tempo real estão disponíveis, ou possuem custo muito elevado, as técnicas de estimativa de estado constituem em uma proposta interessante para a solução desse problema.

Os *soft-sensors* desenvolvidos a partir de redes neurais artificiais, lógica *fuzzy* e modelos fenomenológicos, podem ser utilizados como sensores virtuais de um processo, possibilitando ao engenheiro de processo uma rápida e confiável leitura das variáveis de interesse.

Os *soft-sensors* podem também ser usados como fontes de dados preditivos em estratégias de controle avançado, de forma que características preditivas sejam incorporadas na decisão do controlador. Este tipo de informação sobre o processo tende a melhorar o desempenho do controlador. Uma vez que os modelos gerados através desta técnica são inerentemente não lineares, o algoritmo de controle avançado tende a ser mais robusto, devido à habilidade de extrapolação e previsão do comportamento futuro, características dos modelos neuro-nebulosos, ou dos modelos fenomenológicos adotados.

De uma maneira geral, os *soft-sensors* são mais baratos, quando comparados com instrumentos industriais, e podem servir tanto como um sensor virtual quanto como um procedimento para validação e monitoramento das medidas realizadas por sensores reais.

Chéruy (1996) relatou a importância da utilização de *soft-sensors* em processos biológicos, quando se deseja estimar variáveis que não podem ser medidas diretamente. Em seu trabalho, vários métodos para gerar estimativas foram desenvolvidos, usando uma cultura de bactérias *Thiobacillus ferrooxidans* como exemplo. Através de medidas indiretas (medidor de potencial redox) e de um balanço de massa confiável, foram geradas estimativas de concentração de biomassa e de substrato.

Assis e Maciel (2000) apresentaram técnicas de estado da arte para gerar estimativas *on-line* de variáveis de processos fermentativos utilizando *soft-sensors*. Variáveis determinadas por análise de laboratório e de forma *off-line* têm aplicação limitada quando empregada para fins de controle, fato que justifica o estudo e a criação dos *soft-sensors*. Os autores deram especial ênfase aos resultados positivos de técnicas baseadas em redes neurais artificiais, as RNA's.

3.4. Considerações Finais

Como descrito nesta revisão bibliográfica, existem vários trabalhos sobre o modelamento da etapa de cristalização. Há na literatura trabalhos que se valem unicamente dos balanços de massa, de energia e populacional, e outros que se baseiam em modelos híbridos, utilizando, por exemplo, redes neurais para obter as demais estimativas necessárias ao total equacionamento do problema.

Com relação ao controle de processos na cristalização, existem trabalhos com sistemas de controle *feedback*, controle preditivo baseado em modelo e controle preditivo baseado em matriz dinâmica. Entretanto, trabalhos com controle baseado em lógica *fuzzy* ficam mais restritos à indústria química e alimentícia, em reatores biológicos e processos fermentativos.

Este trabalho procura contribuir não só na difícil tarefa de transposição da simulação para o ambiente industrial, confrontando a resposta do modelo com dados de equipamentos em escala real, mas também na divulgação de técnicas de lógica *fuzzy* como alternativa de controle eficaz em processos relacionados à produção de açúcar. Neste trabalho em particular, decidiu-se utilizar o controle *fuzzy* com o objetivo de manter o brix da massa cozida próxima ao seu *setpoint* e minimizar os efeitos oscilatórios da válvula de controle de xarope.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Na primeira seção deste capítulo (4.1) é apresentado um levantamento sobre o funcionamento da etapa de cristalização da Usina Barra Grande e as justificativas para a escolha do cozedor 12 como objeto de modelamento, simulação e como plataforma dos testes com o programa de controle.

A segunda seção (4.2) apresenta o detalhamento do cozedor 12 e das metodologias utilizadas no seu modelamento e na concepção do programa de controle de brix que será testado no mesmo. A divisão da seção foi feita da seguinte forma:

Subseção 4.2.1 - Detalhes construtivos:

Fluxos de entrada e saída, matéria-prima, dimensões.

Subseção 4.2.2 - Detalhes da instrumentação:

Medidores instalados e precisão das leituras.

Subseção 4.2.3 - Detalhes da automação:

Atuais estratégias de controle no CLP, formas de operação e acesso ao banco de dados do sistema de supervisão.

Subseção 4.2.4 - Métodos de coleta de amostra e análises de laboratório:

Facilidades de amostragem e instrumentos de laboratório disponíveis para análise.

Subseção 4.2.5 - Composição da massa cozida.

Subseção 4.2.6 - Modelo dinâmico do cozedor:

Modelo de estado transiente e estratégia de execução das simulações em malha aberta.

Subseção 4.2.7 - Concepção do programa de controle de brix da massa cozida:

Concepção do programa, estratégia de execução das simulações em malha fechada e arranjo físico para os testes com o programa no ambiente industrial.

O conhecimento referente aos processos da etapa de cristalização (seção 4.1) e à operação do cozedor 12 (seção 4.2) foi adquirido através do acompanhamento da produção *in loco*.

4.1. Etapa de Cristalização na Usina Barra Grande

Na etapa de cristalização a Usina Barra Grande opera pelo método de esgotamento de duas massas, com algumas modificações. Ao invés do xarope, a operação do cozimento de primeira é feita a partir de uma solução resultante da mistura do xarope da evaporação com o magma de segunda diluído, chamada de xarope de alta pureza, xarope de alimentação do cozimento. O preparo do xarope de alta pureza exige ajuste adequado das parcelas de xarope e magma para garantir um brix em torno de 65% e a total dissolução de todos os cristais existentes no magma de segunda diluído, de forma a evitar diferenças no tamanho dos cristais da massa de primeira. Outra particularidade do método modificado é a destinação de um cozedor de granagem, também operando com xarope de alta pureza, para fabricar a massa cozida que é utilizada como pé de cristal nos cozedores de primeira.

O método modificado foi introduzido com o objetivo de melhorar a qualidade do açúcar final, no que diz respeito à cor e à uniformidade do cristal. A massa de primeira, produzida dessa forma, demanda menos água e menos vapor para separar o mel dos cristais durante a centrifugação, o que diminui também a quantidade de sacarose em cristal que se dissolve no mel durante essa etapa. No total, a usina conta com três cozedores de granagem, dois cozedores de segunda e sete cozedores de primeira.

Dois dos cozedores de granagem - cozedores 8 e 9 - têm capacidade de 300hl (30m³). Estes fabricam a massa cozida que é utilizada como pé de cristal nos cozedores de segunda. A massa de cristais por batelada, de acordo com dados de projeto, é de 39% da massa total. Os valores praticados na usina ficam em torno de 34%.

O terceiro cozedor de granagem - cozedor 12 - tem capacidade de 750hl (75m³). Este fabrica a massa cozida que é utilizada como pé de cristal nos cozedores de primeira. De acordo com dados de projeto, ao final de uma batelada, existe uma massa de cristais de 48% em relação à massa total do cozedor. Na prática, ela varia de 37% a 40%.

A capacidade dos cozedores de segunda - cozedores 10 e 11 - é de 750hl (75m³). A massa de cristais por batelada, de acordo com dados de projeto, é de 39% da massa total. Os valores praticados na usina ficam em torno de 34%.

A capacidade dos cozedores de primeira - cozedores de 1 a 7 - é de 400hl (40m³). A massa de cristais por batelada, de acordo com dados de projeto, é de 53% da massa total. Na prática ela varia de 38% a 42%. Em média, o total diário de produção de açúcar cristal do cozimento de primeira é de 25 a 30 mil sacos de 50 kg.

Com a automação dos cozedores, as técnicas que os operadores aperfeiçoaram ao longo dos anos foram incorporadas ao CLP, que passou a cuidar da tomada de decisão dos controles e do funcionamento das válvulas e motores. Todo o seqüenciamento durante a batelada, inclusive seqüências de segurança por falta de produto e hora da limpeza, estão programadas nos CLP's.

O nível da automação dos cozedores permite que o papel dos operadores seja mais voltado ao planejamento diário da produção e ao gerenciamento das contingências que são impostas pelo restante do processo (escassez de xarope durante um período prolongado e manutenção de equipamentos).

A maior parte da operação da fábrica de açúcar é feita na sala central de operação, através de três computadores exclusivos para a operação da fábrica de açúcar. Existe ainda um computador em uma sala de operação no campo, disponível para os operadores das etapas de evaporação e cristalização. Na maior parte do tempo, os operadores de campo se comunicam com a sala central por rádio e compartilham entre eles o uso do computador de campo.

Os operadores do cozimento dividem-se em três turnos de operação. Existe um operador na sala central de operação e outros dois operadores na sala de operação próxima aos cozedores. A sala fica no mesmo piso que os cozedores de primeira, o que possibilita, em um curto espaço de tempo, a avaliação da massa de todos os cozedores, por simples inspeção dos visores.

A limpeza é feita uma vez por dia. Não há limpeza química. Os cozedores evaporam água durante uma hora, para poder derreter aglomerados de açúcar juntos com impurezas que podem contribuir para a queda de eficiência da troca térmica.

Apesar de estar disponível no ciclo automático, a decisão do momento da limpeza durante o dia é feita exclusivamente pelo operador, dependendo do número de ciclos e do processo da fábrica como um todo. Quando as moendas estão funcionando, existe uma

oferta grande de caldo e xarope, que pressiona os cozedores ao consumo e torna uma limpeza naquele momento imprópria.

As bateladas dos cozedores de 40m³ e 35m³ têm uma duração média de 1h20min. Já os cozedores de 75m³ têm ciclos de 2h20min em média.

4.1.1. Motivações para a escolha do cozedor 12 como equipamento de trabalho

Sob o ponto de vista de modelamento e simulação, a escolha do cozedor 12 pode ser justificada por uma série de vantagens em relação aos demais cozedores, entre elas:

- A alimentação do cozedor é sempre feita com o mesmo material (xarope de alta pureza) e a origem dos cristais não é uma massa desviada de outro cozedor, já que ele é um cozedor de granagem, diferentemente dos cozedores de primeira e de segunda, nos quais as condições relativas à pureza e ao tamanho dos cristais no pé de cristal estão muito dependentes das bateladas anteriores de outros cozedores;
- Os ciclos deste cozedor estão menos sujeitos às interferências por falta de solução de alimentação (os outros dois cozedores de granagem possuem instrumentos e forma de operação semelhantes, mas seus ciclos estão mais sujeitos a paradas por causa da oferta intermitente de mel);
- O equipamento possui infra-estrutura que facilita o acompanhamento de sua operação por meio de amostras, tais como um amostrador adequado e um balcão de aço inox com torneira de água quente e luz.

Sob o ponto de vista de controle de processos, não existia a obrigatoriedade de se utilizar o cozedor 12 como plataforma dos testes com o programa de controle, porque a problemática de processo na etapa investigada é semelhante à dos demais cozedores, e todos eles oferecem condições semelhantes de instrumentação e automação. Entretanto, além das vantagens já citadas anteriormente, o aprimoramento dos controles do cozedor 12 pode ter uma grande influência na capacidade produtiva do açúcar de primeira. Isso acontece porque, quando o cozedor 12 está com seus controles mal ajustados, suas bateladas são geralmente mais longas e seus cristais são mal formados, o que afeta a quantidade e a qualidade do pé de

crystal disponível para os cozedores de primeira e, conseqüentemente, a quantidade e a qualidade do açúcar cristal do cozimento de primeira, o açúcar comercializável. Além disso, os cristais presentes na massa cozida do cozedor 12 são os cristais iniciais do cozimento de primeira, por isso, existe uma preocupação em se manter as condições de trabalho deste equipamento sempre dentro dos padrões, menos sujeitas às interferências do processo.



Figura 4.1: Cozedor 12

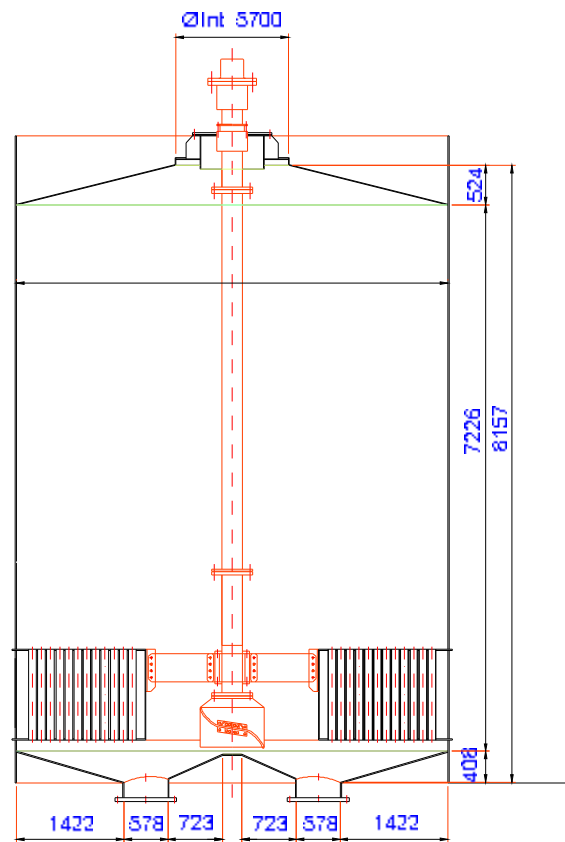
4.2. Cozedor 12

4.2.1. Detalhes Construtivos

Com base nos desenhos, nas plantas do projeto civil e em fotos do cozedor, são apresentadas na Tabela 4.1 e na Figura 4.2 as características físicas e dimensões mais relevantes do cozedor 12, utilizadas para se obter a área de troca térmica e o volume de massa cozida no cozedor.

Tabela 4.1: Medidas do cozedor 12

Característica	Valor
Diâmetro Interno	5.700 mm
Volume de Massa Abaixo da Calandra	10,81 m ³
Volume de Massa na Região da Calandra	17,98 m ³
Volume de Massa Acima da Calandra	25,51 m ³ /m
Número de Tubos na Calandra	1522
Diâmetro Externo dos Tubos	101,6 mm
Diâmetro Interno dos Tubos	98,6 mm
Comprimento dos Tubos	1.196 mm
Diâmetro do Tubo Central	2.280 mm
Superfície de Aquecimento	563,9 m ²

**Figura 4.2:** Projeto do cozedor 12

4.2.2. Detalhes da Instrumentação

No cozedor 12 da Usina Barra Grande, o principal instrumento de medição é o medidor de brix da massa. Na sua calibração (nome dado ao procedimento de ajuste da faixa de operação, unidade e precisão de um instrumento), o técnico de instrumentação coleta pelo menos quatro amostras de massa numa batelada, em intervalos de 20min ou 30min, registrando os valores mostrados no *display* de campo do medidor.

As amostras são analisadas no laboratório e os dados são inseridos num gráfico (valores de laboratório no eixo y e valores do medidor no eixo x). Através de regressão linear, o técnico obtém os coeficientes angular e linear da reta e altera os parâmetros internos do medidor de acordo com esses coeficientes, no próprio *display* de campo. O procedimento é refeito até que os valores lidos no medidor fiquem bem próximos aos valores de laboratório (segundo informações do fabricante, uma calibração considerada ótima atinge diferenças de $\pm 0,3$ em unidades de brix).

Um medidor com problema é substituído sempre que possível, de forma a não atrapalhar o processo. Toda vez que um medidor é recalibrado ou substituído, os técnicos acompanham o seu funcionamento, juntamente com o setor de operação, para se certificarem de que os *setpoints* dos controles continuam os mesmos.

O medidor de brix utilizado é da *pro/M/tec*, fabricante alemã de medidores de brix e massa específica que usa microondas como princípio de medição. A *pro/M/tec* possui mais de duzentas instalações em indústrias de açúcar em todo o mundo e suas sondas de concentração são destinadas à medição de brix em cozedores ou tubulações. Na Figura 4.3 pode ser visto o medidor de brix utilizado no cozedor 12.

A parte que fica em contato com a massa é chamada de sensor de microondas. O sensor trabalha como um par de antenas, uma enviando e a outra recebendo um sinal de microondas, que é atenuado de acordo com a quantidade de água na massa. Esta atenuação é convertida em sinal elétrico no módulo de microondas, que retransmite este sinal para a unidade conversora.

A unidade conversora exibe os valores do brix, assim como a atenuação e a defasagem entre o sinal transmitido e o recebido. É na unidade de conversão que se faz o procedimento de calibração.

Tabela 4.2: Relação dos instrumentos instalados no cozedor

Identificação	Descrição
XV 1	Válvula de estabelecimento de vácuo (<i>on-off</i>)
XV 2	Válvula de rompimento de vácuo (<i>on-off</i>)
XV 3	Válvula de injeção de vapor para limpeza (<i>on-off</i>)
XV 4	Válvula de retirada de gases incondensáveis da calandra (<i>on-off</i>)
XV 5	Válvula de retirada de condensado da calandra (<i>on-off</i>)
XV 6	Válvula 1 de descarte da limpeza (<i>on-off</i>)
XV 7	Válvula 2 de descarte da limpeza (<i>on-off</i>)
XV 8	Válvula de descarga da massa (<i>on-off</i>)
XV 9	Válvula de injeção de semente (<i>on-off</i>)
XV 10	Válvula de injeção de água quente (<i>on-off</i>)
XV 11	Válvula de admissão de xarope (<i>on-off</i>)
PCV 1	Válvula de controle da pressão interna do cozedor
PT 1	Pressão interna do cozedor (vácuo)
IT 1	Corrente do agitador
TT 1	Temperatura da massa
DT 1	Brix da massa
LT 1	Nível da massa
LCV 1	Válvula de controle da vazão de xarope
CV 1	Válvula de controle da vazão do vapor na calandra
CV 2	Válvula de controle de descarga de massa

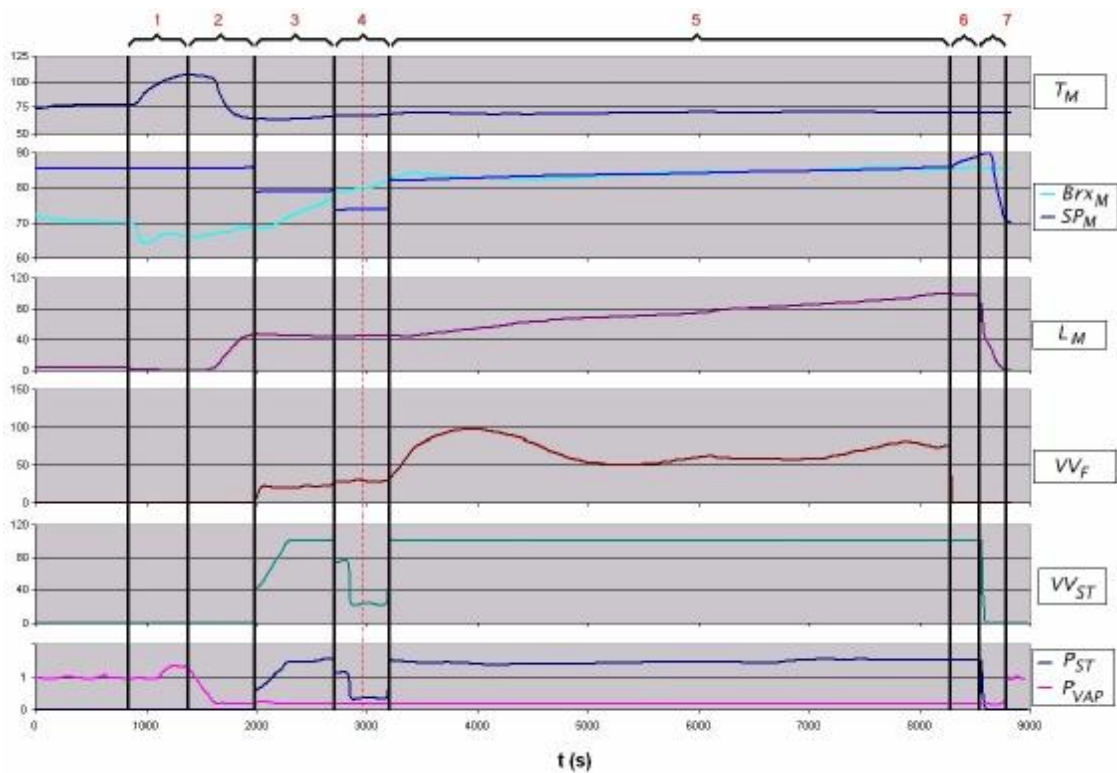
4.2.3. Detalhes da Automação

Na principal tela de operação do cozedor 12 (Figura 4.5), o sistema de supervisão proporciona ao operador a visualização das fases de operação, *status* de instrumentos (aberto/fechado, ligado/desligado) e leituras dos instrumentos. Permite também modificações em instrumentos de atuação e alteração de parâmetros. Na tela de parâmetros (Figura 4.6), o operador define parâmetros relacionados com a duração de certas operações, número máximo de ciclos para limpeza automática, níveis e brix de referência, entre outros.

As leituras dos instrumentos e alguns cálculos específicos gerados internamente no CLP do equipamento são armazenados no banco de dados do sistema de supervisão, servindo depois para a confecção de gráficos de tendência. O acesso ao banco de dados do sistema de supervisão permitiu o levantamento de dados para comparação direta com os resultados gerados pela simulação em malha aberta do modelo.

- Fase 2 - Obtenção do pé inicial;
- Fase 3 - Pré-concentração;
- Fase 4 - Granagem;
- Fase 5 - Crescimento dos cristais (ou “levantamento da massa”);
- Fase 6 - Concentração final (ou “aperto do cozimento”);
- Fase 7 - Descarga.

A divisão do ciclo é mostrada na Figura 4.7. O comportamento das variáveis de processo, ao longo do ciclo, foi obtido no banco de dados do sistema de supervisão, onde as leituras dos instrumentos conectados ao CLP são gravadas. A linha vermelha pontilhada na fase de granagem indica o momento exato da injeção de semente, através da válvula de injeção de semente.



T_M - Temperatura da massa cozida [°C]

$Brix_M$ - Brix da massa cozida [%]

SP_M - Setpoint de nível (fase 3)/supersaturação (fase 4)/brix da massa cozida (fase 5) [%]

L_M - Nível da massa cozida [%]

VV_F - Abertura da válvula de controle do xarope de alimentação [%]

VV_{ST} - Abertura da válvula de controle do vapor da calandra [%]

P_{ST} - Pressão do vapor da calandra [bar]

P_{VAP} - Pressão do vapor interno do cozedor (vácuo) [bar]

Figura 4.7: Fases do cozimento

No início do ciclo, o cozedor está vazio e todas as válvulas estão fechadas. Na fase um, através da válvula *on-off* de vapor de limpeza, a temperatura interna do cozedor é elevada até 110°C. Assim que a temperatura atinge os 110°C tem início a fase dois.

Na fase dois, a válvula de vapor de limpeza é fechada e começa-se a estabelecer o vácuo dentro do cozedor através da válvula *on-off* de vácuo. Quando o vácuo interno do cozedor atinge 0,350bar, a válvula *on-off* de vácuo é fechada e o controle de pressão interna é colocado em automático. Agora, o vácuo interno é mantido na pressão de 0,180bar durante todo o cozimento, através de uma válvula de controle de vácuo. Nesta fase a válvula *on-off* de xarope é aberta, e o produto começa a entrar no cozedor até o nível atingir o parâmetro de pé inicial definido pelo operador (em torno de 45%). O pé inicial deve ser suficiente para preencher totalmente a calandra do cozedor e ainda exceder em aproximadamente 30cm o limite superior dos tubos da mesma. Esse cuidado é tomado para que, no momento em que o vapor for liberado, os tubos da calandra estejam todos cheios, o que evita a queima (ou "caramelização") de gotas de xarope nas partes vazias. Assim que o nível atinge 45%, a válvula *on-off* de xarope é fechada e diz-se que foi formado o pé inicial. Tem início a fase três.

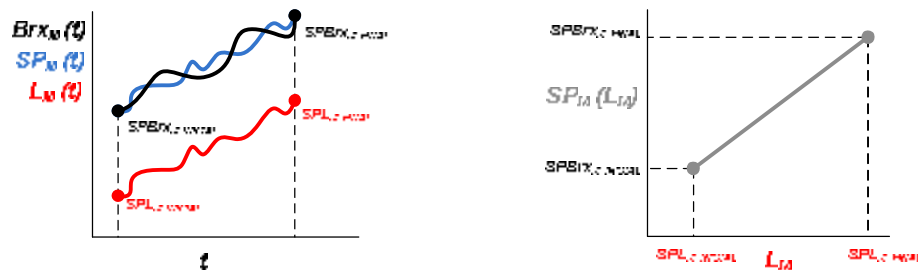
Na fase três, o agitador é ligado, o controle de nível do cozedor é colocado em automático e a válvula de controle de vapor da calandra é aberta de forma progressiva até atingir 100% (a válvula *on-off* de condensado da calandra também é aberta). O xarope é concentrado nos tubos da calandra pela troca térmica com o vapor. O nível é mantido em 45% através da válvula de controle de xarope para evitar que a área superior interna da calandra fique descoberta. Na Usina Barra Grande, o momento de semeadura é determinado pelo cálculo da supersaturação do xarope, em função do brix, da temperatura e da pureza do xarope (este último, uma análise de laboratório). A supersaturação aumenta em virtude do aumento do brix. Assim que ela atinge 0,95 tem início a fase quatro.

Na fase quatro, o programa do CLP tenta diminuir a taxa de evaporação da água do xarope para evitar que a supersaturação extrapole o limite superior da zona metaestável, pois ela está crescendo a uma taxa muito forte. Então, a válvula de controle de vapor da calandra é reduzida para 75%. Quando a supersaturação atinge 1,10 (algo perto de 79% brix), o controle da supersaturação é colocado em automático. A válvula de xarope tenta manter a supersaturação entre 1,08 e 1,14 e, no intuito de manter a supersaturação dentro da faixa de controle, reduz-se o vapor para 25%. Inicia-se uma contagem regressiva de 2min para

a semente. Quando os 2min terminam, o brix está em torno de 81% e a válvula de semente é aberta. Inicia-se uma contagem regressiva de 4min para garantir a homogeneização das sementes e o crescimento inicial do tamanho dos cristais. Assim que a contagem termina tem início a fase cinco.

Na fase cinco o vapor volta à máxima abertura e o controle de brix é colocado em automático. O *setpoint* de brix da massa (SP_M) ao longo dessa fase é obtido por uma relação linear com o nível da massa do cozedor, mais os parâmetros de nível e brix iniciais e finais (Equação 4). A válvula de controle de xarope tenta manter o erro entre o brix da massa e o seu *setpoint* o menor possível (Figura 4.8). Os parâmetros de brix e nível inicial são atualizados automaticamente pelo programa do CLP, que faz uma cópia das leituras dos medidores no exato momento em que o cozedor entra na fase cinco. Os parâmetros finais são definidos pela operação, que toma como referência dados de projeto do equipamento. Todos esses parâmetros variam muito pouco de batelada para batelada.

$$SP_M = \frac{(SPBrx_M \text{ FINAL} - SPBrx_M \text{ INICIAL})}{(SPL_M \text{ FINAL} - SPL_M \text{ INICIAL})} \cdot (L_M - SPL_M \text{ INICIAL}) + SPBrx_M \text{ INICIAL} \quad (1)$$



L_M - Nível da massa cozida [%]

SP_M - *Setpoint* de nível (fase 3)/supersaturação (fase 4)/brix da massa cozida (fase 5) [%]

$SPBrx_M \text{ FINAL}$ - Parâmetro de brix da massa cozida no final da fase de crescimento dos cristais [%]

$SPBrx_M \text{ INICIAL}$ - Parâmetro de brix da massa cozida no início da fase de crescimento dos cristais [%]

$SPL_M \text{ FINAL}$ - Parâmetro de nível da massa cozida no final da fase de crescimento dos cristais [%]

$SPL_M \text{ INICIAL}$ - Parâmetro de nível da massa cozida no início da fase de crescimento dos cristais [%]

Figura 4.8: Cálculo de SP_M como uma função linear do nível da massa L_M

O significado físico da equação 1 baseia-se na idéia de que a duração da fase cinco não é fixa, e de que se o *setpoint* de brix fosse estipulado somente em função dos parâmetros de brix inicial e final, o controle cumpriria somente a ação “concentradora” e a fase cinco seria finalizada em poucos minutos, independentemente do cozedor alcançar ou

não seu volume final de trabalho. Quando o *setpoint* de brix é estipulado em função do nível, cria-se uma forma gradual de aumento de brix pelo aumento gradual de volume, até que o cozedor atinja seus pontos máximos de operação, os parâmetros de brix e nível final. Não existe o risco de o cozimento ser finalizado somente pelo brix, porque o cozedor precisaria estar totalmente preenchido. A abertura controlada da válvula de admissão de xarope é tal que as durações de enchimento do cozedor variam de 80min a 120min. Assim que o brix e o nível atingem os parâmetros de brix final e nível final, inicia-se a fase seis, o aperto da massa.

Na fase seis a válvula de xarope é fechada e a massa do cozedor passa pelo “aperto”, nome dado a essa última fase de concentração da massa. Assim que o brix atinge o parâmetro de brix para arriar, definido pelo operador, tem início a fase sete.

Na fase sete, a descarga automática, o programa do CLP fecha todas as válvulas e rompe o vácuo estabelecido com o próprio vapor de limpeza, para evitar queda de temperatura da massa. A válvula de descarga é aberta e o material escorre para um tanque localizado abaixo do cozedor. O agitador é desligado e, depois do cozedor ficar vazio, um novo ciclo de cozimento tem início.

Os controladores utilizados no ciclo são do tipo PI e estão programados no CLP do cozedor 12. São dois ao todo. O primeiro deles tem a função de controlar a pressão interna do cozedor. O segundo faz os controles de nível do pé inicial (fase 3), supersaturação (fase 4) e brix da massa (fase 5). O CLP modifica automaticamente os parâmetros do segundo PI para atender a dinâmica de cada fase, tomando por base valores já experimentados no cozedor.

Os controles de pressão interna, nível e supersaturação são claramente controles regulatórios, pois trabalham com *setpoints* fixos. Seus principais objetivos são os de rejeitar ou minimizar o efeito de perturbações. O controle de brix da massa também pode ser considerado um controle regulatório pelos seguintes motivos:

- O seu *setpoint*, apesar de seguir uma trajetória no tempo, tem um comportamento sistemático de rampa em todos os cozimentos;
- O seu ajuste atual não está focado em seguir o *setpoint* com o menor erro aceitável, pois seus parâmetros conduzem a saída de forma pouco agressiva.

4.2.4. Métodos de Coleta de Amostras e Análise de Laboratório

Além das informações retiradas do banco de dados da usina, a validação do modelo precisou também de coleta e análise de amostras na etapa do cozimento de açúcar. As análises serviram para completar os dados necessários a resolução do modelo e para comparação com os resultados das simulações em malha aberta.

A metodologia usada no dia a dia da usina pelos técnicos de laboratório para coletas e análises de massas e méis é preconizada pelo Manual de Controle Químico da Fabricação de Açúcar (COPERSUCAR, 2001).

No caso do xarope de alta pureza, que alimenta o cozedor 12, não foram feitas coletas e análises específicas para o trabalho. Foram utilizadas as análises feitas pelo laboratório da usina. As amostras são recolhidas diretamente no tanque que armazena o produto. Elas são coletadas a cada quatro horas e as análises são digitadas no sistema de apontamentos do laboratório.

Já as coletas e as análises referentes à massa do cozedor 12 foram feitas exclusivamente para o trabalho, aproveitando o aparato tecnológico do laboratório da usina (instrumentos, produtos e materiais) e a mesma metodologia. O ponto e a frequência das amostragens atualmente feitas pelo laboratório da usina não são adequados. A massa não é coletada diretamente no cozedor. Ela passa por um tanque intermediário e, depois, ainda é bombeada até o depósito onde é feita a coleta. Nesse depósito, que funciona como um tanque pulmão, as massas de vários ciclos de cozimento acabam se misturando, o que impede a utilização de análises dessa massa para fins de validação.

4.2.4.1. Métodos de Coleta de Amostras

O cozedor 12 possui um aparato de amostragem de massa que facilita o trabalho de coleta (Figura 4.9) e que não exige de quem faz a coleta conhecimento de métodos ou cuidados específicos para não contaminar a amostra. Os passos são conhecidos pelos técnicos de laboratório, técnicos de instrumentação e de operação.

Os passos da amostragem são os seguintes:

- (a) No início, as válvulas 1, 2, 3, 5 estão fechadas e a 4 aberta;
- (b) Fecha-se a 4, abre-se a 1 e a 5 até a massa entrar no tubo do amostrador;
- (c) Fecha-se a 1 e a 5, abre-se a 3 para quebrar o vácuo e abre-se a 4 durante alguns segundos para fazer a coleta;
- (d) Terminada a coleta, fecha-se a 3 e abre-se a 2 para limpar o tubo do amostrador com água quente;
- (e) Depois de alguns segundos, fecha-se a 2;
- (f) O amostrador está pronto para outra coleta.

A forma de operação do amostrador é perfeitamente segura e evita a entrada de ar no equipamento, evitando distúrbios na pressão interna do cozedor. O amostrador permite a retirada de volumes em torno de 300ml de amostra por procedimento.



Figura 4.9: Válvulas do amostrador

4.2.4.2. Métodos de Análise de Laboratório

O método descrito aqui foi empregado para se obter as análises referentes à massa cozida. Esse mesmo procedimento também pode ser adotado para análises de méis.

O procedimento começa quando são recolhidos, no campo, cerca de 200ml de amostra. Chegando ao laboratório, são pesados 100g de cada amostra, que são diluídos em 400g de água, totalizando 500g de solução (fator de diluição igual a cinco vezes). Agita-se a solução, e faz-se a leitura do brix com algumas gotas da mistura. No caso das massas, as amostras são diluídas em uma quantidade de água suficiente para dissolver todos os cristais, evitando erros de leitura do brix no refratômetro. Na Figura 4.10 é apresentado um refratômetro ADAGO, equipamento do laboratório da usina.



Figura 4.10: Refratômetro ADAGO RX-5000 α

O brix da massa em porcentagem (B_{rx_M}) é obtido simplesmente pela multiplicação do resultado da leitura do brix (L_{Brx_M}) pelo fator de diluição (FD).

$$B_{rx_M} = FD \cdot L_{Brx_M} \quad (2)$$

A leitura sacarimétrica (L_{Sc_M}) exige do técnico uma prévia clarificação da amostra, no intuito de se separar todo tipo de impureza e evitar que elas influenciem a análise. São colocados 200ml da diluição num béquer e são adicionados de 15g a 18g de uma mistura clarificante com ação floculadora. A composição do clarificante é cloreto de alumínio e hidróxido de cálcio. A solução é agitada com uma pequena pá e, minutos depois, passada em papel de filtro que retém as partes sólidas. 100ml da porção clarificada (metade de um copo americano) são levados ao sacarímetro, de onde é retirada a leitura. Na Figura 4.11, é apresentado um sacarímetro SCHMIDT+HAENSCH, equipamento do laboratório da usina.



Figura 4.11: Sacarímetro SCHMIDT+HAENSCH Polartronic NHX

O valor do pol da massa (Pl_M) é dado por uma relação aperfeiçoada no laboratório da usina, baseada na metodologia proposta pelo Manual de Controle Químico da Fabricação de Açúcar (COPERSUCAR, 2001).

$$Pl_M = FD \cdot \frac{(0,26 \cdot (1,0078 \cdot LSc_M + 0,0444))}{((0,00431 \cdot LBrx_M) + 0,99367)} \quad (3)$$

A pureza da massa (P_M) é dada por:

$$P_M = 100 \cdot \frac{Pl_M}{Brx_M} \quad (4)$$

O refratômetro consegue precisão de até 0,03% para líquidos claros. No caso de méis, $\pm 0,1\%$. O sacarímetro consegue precisão de $\pm 0,001^\circ$. Entretanto, como é feita a diluição das amostras, o erro deve ser multiplicado pelo fator de diluição.

4.2.5. Composição da Massa Cozida

Neste trabalho, considerou-se que a massa cozida era constituída por uma única fase de três componentes: sacarose (o açúcar do licor-mãe e o açúcar dos cristais), impurezas e água (Figura 4.12). Por definição, a massa de impurezas foi considerada a massa de todos os materiais dissolvidos no licor-mãe, menos a sacarose. Adotou-se a seguinte notação para os constituintes da massa cozida:

- Ma (massa de sacarose na massa cozida)
- Mi (massa de impurezas na massa cozida)
- Mw (massa de água na massa cozida)
- Mai (massa de sacarose e impurezas na massa cozida)
- M (massa total da massa cozida)

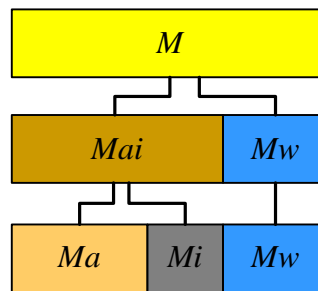


Figura 4.12: Composição da massa cozida

São apresentadas aqui algumas relações que surgem a partir das quantidades dos componentes da massa cozida, de uso bastante freqüente na indústria.

$$\text{Massa total:} \quad M = Ma + Mi + Mw \quad (5)$$

$$\text{Fração mássica de sólidos solúveis:} \quad Bx_M = \frac{Ma + Mi}{Ma + Mi + Mw} \quad (6)$$

$$\text{Brix:} \quad Brx_M = 100 \cdot Bx_M = 100 \cdot \frac{Ma + Mi}{Ma + Mi + Mw} \quad (7)$$

O cálculo do brix da massa considera que toda a sacarose dos cristais está dissolvida no licor-mãe, o que não representa a situação real, já que parte da sacarose está em forma de cristal. Como este trabalho deseja encontrar um modelo suficientemente confiável para fazer estimativas de brix e nível, demonstrando aplicabilidade industrial e facilidade de ajustes, qualquer investigação sobre a supersaturação do licor-mãe, ou sobre aumento da massa de cristais, não se faz necessária.

4.2.6. Modelo Dinâmico

O modelo de estado transiente do processo de cristalização batelada foi adaptado à realidade encontrada na usina, através de pesquisas bibliográficas. Uma vez definidas as equações diferenciais originárias do balanço de massa, as condições iniciais, as informações de instrumentos e as demais relações matemáticas necessárias para resolver completamente o modelo, este foi codificado no ambiente do aplicativo MATLAB e foi simulado em malha aberta. O MATLAB foi usado devido à facilidade de implementação e de verificação visual das respostas. Nas simulações em malha aberta, os parâmetros do modelo foram ajustados para gerar respostas que se ajustassem aos dados do processo real retirados do banco de dados do sistema de supervisão.

O modelo dinâmico foi desenvolvido segundo os princípios clássicos de balanço de massa por espécie. A base de todos os métodos de balanço de massa é o uso de algum estado inicial do cozedor e, então, a integração de todos os fluxos que entram e saem do cozedor, obtendo o total de sacarose dentro do cozedor (Ma), o total de impurezas (Mi), o total de água (Mw) e a massa total do cozedor (M).

Algumas hipóteses simplificadoras foram adotadas, assim como nos trabalhos Feyo de Azevedo *et al.* (1993), de Georgieva *et al.* (2003) e de Jesus (2004). São elas:

- Dinâmica do vapor desprezível;
- Capacidade calorífica desprezível da superfície de aquecimento (calandra do cozedor);
- Mistura perfeita do líquido e dos cristais (homogeneidade);
- Temperatura média da solução é representativa;
- Calor perdido para o ambiente é desprezível;
- Condensação de todo o calor que entra na calandra;

4.2.6.1. Balanço de massa

As equações diferenciais do balanço de massa são:

Balanço de Água

$$\frac{dM_w}{dt} = F_F \cdot r_F \cdot (1 - Bx_F) - J_{VAP} \quad (8)$$

Balanço de Impurezas

$$\frac{dM_i}{dt} = F_F \cdot r_F \cdot Bx_F \cdot (1 - P_F) \quad (9)$$

Balanço de Sacarose

$$\frac{dM_a}{dt} = F_F \cdot r_F \cdot Bx_F \cdot P_F \quad (10)$$

4.2.6.2. Volume total da massa (V_M) e Nível total da massa (L_M)

A metodologia utilizada para encontrar a relação entre o volume e o nível da massa do cozedor 12 foi estabelecida no trabalho de Jesus (2004) e pode ser descrita da seguinte forma: em momentos nos quais a operação do cozedor é interrompida, mede-se a altura da massa a partir do topo da calandra e anota-se a respectiva indicação de nível no sistema de supervisão. Como não há ebulição da massa, fica fácil medir a distância entre a parte superior da calandra e a superfície da massa, através das lunetas de observação. Com esta relação entre altura e nível, mais as dimensões internas do cozedor, se obtém o comportamento do volume (V_M) em função do nível (L_M), para valores de nível superiores a 35%.

$$V_M = (L_M - 35) \cdot (0,255176 \cdot 3,3) + 28,79278 \quad (11)$$

A equação é uma aproximação, mas pode ser utilizada, pois a faixa de variação da massa específica da massa é pequena (1.370 kg/m³ a 1.470Kg/m³) e é de se esperar que o medidor de nível reproduza os mesmos valores quando submetido às mesmas condições de concentração e temperatura. Durante a execução dos cálculos do modelo, a equação 11, na

forma como ela foi apresentada, somente é utilizada no primeiro passo. Nos demais passos, o nível da massa é estimado em função do volume (equação 12).

$$L_M = \frac{(V_M - 28,79278)}{(0,255176 \cdot 3,3)} + 35 \quad (12)$$

4.2.6.3. Massa específica da massa cozida (ρ_M) e Massa específica do xarope (ρ_F)

Duas equações para estimar a massa específica foram utilizadas neste trabalho:

- Massa específica do xarope puro (Peacock, 1995):

$$r_F^* = \left(1000 + Brx_F \cdot \frac{200 + Brx_F}{54} \right) \cdot \left(1 - 0,036 \cdot \frac{T_F - 20}{160 - T_F} \right) \quad (13)$$

- Massa específica do xarope impuro (Georgieva *et al*, 2003):

$$r_F = r_F^* + 1000 \cdot (-1 + \exp[(-6,927 \cdot 10^{-6} \cdot Brx_F^2 - 1,164 \cdot 10^{-4} \cdot Brx_F) \cdot (P_F - 1)]) \quad (14)$$

Para calcular a massa específica do xarope puro é necessária a temperatura e o brix do xarope, que foram considerados constantes no decorrer da batelada. O brix do xarope foi obtido das análises de laboratório mais próximas do horário da batelada. O método para estimar a temperatura do xarope será apresentado mais a frente. A massa específica do xarope impuro é obtida somando ao valor de ρ_F^* , um termo dependente do brix e da pureza do xarope, esta última também obtida pela análise de laboratório mais próxima do horário da batelada.

As duas equações são apropriadas para soluções de sacarose sem a presença de cristais. Porém, em virtude da simplificação do modelo, a massa de cristais não é conhecida durante a fase de crescimento de cristais, e, por isso, as equações 13 e 14 também são usadas no cálculo da massa específica da massa, substituindo-se o brix e a temperatura do xarope,

pelo brix e a temperatura da massa. A pureza da massa foi considerada igual à pureza do xarope em toda a execução.

Durante a execução dos cálculos do modelo, as equações 13 e 14 são utilizadas em todos os passos. Entretanto, no primeiro passo, para se obter as estimativas das condições iniciais, utiliza-se também a fórmula básica da massa específica da massa cozida, que é expressa pela razão da massa total pelo volume.

4.2.6.4. Vazão do Xarope de Alimentação (F_F)

A falta de um instrumento que medisse a vazão real de xarope que entrava no cozedor, talvez a maior fonte de imprecisão do modelo, fez com que a vazão de xarope de alimentação (F_F) fosse calculada através de uma relação linear com a abertura da válvula de controle.

Fatores como dimensão da válvula, a altura do tanque de xarope de alimentação e a perda de carga no percurso até o cozedor, deveriam ser levados em consideração para gerar uma estimativa mais precisa. Entretanto, as características físicas da válvula permitem que se encontre uma relação de proporcionalidade, de precisão aceitável, entre a abertura da válvula e a vazão de xarope que é adicionando ao cozedor. O parâmetro de proporcionalidade é chamado de K_F .

$$F_F = \frac{K_F \cdot VV_F}{100} \quad (15)$$

Durante a execução dos cálculos do modelo, a equação 15 é utilizada em todos os passos.

Na Tabela 4.3 é mostrado o método de cálculo das primeiras estimativas de K_F e J_{VAP} . (células de cor azul). Os valores médios de K_F e J_{VAP} foram obtidos fazendo-se uma média aritmética entre as estimativas de sete bateladas adequadamente escolhidas. As estimativas médias, nas células de cor azul, foram $1,24 \pm 0,5$ m³/min para K_F e $296,56 \pm 71,7$ kg/min para J_{VAP} .

Os valores nas células de cor amarela são leituras de instrumentos retiradas da base de dados do sistema de supervisão. Os valores nas células de cor laranja foram escolhidos entre as análises de laboratório mais próximas ao horário da batelada. O volume da massa cozida (V_M) é estimado pela equação 11. As massas específicas do xarope (ρ_F^*) e da massa cozida (ρ_M^*) são estimadas pela equação 13.

Em cada batelada escolhida, os níveis da massa no início e no final do intervalo foram usados para obter os volumes. Com os volumes, a massa específica, a temperatura e o brix da massa, se obtêm M , Mai e Mw .

A diferença entre as massas de soluto no intervalo de tempo (ΔMai) permite calcular a quantidade de xarope, a 62% de brix, que entrou no cozedor. Dividindo-se pelo intervalo de tempo, tem-se a vazão média. Conhecendo-se a abertura média de VV_F durante o intervalo (60%), K_F , que é a vazão de xarope com VV_F em 100%, é obtido por uma simples regra de três.

Conhecendo-se a quantidade total de xarope que entrou, pode-se calcular a quantidade total de água. Pela diferença entre o total de água que entrou e a variação de Mw , calcula-se a quantidade de água que evaporou e, conseqüentemente, a taxa de evaporação.

Tabela 4.3: Método de cálculo para obter as estimativas de K_F e J_{VAP}

<i>Intervalo</i> min	L_M %	V_M m ³	Brx_M %	T_M °C	ρ_M^* kg/m ³	M kg	Mai Kg	Mw kg	
0,00	60,94	50,64	84,66	69,75	1.417,58	71.781,20	60.769,97	11.011,24	
40,00	81,96	68,34	86,43	71,10	1.428,27	97.603,37	84.358,59	13.244,78	
							ΔM	ΔMai	ΔMw
							25.822,17	23.588,63	2.233,54

Xarope				Estimativas	
Brx_F %	T_F °C	ρ_F^* kg/m ³	VV_F %	K_F m ³ /min	J_{VAP} kg/min
62,00	63,40	1.279,78	60,00	1,24	305,60

No caso da batelada da Figura 4.13, o controle de brix foi colocado em manual pelo operador, fator decisivo para a escolha desta batelada no cálculo das estimativas. Nas demais, não ocorreu o mesmo, já que o controle estava em automático. Por isso, foi feita a escolha de um valor médio de abertura de válvula dentro de um intervalo de tempo conveniente.

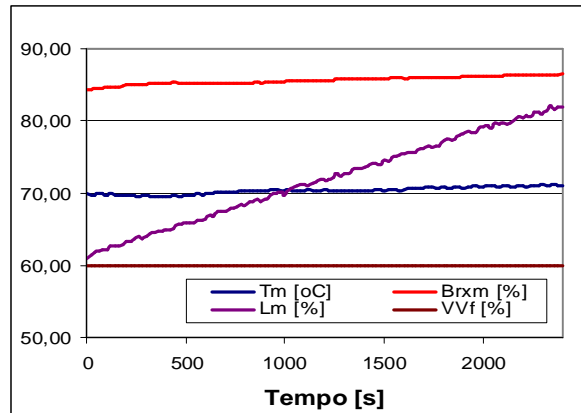


Figura 4.13: Uma das bateladas escolhida para o cálculo das estimativas de K_F e J_{VAP}

4.2.6.5. Temperatura do xarope (T_F)

Pela falta de um medidor de temperatura na linha do xarope que alimenta o cozedor, a temperatura do xarope foi adotada como fixa e igual à temperatura mais baixa registrada durante o ciclo de operação, normalmente, encontrada na fase 2 do ciclo de cozimento, a fase de obtenção do pé inicial. O procedimento é ilustrado na Figura 4.14. Durante a execução dos cálculos do modelo, o valor de T_F é mantido constante em todos os passos.

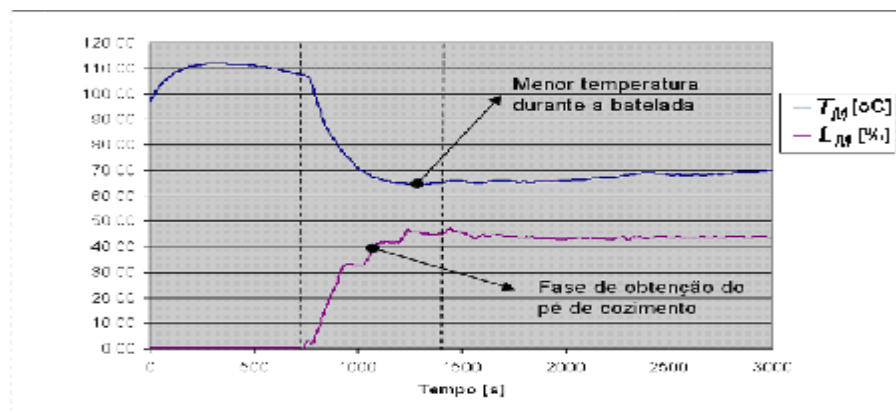


Figura 4.14: Determinação da temperatura do xarope de entrada T_F

4.2.6.6. Taxa de evaporação de água (J_{VAP})

A taxa de evaporação é outra estimativa requerida pelo modelo. Meireles (1996) sugere uma forma de estimar J_{VAP} na qual, além do superaquecimento da massa, fica explicitada a relação da quantidade de água evaporada com a quantidade de calor cedida à massa (equação 16). Ele também se valia do fato de conhecer a vazão de vapor para a calandra (F_{ST}).

O parâmetro α_{ST} era empiricamente ajustado e podia ser entendido como um fator de correção para a entalpia do vapor de aquecimento, compensando perdas de calor e erros nos medidores de pressão de vapor. Já K_{VAP} traduzia a extensão do efeito de superaquecimento da massa na taxa de evaporação. Ambos os parâmetros podiam ser ajustados para melhor adaptação do modelo à situação real.

$$J_{VAP} = \frac{F_{ST} \cdot \alpha_{ST} \cdot \Delta H_{v_{ST}}}{\Delta H_{v_{VAP}}} + K_{VAP} \cdot (T_M - (T_{VAP} + EPEX)) \quad (16)$$

F_{ST} - Vazão volumétrica do vapor da calandra [m³/min]

$EPEX$ - Elevação do ponto de ebulição devido à concentração da massa cozida [°C]

J_{VAP} - Taxa de evaporação [kg/min]

K_{VAP} - Parâmetro de ajuste da Equação 16 [kg/°C*min]

T_M - Temperatura da massa cozida [°C]

T_{VAP} - Temperatura do vapor interno do cozedor [°C]

α_{ST} - Parâmetro de ajuste da Equação 16 [kg/m³]

$\Delta H_{v_{ST}}$ - Calor latente de vaporização do vapor da calandra [J/kg]

$\Delta H_{v_{VAP}}$ - Calor latente de vaporização do vapor interno do cozedor [J/kg]

Diferentemente do trabalho de Meireles (1996), não havia condições disponíveis no processo do cozedor 12 que permitissem medir a vazão de vapor da calandra. Por isso, utilizou-se a consideração de que o calor cedido pelo vapor à massa (q) poderia ser estimado por:

$$q = U \cdot A \cdot (T_{ST} - T_M) \quad (17)$$

A - Área de troca térmica da calandra [m²]

q - Calor cedido pela calandra à massa cozida [J/min]

T_M - Temperatura da massa cozida [°C]

T_{ST} - Temperatura do vapor da calandra [°C]

U - Coeficiente global de troca térmica entre a calandra e a massa cozida [J/°C*min*m²]

A área de troca térmica da calandra (A) é calculada pela soma da área interna de todos os tubos da calandra, dimensões disponíveis no projeto do cozedor (ver Tabela 4.1).

Neste trabalho, a estimativa de J_{VAP} é uma variante da equação de Meireles (1996) e da equação sugerida por Jesus (2004). O termo K_{VAP} foi desprezado, porque ele apresentava um valor bem mais baixo ($1,8 \text{ kg}/^\circ\text{C}\cdot\text{min}$), quando comparado ao valor de J_{VAP} .

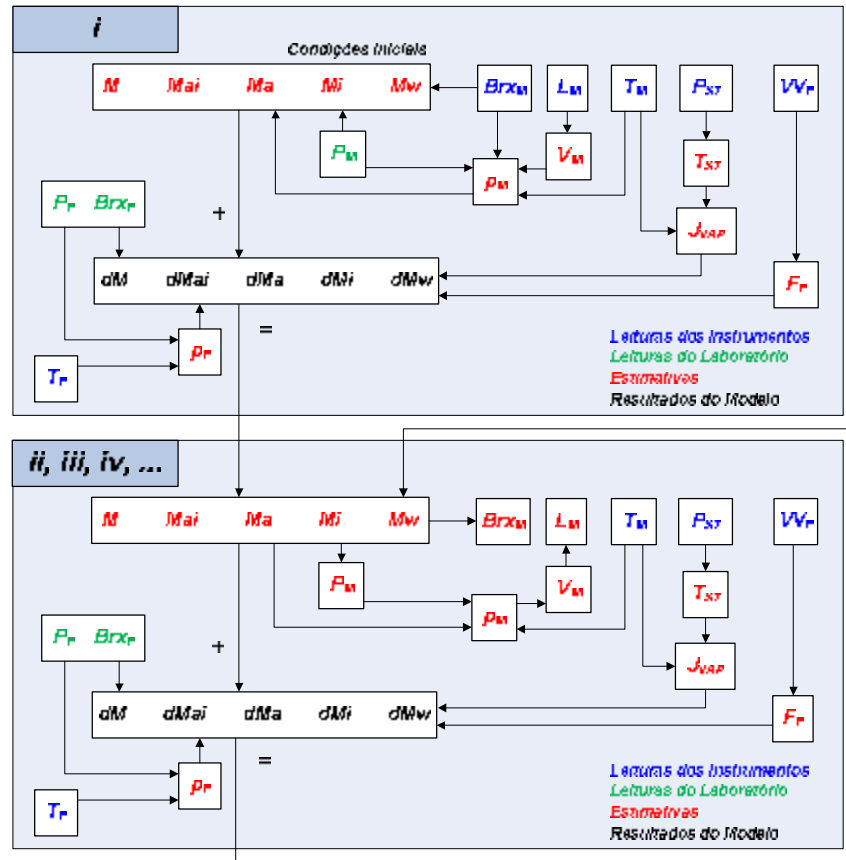
$$J_{VAP} = \frac{U \cdot A \cdot (T_{ST} - T_M)}{\Delta H_{VAP}} \quad (18)$$

As primeiras estimativas do valor de U (o parâmetro que se encontra embutido no cálculo de q) foram ajustadas de modo a gerar resultados concordantes com a evolução do nível do cozedor, obtido pela leitura do instrumento disponível na base de dados. As estimativas de U ficaram, em média, próximas a $30.500 \text{ J}/^\circ\text{C}\cdot\text{min}\cdot\text{m}^2$. Todos os outros termos da equação são conhecidos ou podem ser calculados a cada passo.

4.2.6.7. Estratégia de Execução das Simulações em Malha Aberta

A estratégia de execução das simulações com o modelo dinâmico em malha aberta consiste em resolver as equações de balanço durante a fase de crescimento de cristais, em intervalos fixos de tempo (passos), com o auxílio dos dados de leitura de instrumentos e de mais algumas estimativas (inclusive das estimativas de condições iniciais).

A Figura 4.15 mostra o fluxo de execução dos passos no tempo (passos i , ii , iii , iv , v , etc.). As cores indicam a origem do valor de cada variável. Quanto à origem, elas podem ser agrupadas em: leituras de instrumentos, leituras de laboratório, estimativas e resultados do modelo. As setas apontam as dependências entre as variáveis.



F_F - Vazão volumétrica do xarope [m^3/min]

Br_{xm} - Brix da massa cozida [%]

Br_{xf} - Brix do xarope [%]

J_{vap} - Taxa de evaporação [kg/min]

L_m - Nível da massa cozida [%]

M_a - Massa de sacarose na massa cozida [kg]

M_i - Massa de impurezas na massa cozida [kg]

M_w - Massa de água na massa cozida [kg]

M_{ai} - Massa de sacarose e impurezas [kg]

M - Massa total da massa cozida [kg]

P_r - Pureza do xarope [%]

P_m - Pureza da massa cozida [%]

P_{st} - Pressão do vapor da calandra [bar]

T_m - Temperatura da massa cozida [$^{\circ}C$]

T_r - Temperatura do xarope [$^{\circ}C$]

T_{st} - Temperatura do vapor da calandra [$^{\circ}C$]

V_{vF} - Válvula de controle do xarope [%]

V_m - Volume da massa cozida [m^3]

ρ_m - Massa específica impura da massa cozida [kg/m^3]

ρ_f - Massa específica impura do xarope [kg/m^3]

dM_a - Diferencial de massa de sacarose na massa cozida [kg]

dM_i - Diferencial de massa de impurezas na massa cozida [kg]

dM_w - Diferencial de massa de água na massa cozida [kg]

dM_{ai} - Diferencial de massa de sacarose e impurezas [kg]

dM - Diferencial de massa total da massa cozida [kg]

Entendendo as Cores e as Setas

Exemplos no passo *i*:

- O valor de nível da massa cozida vem de uma leitura de instrumento (COR AZUL);
- O valor da massa de impurezas (condição inicial) vem de uma estimativa (COR VERMELHA);
- O valor a pureza da massa vem de uma leitura de laboratório (COR VERDE);
- O valor da pureza da massa entra no cálculo do valor da massa específica da massa (\hat{a}).

Exemplos nos demais passos (*ii, iii, iv, v, etc.*):

- O valor do diferencial de massa de impurezas vem de um resultado do modelo (COR PRETA);
- O valor da temperatura da massa entra no cálculo do valor da taxa de evaporação (\hat{a}).

Figura 4.15: Estratégia de execução das Simulações em Malha Aberta

4.2.7. Concepção do Programa de Controle de Brix da Massa Cozida

De forma similar ao que Evans *et al.* (1970) propõe em seu trabalho, as variáveis do processo de cristalização de açúcar podem ser classificadas conforme a Figura 4.16.

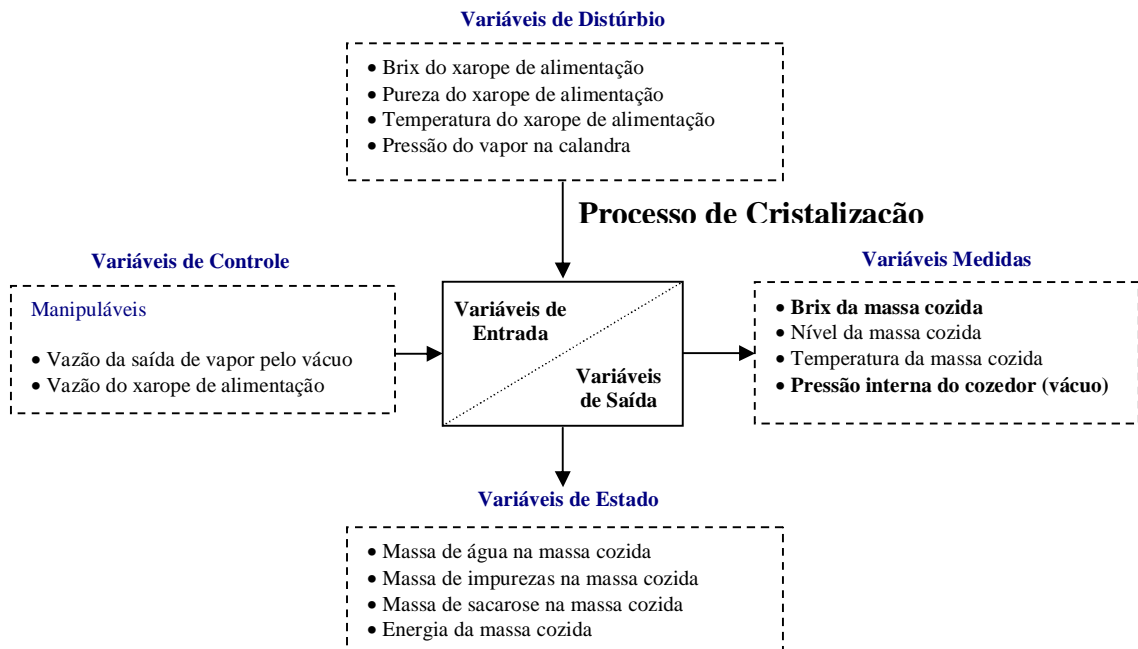


Figura 4.16: O processo de cristalização de açúcar

Durante a fase de crescimento de cristais, as variáveis brix da massa cozida e pressão interna do cozedor (vácuo) são as variáveis que se deseja controlar, através da manipulação, respectivamente, da vazão do xarope que alimenta o cozedor e da vazão de saída do vapor pelo vácuo. Parte do código existente no CLP do equipamento está destinada ao controle de cada uma dessas variáveis, utilizando uma função padrão do fabricante, chamada de PI, que simplesmente emula o funcionamento de um controlador PI discreto.

O programa de controle de brix da massa do cozedor 12 foi concebido através de pesquisas bibliográficas sobre controle de processos baseado em computador. Sua função foi substituir o controle mais crítico durante a fase de crescimento de cristais: o controle de brix da massa. O programa foi codificado no ambiente do aplicativo VISUAL BASIC e contemplava dois tipos de modos de controle: um **modo de controle PI discreto** e um **modo de controle fuzzy**.

O PI discreto foi codificado diretamente no programa principal. O algoritmo *fuzzy* foi desenvolvido e compilado em forma de biblioteca de ligação dinâmica no MATLAB. No formato de biblioteca de ligação dinâmica (do inglês *Dynamic Linked Library*, DLL), o algoritmo pôde ser facilmente acessado pelo programa de controle, que enviava parâmetros de entrada e obtinha a saída do algoritmo.

Inicialmente, o programa de controle foi empregado na simulação dinâmica do modelo em malha fechada com os modos de controle. As equações do modelo foram codificadas no programa principal e este foi executado. As simulações permitiram o ajuste preliminar dos parâmetros dos dois modos de controle e a verificação da robustez dos controles frente a perturbações geradas de maneira sistemática.

Com os modos de controle parcialmente ajustados, o programa de controle de brix da massa foi levado até a usina para testes de desempenho dos modos de controle em regime de produção normal durante a safra.

O VISUAL BASIC foi escolhido como ferramenta de programação, porque permite a utilização de sub-rotinas sob a forma de DLL, compiladas no MATLAB. Além disso, estão disponíveis objetos visuais, tais como botões, figuras e caixas de texto, que ajudam a compor a interface gráfica do sistema, e tornam possível o armazenamento dos dados em forma de arquivos texto para posterior análise.

As DLL's são, em essência, pequenos programas executáveis desvinculados do programa principal, que são acessadas como se fossem sub-rotinas do mesmo, apesar de serem externas a ele. Como as DLL's já se encontram na forma compilada, elas não precisam ser interpretadas pelo programa principal. Em decorrência disso, o programa de controle ganhou velocidade de execução.

Além do acesso aos recursos matemáticos do MATLAB por intermédio das DLL's, foi estudada também uma forma mais simples de execução de funções do MATLAB, a partir de aplicativos como o EXCEL. O MATLAB disponibiliza um suplemento para o EXCEL chamado de *Excel Link Add-In for MATLAB*. No apêndice A, um exemplo que demonstra sua utilização é apresentado.

4.2.7.1. Concepção do Modo de Controle PI Discreto

Na literatura sobre versões digitais de controladores PI (Seborg *et al.*, 1989) e sobre controladores PI's comerciais (Atmel, 2006 e Ge-Fanuc, 2002), a discretização do PI começa partindo-se sempre da equação básica da resposta de um PI contínuo no domínio do tempo:

$$p(t) = p' + K_C \cdot \left[e(t) + \frac{1}{\tau_i} \cdot \int_0^t e(t^*) \cdot dt^* \right] \quad (19)$$

Na qual $p(t)$ é a saída do controlador, p' é o *bias* (valor da resposta do controlador em estado estacionário, um parâmetro opcional), $e(t)$ é o erro entre *setpoint* e a variável controlada, K_C é o ganho do controlador (adimensional) e τ_i é o tempo integral (normalmente em minutos ou segundos).

A resposta de um controlador PI a um degrau unitário em $e(t)$ é mostrada na Figura 4.17. Quando a rampa chega em $t = \tau_i$, a contribuição do termo integral na saída do controlador alcança o mesmo valor que a contribuição do termo proporcional. Por isso, costuma-se dizer que a ação integral “repetiu” a ação proporcional uma vez. Depois de mais τ_i minutos, mais uma repetição da ação proporcional. Alguns controladores comerciais são calibrados em termos de $1/\tau_i$ (“repetições” por minuto ou “repetições” por segundo), também chamado de ganho integral ($K_I = 1/\tau_i$).

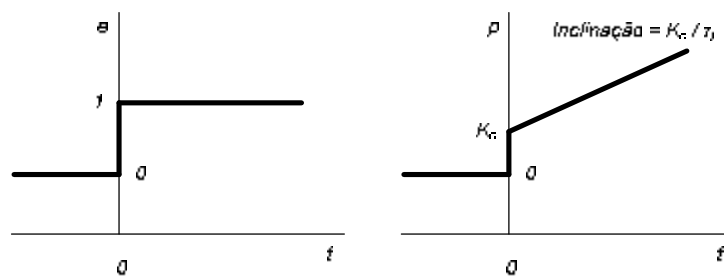


Figura 4.17: Resposta do controlador PI a um degrau unitário no $e(t)$

A equação 19 assume que os sinais de entrada e saída do controlador sejam contínuos no tempo, como é o caso dos controladores analógicos convencionais (válvulas pneumáticas, por exemplo). Entretanto, na construção de uma estratégia de controle PI de forma digital, esses sinais precisam ser convertidos em sinais digitais para serem utilizados. Essa é uma das funções dos sistemas de controle digital.

Os sistemas de controle digital cumprem o papel de converter para digital os sinais analógicos de entrada do controlador, processar internamente as informações, e converter para analógico os sinais de saída do controlador antes de enviar para o atuador (variável manipulada do processo).

Uma forma bem direta de se encontrar uma versão digital de um PI é substituir o termo integral da equação 19 por seu equivalente discreto:

$$p_n = p' + K_C \cdot \left[e_n + \frac{\Delta t}{t_i} \cdot \sum_{k=1}^n e_k \right] \quad (20)$$

Onde Δt é o intervalo de amostragem (tempo entre as leituras dos instrumentos), p_n é a saída do controlador no n -ésimo instante de amostragem e e_n , o erro no n -ésimo instante de amostragem.

Fazendo a subtração entre a equação 20 para o n -ésimo instante e a equação 20 para o $(n-1)$ -ésimo instante, consegue-se obter a forma de velocidade para a resposta de um algoritmo de PI ideal:

$$p_n = p_{n-1} + K_C \cdot \left[(e_n - e_{n-1}) + \frac{\Delta t}{t_i} \cdot e_n \right] \quad (21)$$

A resposta de um controlador PI discreto, apresentada na forma da equação 21, foi a equação utilizada na concepção do modo de controle PI discreto do programa de controle.

Foram feitos também alguns testes em um CLP idêntico ao do cozedor 12, no intuito de confirmar a equivalência entre a função PI do CLP, semelhante à atualmente utilizada no controle de brix, e a equação 21. Os resultados são mostrados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4: Confirmação da equação 21 observando a resposta do CLP

Tempo (s)	K_C (adm)	K_I (rep/s)	PV (unid CLP)	SP (unid CLP)	CV real (unid CLP)	CV calculado (unid CLP)
0	4,5	0,04	16.000	16.000	16.000	16.000
3	4,5	0,04	16.000	16.500	13.480	13.480
6	4,5	0,04	16.000	16.500	13.210	13.210
9	4,5	0,04	16.000	16.500	12.940	12.940
12	4,5	0,04	16.000	16.500	12.670	12.670
15	4,5	0,04	16.000	16.500	12.400	12.400
18	4,5	0,04	16.000	16.500	12.130	12.130
21	4,5	0,04	16.000	16.500	11.860	11.860
24	4,5	0,04	16.000	15.500	16.630	16.630
27	4,5	0,04	16.000	15.500	16.900	16.900
30	4,5	0,04	16.000	15.500	17.170	17.170
33	4,5	0,04	16.000	15.500	17.440	17.440
36	4,5	0,04	16.000	15.500	17.710	17.710
39	4,5	0,04	16.000	15.500	17.980	17.980
42	4,5	0,04	16.000	15.500	18.250	18.250
45	4,5	0,04	16.000	15.500	18.520	18.520
48	4,5	0,04	16.000	15.500	18.790	18.790
51	4,5	0,04	16.000	15.500	19.060	19.060
54	4,5	0,06	16.000	15.500	19.465	19.465
57	4,5	0,06	16.000	15.500	19.870	19.870
60	4,5	0,06	16.000	15.500	20.275	20.275

A função PI foi parametrizada no CLP de forma a possibilitar o acompanhamento de suas respostas do início (tempo 0s) ao fim (tempo 60s). Foi utilizada a função PI ISA, com termos K_C e K_I , requisitada a cada 3s. Os parâmetros de entrada da função são a variável controlada (PV) e o *setpoint* (SP). A variável de manipulação (CV real) foi comparada com os resultados previstos pela equação 21 (CV calculado). A variável controlada e a variável de manipulação estão em unidades de CLP (100% equivalem a 32.000 unidades do CLP). Os valores em negrito indicam os momentos dos degraus no *setpoint* e de uma modificação no K_I .

A função PI do CLP confirmou a equação de PI discreto para inúmeros testes. Entretanto, para determinados arranjos de valores nos parâmetros K_C , K_I e tempo de requisição, a resposta do PI do CLP não foi confirmada pela equação 21. O algoritmo da função PI do CLP mostrou-se mais restritivo do que a equação 21, mesmo não existindo nenhuma informação no material fornecido pelo fabricante do CLP que apontasse tal restrição. Pela falta de maiores informações no manual do CLP, concluiu-se que a equação 21 é a equação que melhor representava a resposta da função PI do CLP, e que nos casos onde não houve a confirmação da equação 21, o CLP provavelmente toma algum tipo de medida particular. A falta de um equacionamento exato da resposta PI do CLP e a impossibilidade de alterar a parametrização original do mesmo diretamente no CLP foram elementos que determinaram a necessidade de se criar um algoritmo de PI discreto próprio e totalmente ajustável.

4.2.7.2. Concepção do Modo de Controle *Fuzzy*

O modo de controle *fuzzy* foi definido com base no conhecimento do processo, adquirido durante o modelamento e simulações em malha aberta do cozedor 12, e com base nas experiências dos trabalhos de Alfafara *et al.* (1983), Souza Júnior e Almeida (2001), Nucci (2003), entre outros. Esse conjunto de informações contribuiu para o entendimento do relacionamento existente entre as variáveis do cozedor 12, a escolha das variáveis que deveriam ser monitoradas e o estabelecimento das primeiras regras e funções de pertinência do modo de controle *fuzzy*.

A observação do comportamento do brix e do nível da massa e da abertura da válvula de xarope foi a chave para a construção do controlador *fuzzy*. Sabe-se que, na fase de crescimento de cristais e em condições normais, o brix da massa é inversamente proporcional à abertura da válvula de xarope, enquanto o nível da massa é diretamente proporcional. Em outras palavras:

- Menos xarope entrando no cozedor provoca aumento do brix e diminuição do nível;
- Mais xarope entrando no cozedor provoca diminuição do brix e aumento do nível.

Observou-se também que, já que o *setpoint* de brix da massa é uma função linear do nível da massa, esse carrega consigo toda a informação necessária sobre a evolução do nível e suas possíveis variações.

Esse conjunto de informações apontou que o erro do controlador - diferença entre o brix da massa e o seu *setpoint* - é uma variável bastante completa, na medida em que ela é um reflexo claro do comportamento do brix e do nível da massa. O erro só não leva em consideração mudanças nas variáveis de distúrbio e nas variáveis de manipulação pressão interna do cozedor e pressão do vapor da calandra.

Então, o controlador *fuzzy* foi concebido de forma a utilizar as seguintes variáveis de entrada e saída:

Entrada: Erro ($Erro = Brx_M - SP_M$), Derivada do Erro ($\Delta Erro / \Delta t$)

Saída: Variação na abertura da válvula de controle de xarope (ΔVV_F)

Para desenvolver o algoritmo *fuzzy* foi utilizado o toolbox de lógica *fuzzy* do MATLAB. O toolbox de lógica *fuzzy* do MATLAB é uma coleção de funções que permitem criar um algoritmo de inferência *fuzzy* dentro da área de trabalho do MATLAB, ou ainda construir um programa isolado em C++ ou VISUAL BASIC, que acesse algoritmos de inferência *fuzzy* compilados no formato de DLL no MATLAB. O toolbox se apóia consideravelmente numa interface de usuário gráfica (GUI) muito útil, que ajuda a compor e a testar o sistema, embora o sistema também possa ser criado inteiramente via linha de comando.

Neste trabalho, o algoritmo *fuzzy* foi elaborado inicialmente no editor de sistema de inferência *fuzzy* do MATLAB, pela facilidade de ajuste gráfico das funções de pertinência. Depois disso, o algoritmo foi transformado numa função do MATLAB, que, por sua vez, foi transformada em DLL. Após ser registrada e adicionada nas referências do programa, a DLL é utilizada pelo programa principal como se fosse uma sub-rotina comum do VISUAL BASIC. A cada intervalo de amostragem, o programa de controle passa as informações do erro e da derivada do erro para dentro da função, que executa a inferência *fuzzy* com base nas características do sistema de inferência *fuzzy*, e retorna a variação que deve ser aplicada na válvula de xarope.

A variável Erro (no algoritmo *fuzzy*, *brixerror*) possui três funções de pertinência: baixo (*low*), normal (*ok*) e alto (*high*). A variável Derivada do Erro (no algoritmo *fuzzy*, *errorrate*) possui duas funções de pertinência: negativa (*negative*) e positiva (*positive*). A variável Variação na abertura da válvula de controle de xarope (*valve*) possui cinco funções de pertinência: fechar rápido (*close fast*), fechar devagar (*close slow*), não mudar (*no change*), abrir devagar (*open slow*) e abrir rápido (*open fast*). Foram estipuladas cinco regras relacionando as variáveis de entrada e saída:

1. SE O *brixerror* ESTÁ *ok*, ENTÃO a *valve* = *no change*
2. SE O *brixerror* ESTÁ *high*, ENTÃO a *valve* = *open fast*
3. SE O *brixerror* ESTÁ *low*, ENTÃO a *valve* = *close fast*
4. SE A *errorrate* ESTÁ *negative*, ENTÃO a *valve* = *close slow*
5. SE A *errorrate* ESTÁ *positive*, ENTÃO a *valve* = *open slow*

O sistema de inferência *fuzzy* utiliza o método de inferência de Mamdani. Nas regras, apresentadas na Figura 4.18, os operadores *AND* e *OR* são, respectivamente, produto (*prod*) e ou-probabilístico (*probor*). O operador de implicação é produto (*prod*), que escalona o conjunto *fuzzy* de saída. O método de agregação é máximo (*max*) e o de defuzificação, centróide (*centroid*).

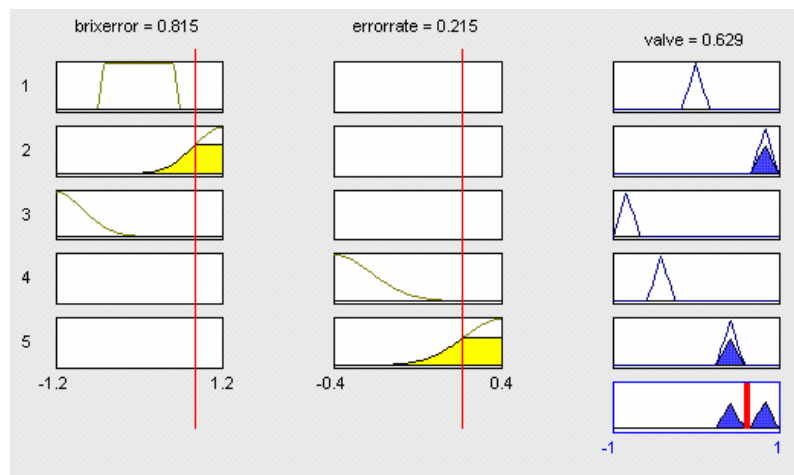


Figura 4.18: Visualização das regras do algoritmo *fuzzy* para início dos testes

4.2.7.3. Estratégia de Execução da Simulação em Malha Fechada

Com o intuito de ajustar os parâmetros dos modos de controle PI discreto e *fuzzy* antes dos testes na indústria, as equações do balanço de massa do modelo foram inseridas no código do programa de controle, e este foi executado, o que permitiu a observação da reação do modelo frente aos controles.

A estratégia de execução das simulações em malha fechada com o modelo dinâmico se assemelha à utilizada nas simulações em malha aberta. Entretanto, na simulação em malha aberta, a vazão de xarope era estimada através da leitura de um instrumento vinda do sistema de supervisão, conhecida do início ao fim da fase de crescimento de cristais, antes mesmo do início da execução. Já na simulação em malha fechada, a vazão de xarope era a saída do controlador selecionado (o modo PI discreto ou o modo *fuzzy*), calculada em cada passo. Todas as demais leituras de instrumentos e de laboratório foram consideradas fixas e iguais aos valores médios observados nas simulações em malha aberta.

4.2.7.4. Arranjo Físico do Programa de Controle de Brix Para Fins de Teste

O arranjo físico que assegurou a realização dos testes com o programa de controle é mostrado na Figura 4.19. No computador pessoal (PC), o programa de controle executava a leitura das informações do cozedor 12, processava os algoritmos de controle e enviava os resultados de volta ao CLP, que continuava administrando todo o restante da operação.

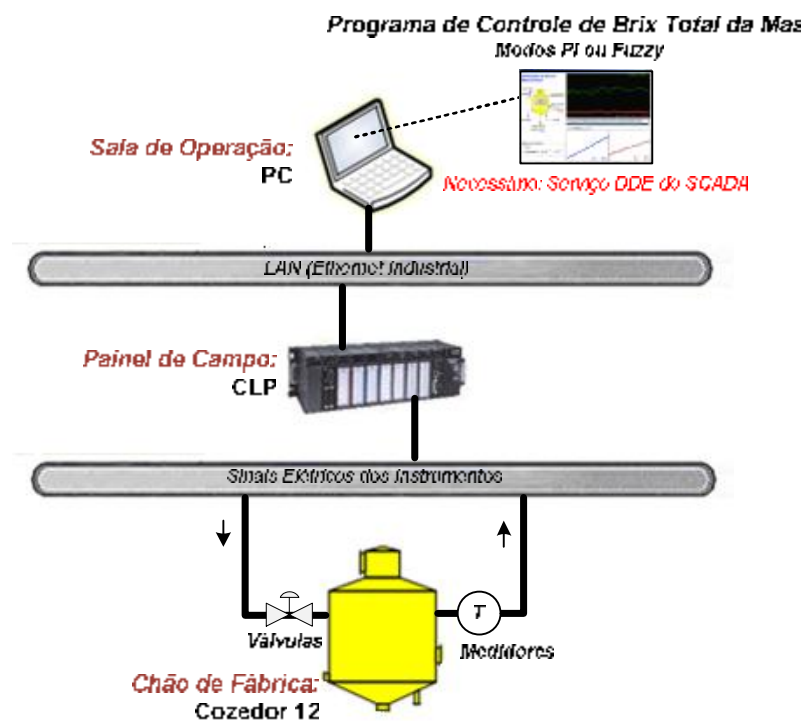


Figura 4.19: Arranjo físico do programa de controle de brix para fins de testes

Para promover a troca de informações entre o CLP e o PC, foi utilizado um servidor de DDE (do inglês *Dynamic Data Exchange* ou troca de dados dinâmica) do sistema de supervisão, que promove a troca de informações entre aplicativos de plataforma WINDOWS. Através do servidor de DDE, outros programas, tais como EXCEL, VISUAL BASIC e ACCESS, podem executar comandos DDE de leitura ou escrita no sistema de supervisão, em tempo real.

O meio físico que possibilitou a transferência de dados entre o PC e o CLP é a rede de área local (LAN) da usina, via protocolo Ethernet TCP/IP. Os sinais elétricos trocados entre o CLP e os instrumentos do cozedor 12 seguem por cabos elétricos de padrão usual da instrumentação analógica (corrente variável de 4mA a 20mA).

Na Figura 4.20 é apresentado um diagrama de blocos do programa de controle e o relacionamento do mesmo com o processo do cozedor 12.



Brx_M - Brix da massa cozida [%]

VV_F - Válvula de controle do xarope [%]

SP_M - *Setpoint* de nível (fase 3)/supersaturação (fase 4)/brix da massa cozida (fase 5) [%]

Figura 4.20: Diagrama de blocos do controle de brix da massa

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Na primeira seção deste capítulo são apresentados os resultados referentes à validação do modelo (amostras de bateladas utilizadas para comparação de resultados, avaliação dos resultados das simulações em malha aberta, a solução matemática das EDO's, ajuste de parâmetros do modelo e ajustes da base de tempo dos dados coletados do sistema de supervisão).

Na segunda seção deste capítulo são apresentados os resultados referentes ao programa de controle (apresentação do programa de controle em sua versão final, simulações em malha fechada com o modelo e os resultados dos testes de bateladas controladas pelo programa de controle em comparação com bateladas controladas pelo CLP).

5.1. Resultados do Modelo

5.1.1. Amostras de Bateladas

Na safra de 2004, foram coletadas amostras em duas bateladas (Tabela 5.1 e Tabela 5.2), no período de 03/12/2004 a 05/12/2004. Na safra de 2005, foram coletadas amostras em mais duas bateladas (Tabela 5.3 e Tabela 5.4), no período de 10/06/2005 a 17/06/2005.

Tabela 5.1: Análises de amostras da batelada I

Batelada I (coletas durante a fase de levantamento da massa)						
		Início:		04-12-2004 09:18:27		
		Fim:		04-12-2004 11:26:47		
Produto	Amostra	Hora	Brix (%) LAB	Brix (%) MED	Pol (%)	Pureza (%)
Xarope	-	-	61,50	-	56,35	91,63
Massa	1	09:27:47	81,00	81,28	73,95	91,30
Massa	2	09:45:27	80,00	81,95	73,10	91,38
Massa	3	10:09:07	83,00	83,56	75,92	91,47
Massa	4	10:33:27	84,50	85,81	77,20	91,36
Massa	5	11:11:47	90,50	87,49	80,13	88,54
Massa	6	11:26:47	90,50	89,49	82,62	91,29

Tabela 5.2: Análises de amostras da batelada II

Batelada II (coletas durante a fase de levantamento da massa)						
		Início:		04-12-2004 13:30:47		
		Fim:		04-12-2004 15:28:27		
Produto	Amostra	Hora	Brix (%) LAB	Brix (%) MED	Pol (%)	Pureza (%)
Xarope	-	-	60,00	-	55,11	91,85
Massa	1	13:42:07	81,50	80,85	75,43	92,55
Massa	2	14:17:07	81,00	83,10	74,93	92,51
Massa	3	15:00:47	86,00	87,28	79,82	92,81
Massa	4	15:16:47	88,50	88,49	81,67	92,28
Massa	5	15:28:27	89,00	89,31	81,94	92,07

Tabela 5.3: Análises de amostras da batelada III

Batelada III (coletas durante a fase de levantamento da massa)						
		Início:		13-06-2005 17:23:52		
		Fim:		13-06-2005 19:47:12		
Produto	Amostra	Hora	Brix (%) LAB	Brix (%) MED	Pol (%)	Pureza (%)
Xarope	-	-	58,80	-	50,27	85,51
Massa	1	17:39:32	81,35	80,43	74,57	91,67
Massa	2	18:04:12	82,60	82,94	75,33	91,20
Massa	3	18:33:12	85,96	85,00	77,49	90,15
Massa	4	19:05:32	86,78	85,96	78,75	90,75
Massa	5	19:35:52	88,80	87,65	80,61	90,78

Tabela 5.4: Análises de amostras da batelada IV

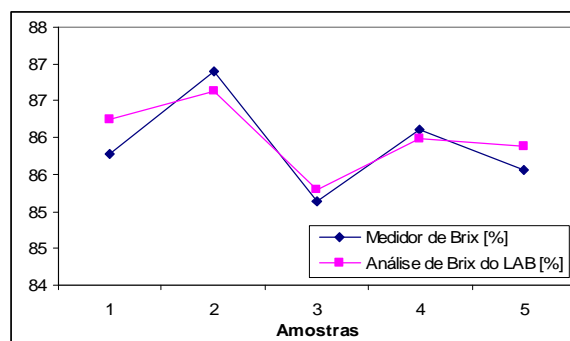
Batelada IV (coletas durante a fase de levantamento da massa)						
		Início:		15-06-2005 10:50:32		
		Fim:		15-06-2005 13:13:52		
Produto	Amostra	Hora	Brix (%) LAB	Brix (%) MED	Pol (%)	Pureza (%)
Xarope	-	-	60,858	-	54,18	89,02
Massa	1	11:16:12	81,76	82,62	76,02	92,98
Massa	2	11:45:52	84,12	84,64	76,80	91,30
Massa	3	12:10:32	86,30	85,90	77,67	90,00
Massa	4	12:41:32	87,04	87,22	81,28	93,38
Massa	5	13:14:12	89,41	88,57	82,11	91,84

Na safra de 2006, foram coletadas amostras de duas bateladas no dia 02/04/2006. Estas amostras serviram somente para verificação e ajuste fino da calibração do medidor de brix da massa (Tabela 5.5).

Tabela 5.5: Análises de amostras das bateladas V-VI (verificação da calibração)

Batelada V (coletas durante a fase de levantamento da massa)						
		Início:		02-05-2006		
		Fim:		02-05-2006		
Produto	Amostra	Hora	Brix (%) LAB	Brix (%) MED	Pol (%)	Pureza (%)
Xarope	-	-	-	-	-	-
Massa	1	-	86,237	85,790	76,02	92,98
Massa	2	-	86,639	86,900	76,80	91,30
Massa	3	-	85,285	85,140	77,67	90,00
Massa	4	-	85,984	86,100	81,28	93,38
Massa	5	-	85,884	85,550	82,11	91,84

As leituras do medidor de brix e as análises de laboratório, para bateladas V-VI, estão na Figura 5.1. Observa-se que, até o início da safra de 2006, o medidor esteve bem ajustado. As diferenças entre medidor e laboratório ficaram na faixa de $\pm 0,45$ em unidades de brix.

**Figura 5.1:** Comparativo entre valores do medidor e do laboratório (bateladas V e VI)

5.1.2. Resultados das Simulações em Malha Aberta

As quatro bateladas que tiveram amostras coletadas foram utilizadas para as simulações em malha aberta. Essas bateladas ocorreram sob condições normais, nas quais não houve interrupções no fornecimento de xarope de alimentação. A válvula de controle de xarope oscilou, mas manteve-se num valor médio durante toda a fase de crescimento de cristais, não chegando a atingir os valores mínimos e máximos (0% e 100%). Se comparadas a outras bateladas no mesmo período, e que também não tiveram seus ciclos interrompidos, as bateladas I, II, III e IV podem ser consideradas representativas.

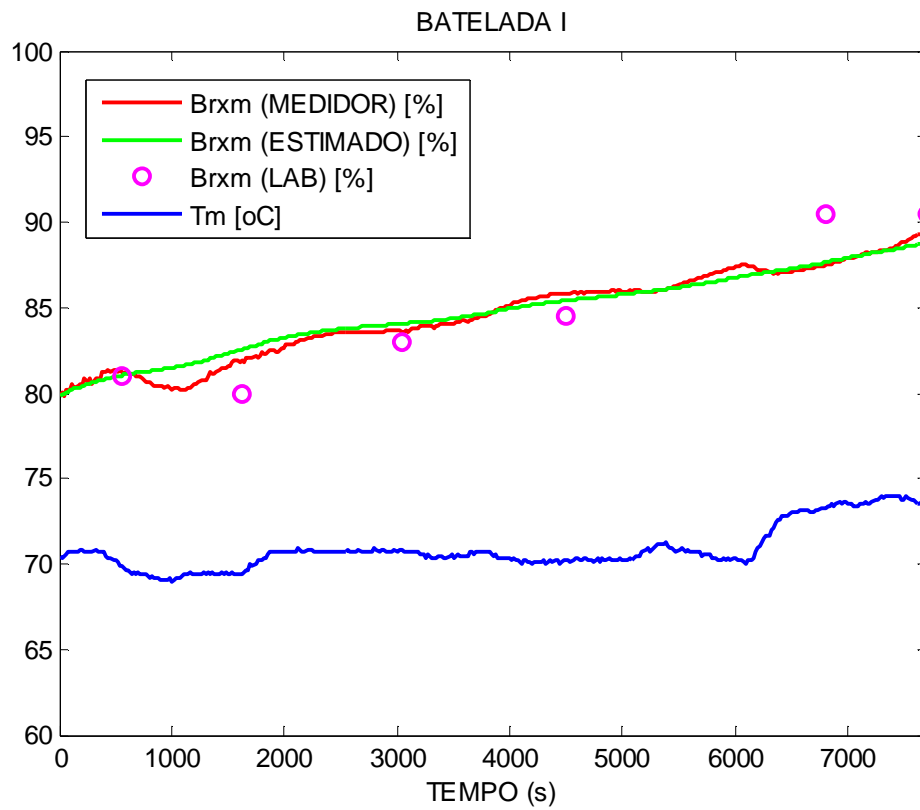


Figura 5.2: Evolução da estimativa de brix da massa na batelada I

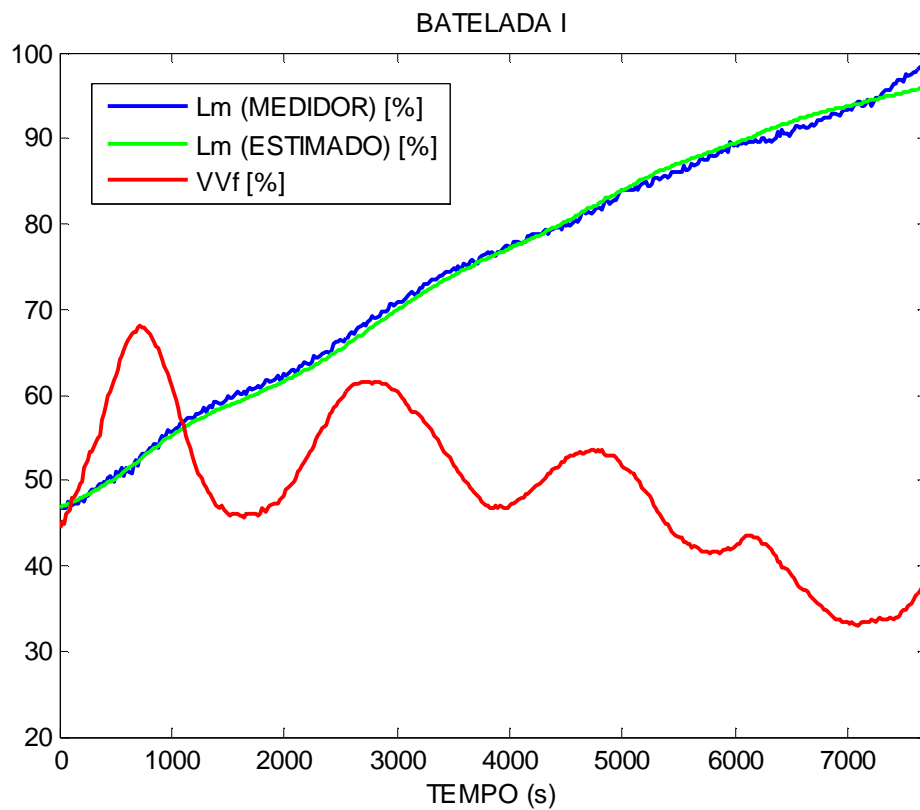


Figura 5.3: Evolução da estimativa de nível da massa na batelada I

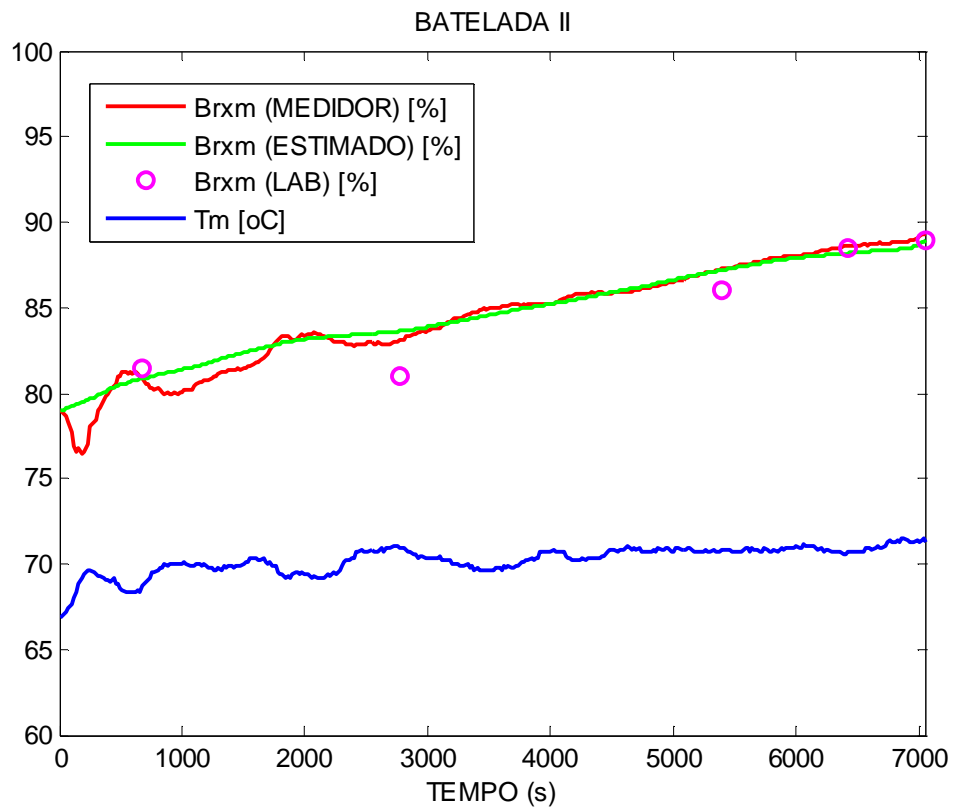


Figura 5.4: Evolução da estimativa de brix da massa na batelada II

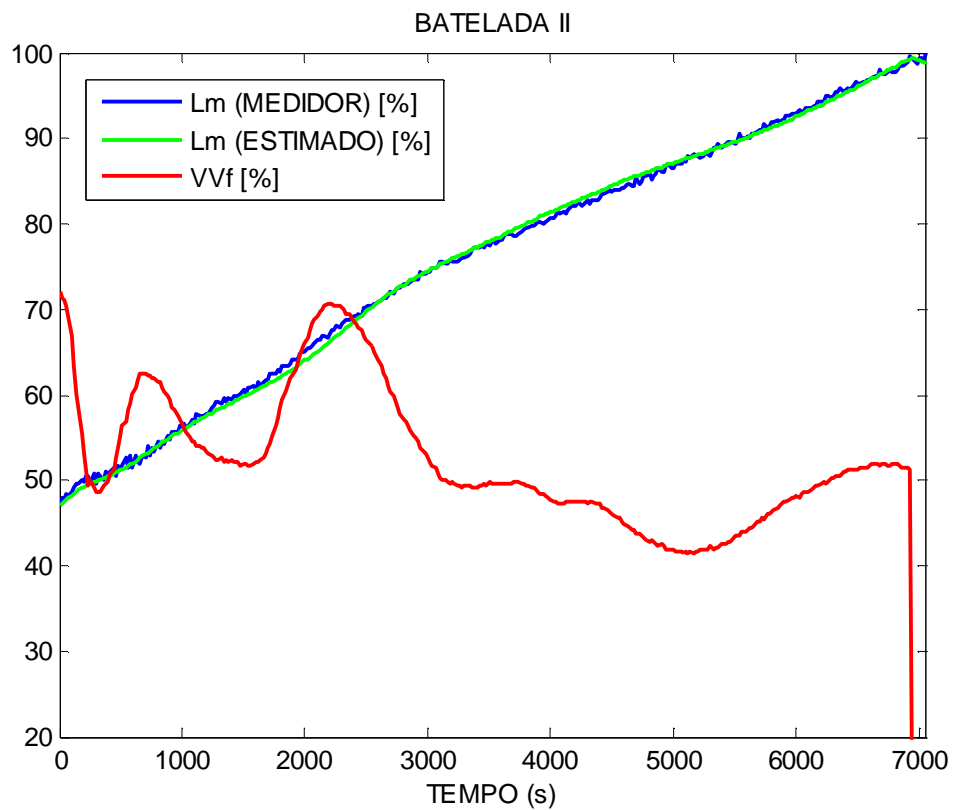


Figura 5.5: Evolução da estimativa de nível da massa na batelada II

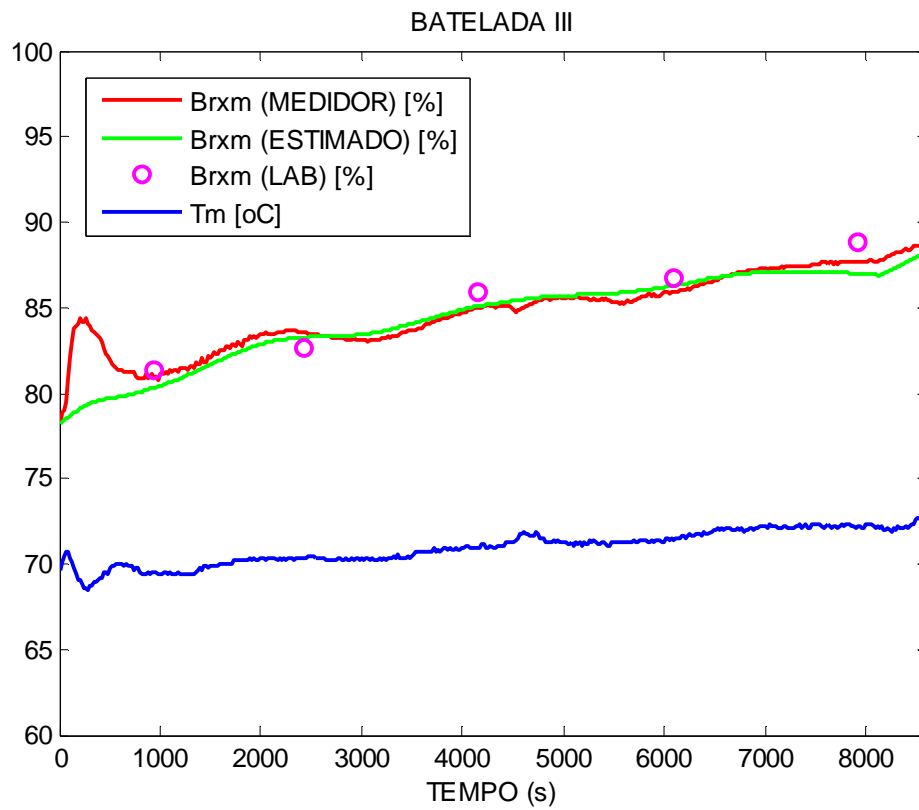


Figura 5.6: Evolução da estimativa de brix da massa na batelada III

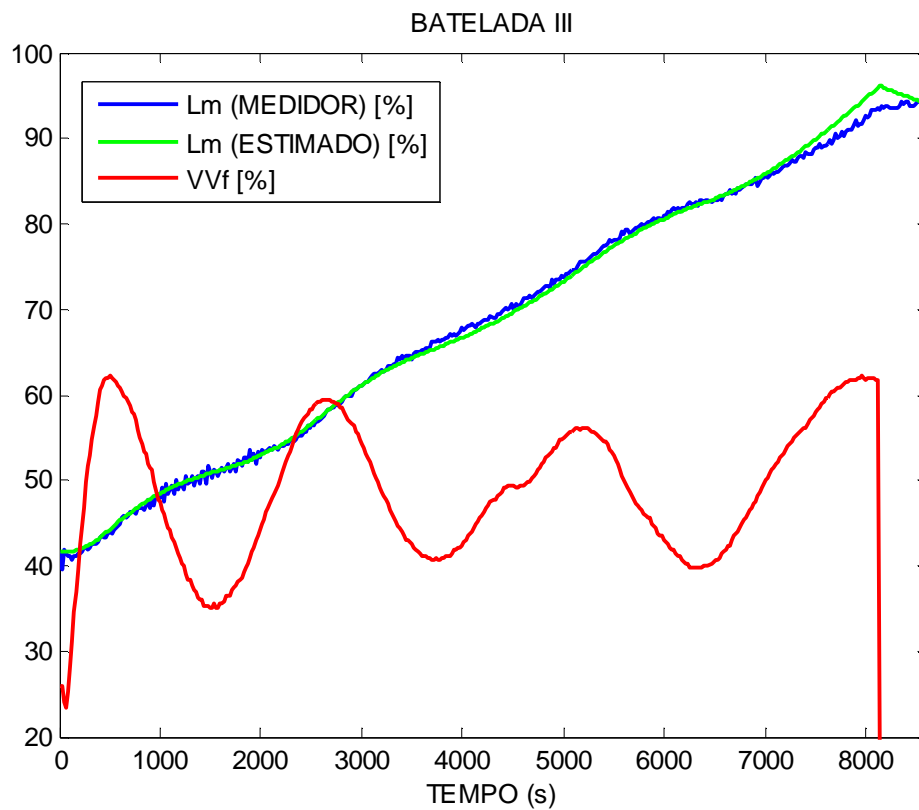


Figura 5.7: Evolução da estimativa de nível da massa na batelada III

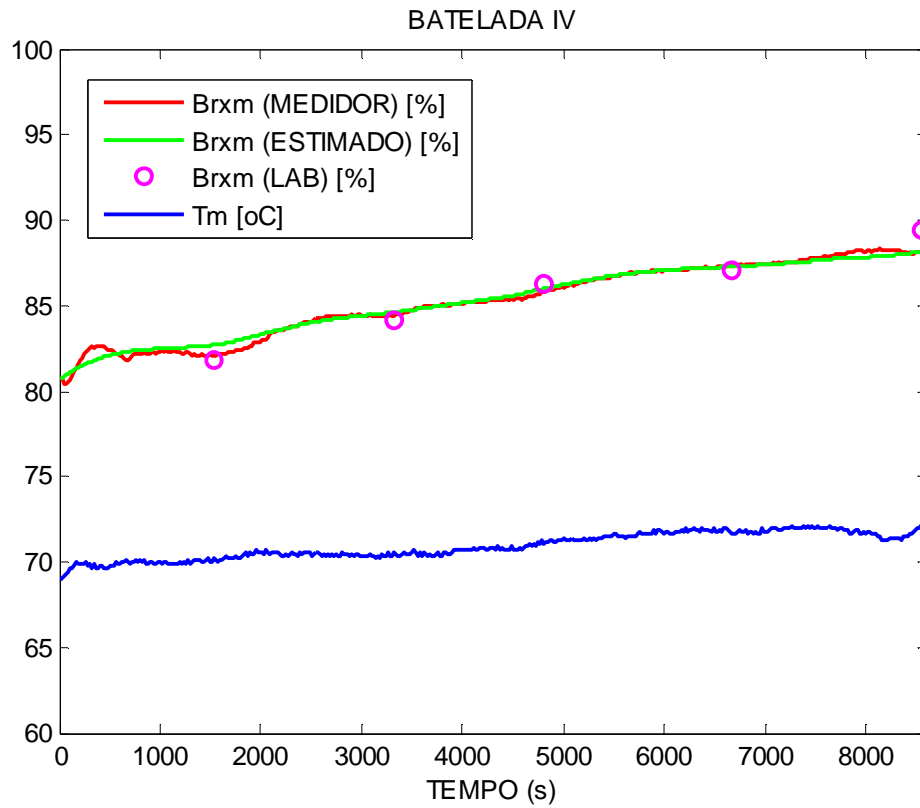


Figura 5.8: Evolução da estimativa de brix da massa na batelada IV

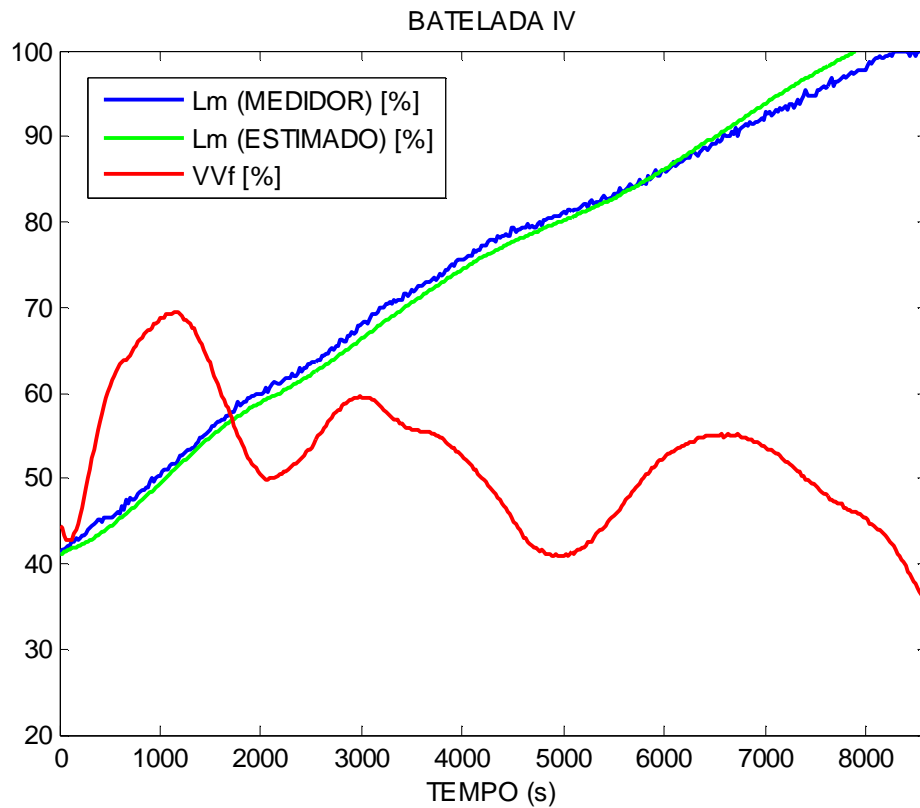


Figura 5.9: Evolução da estimativa de nível da massa na batelada IV

Analisando as estimativas do modelo para o brix e para o nível da massa cozida, pode-se afirmar que os resultados de todas as simulações dinâmicas do modelo mostraram-se aceitáveis, e que um dos motivos para o desempenho razoável é o fato de os parâmetros U e K_F terem sido ajustados individualmente por batelada.

Um fator visto como crítico e que trouxe imprecisão ao modelo foi a consideração de um único valor médio para U durante toda a fase de crescimento de cristais. Jesus (2004) afirma que U sofre influência do estado de movimentação da massa cozida, da temperatura e da fração de cristais e que seu valor decresce no decorrer da fase, efeito mais sentido em cozedores que não possuem agitação mecânica. Jesus (2004) sugere a utilização de correlações empíricas disponíveis na literatura para poder estimar o comportamento dessa variável.

A análise das bateladas apontou também que existe um fator influenciando de forma negativa a operação do cozedor 12: a ação do controlador PI do CLP responsável pelo controle de brix da massa (fase de crescimento dos cristais). Existe um comportamento oscilatório da abertura da válvula de xarope, também observado por Jesus (2004), gerado pela própria ação do controlador. Esse comportamento prejudica o controle e indica a necessidade de uma sintonia mais adequada (Figura 5.10).

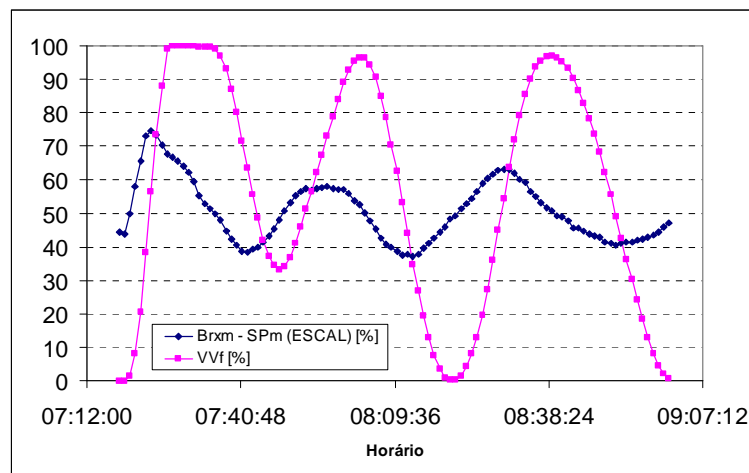


Figura 5.10: Correlação entre a ação do controle (de brix da massa) na válvula de controle de xarope e o erro entre o brix da massa e seu *setpoint*

Em bateladas nas quais ocorre saturação na abertura da válvula de xarope, ou a abertura oscila mais do que 50% do valor total da abertura, o parâmetro K_F , da forma como ele é obtido neste trabalho, não conseguiu representar com precisão a vazão de entrada, fato comprovado durante tentativas de obtenção de um valor médio de K_F em quatro bateladas

muito oscilatórias. As diferenças entre as estimativas de K_F excediam $0,9\text{m}^3/\text{min}$. Para encontrar uma estimativa mais precisa da vazão do xarope de alimentação, seria ideal a instalação de um medidor de vazão na linha do xarope de alimentação do cozedor 12.

5.1.3. Solução Matemática das EDO's

O sistema de EDO's e as equações das demais estimativas foram agrupados sob a forma de uma função do MATLAB. Essa função requisitava os dados que tinham sido armazenados pelo sistema de supervisão, em formato texto, calculava as condições iniciais da batelada e integrava o conjunto de equações do início ao fim da fase de crescimento de cristais. Para a integração do sistema de EDO's foi utilizado o método de Euler com passos fixos de 20s, que foi o menor intervalo observado entre as coletas do historiador do sistema de supervisão.

As mesmas simulações feitas com Euler também foram feitas com o método Runge-Kutta (ode23 do MATLAB), para análise da precisão das respostas. O método de Runge-Kutta foi executado em blocos de 20s de duração, do início ao fim da fase de crescimento de cristais, fazendo as avaliações em três instantes de tempo por bloco (no início, em 0s, no meio, em 10s e no fim, em 20s). Em cada bloco, os valores calculados para o instante 20s são utilizados como condições iniciais do próximo bloco. As condições iniciais do primeiro bloco são as próprias condições iniciais do modelo, cuja forma de obtenção já foi apresentada. Essa forma de execução do Runge-Kutta foi adotada, porque era necessário modificar o valor de determinadas estimativas ao longo da execução, caso de J_{VAP} e F_F .

Os resultados encontrados nos dois métodos foram idênticos, mas o tempo de processamento do Runge-Kutta foi maior. A função ode23 do MATLAB é a implementação de um par explícito de Runge-Kutta de segunda e terceira ordem (Bogacki e Shampine, 1989), resolvida em um único passo.

5.1.4. Ajustes dos Parâmetros

Os valores dos parâmetros U e K_F foram ajustados por batelada. A utilização do método de Euler permitiu que as equações diferenciais e as demais estimativas fossem colocadas numa planilha do EXCEL como fórmulas de células.

Dessa forma, criou-se um ambiente adequado para a utilização do SOLVER, suplemento matemático do EXCEL destinado à análise hipotética, para a obtenção dos parâmetros que melhor ajustam os resultados do modelo aos dados obtidos na indústria.

O SOLVER ajusta os valores de determinadas células (células variáveis) para produzir o resultado especificado pelo usuário numa fórmula em outra célula (célula de destino). O usuário ainda pode aplicar restrições que limitem os valores que o SOLVER pode produzir, sendo que as restrições podem se referir a outras células que afetem a fórmula na célula de destino. Os parâmetros ajustados estão na Tabela 5.6.

Na célula de destino, foi montada a fórmula que seria minimizada (a somatória das diferenças ao quadrado entre o Brx_M do medidor e o Brx_M do resultado do modelo) e uma restrição que deveria ser igual a zero: a soma das diferenças ao quadrado entre o L_M do medidor e o L_M do resultado do modelo.

Tabela 5.6: Parâmetros ajustados nas quatro bateladas

	Batelada I	Batelada II	Batelada III	Batelada IV
K_F [m ³ /min]	1,1206	1,2720	1,1183	1,1188
U [J/°C min.m ²]	27.262,1	33.715,4	27.900,9	29408,5

Na Figura 5.11 é mostrada uma comparação entre os resultados do modelo antes e depois da otimização dos parâmetros.

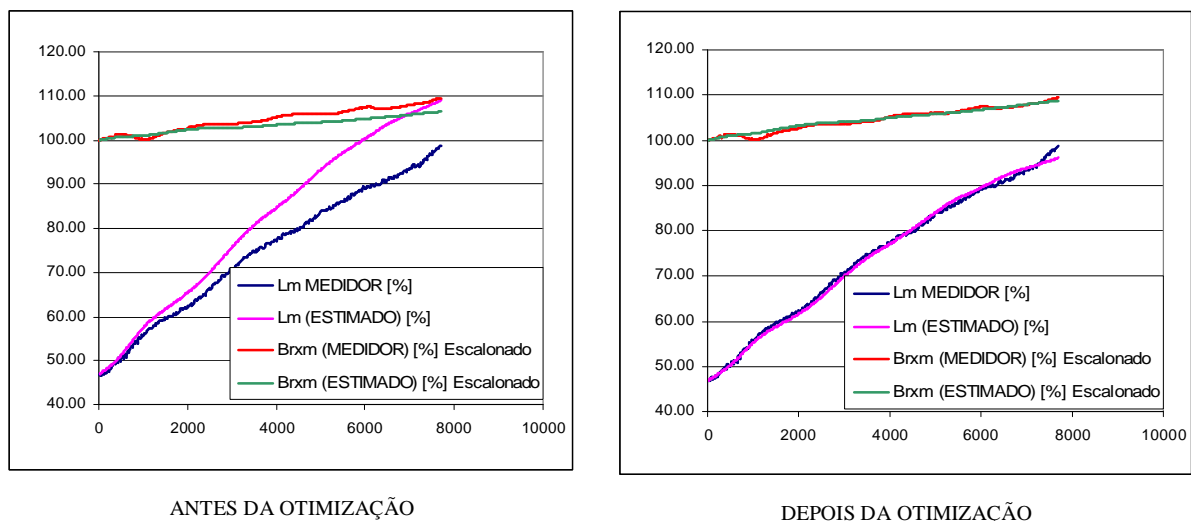


Figura 5.11: Efeito do ajuste dos parâmetros (tempo em segundos, no eixo horizontal)

5.1.5. Programa de Interpolação e Tratamento dos Dados Coletados

Até a safra de 2004, os dados obtidos do sistema de supervisão possuíam uma base de tempo fixa de 20s. No início da safra de 2005, devido a uma mudança na estrutura do historiador, estabelecida entre o sistema de supervisão e os CLP's, os dados deixaram de ser armazenados em base de tempo fixa. A base de tempo variável impedia a utilização dos dados na forma em que eles se encontravam, já que a função que executava os cálculos do modelo, durante a simulação dinâmica do mesmo, buscava os dados em períodos fixos de tempo. Por isso, eles foram manipulados, de forma a preencher as lacunas de tempo com valores calculados a partir de interpolação linear. Foi criado um programa no EXCEL, codificado em VBA, para resolver essa questão. O programa de interpolação está disponível no apêndice B, com os devidos comentários.

O programa de interpolação gerou uma nova seqüência de dados, tomando por base a data de início e o tamanho do intervalo desejado. Na Figura 5.12, um exemplo do funcionamento do programa.

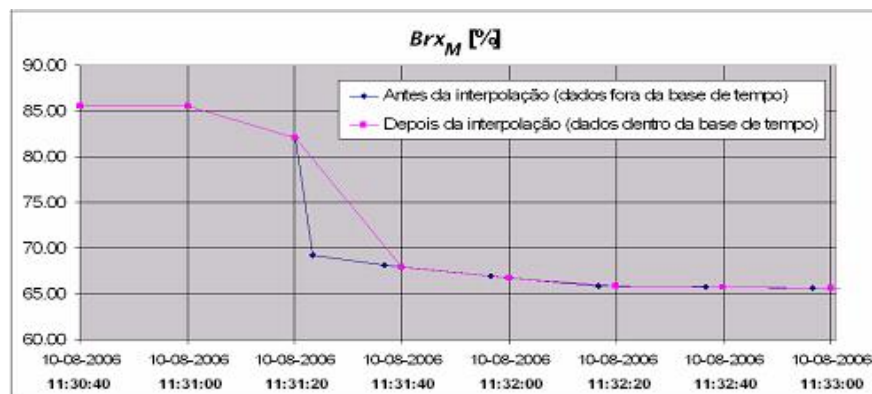


Figura 5.12: Resultados do programa de interpolação (intervalo fixo de 20s)

5.2. Resultados do Programa de Controle

Nas Figuras 5.14, 5.15 e 5.16 são apresentadas as reações da vazão de xarope e do erro entre o brix da massa e seu *setpoint* frente a testes de controle regulatório (distúrbios no brix do xarope que alimenta o cozedor), que serviram para demonstrar o desempenho dos modos de controle. O distúrbio começou a partir de um valor fixo de brix do xarope, 65%, e consistiu de um degrau de +10%, depois um degrau de -20% e, por fim, um degrau de +10%.

Na Figura 5.14 é mostrado o desempenho do modo PI discreto com parâmetros de $K_C = 3,5$ e $K_I = 0,06\text{rep/s}$. Na Figura 5.15 é mostrado o desempenho do modo PI discreto com parâmetros de $K_C = 9$ e $K_I = 0,008\text{rep/s}$. Na Figura 5.16 é mostrado o desempenho do modo *fuzzy*. Foram feitas simulações com vários conjuntos de parâmetros e deu-se preferência àqueles conjuntos que produziam menores *overshoots*, provocavam menos oscilação na vazão e mantinham o erro abaixo de 0,25%.

No código do programa de controle, a integração das EDO's do balanço de massa do modelo foi feita utilizando-se o método de Euler com passos fixos de 3s. Aqui, diferentemente das simulações em malha aberta (que utilizaram passos fixos de 20s por causa do intervalo mínimo de trabalho do historiador), o intervalo adotado foi estabelecido com base no tempo médio de troca de informações entre o programa de controle e o CLP do cozedor. O intervalo de 3s é totalmente compatível com o tempo total de execução do programa de controle, até com certo tempo livre.

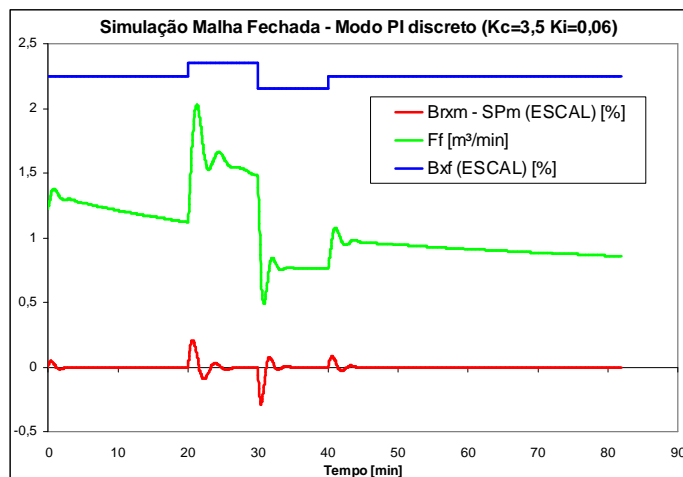


Figura 5.14: Comportamento da vazão de xarope (F_F) e do erro ($Br_{x_M} - SP_M$) frente à perturbação no brix do xarope (Br_{x_M}) em modo PI discreto ($K_C = 3,5$ e $K_I = 0,06\text{rep/s}$)

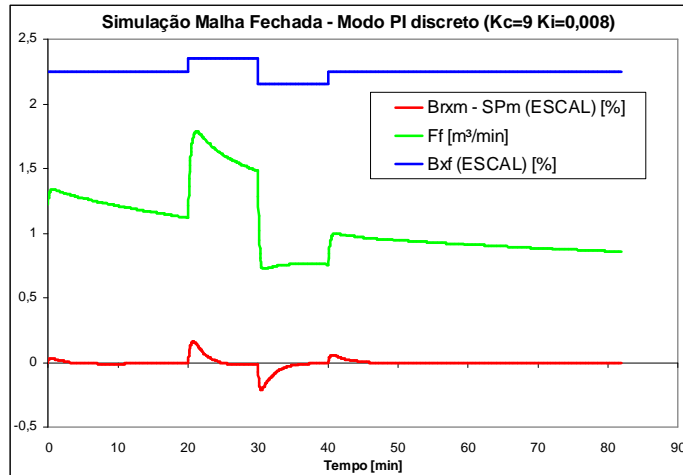


Figura 5.15: Comportamento da vazão de xarope (F_F) e do erro ($Br_{x_M} - SP_M$) frente à perturbação no brix do xarope (Br_{x_M}) em modo PI discreto ($K_C = 9$ e $K_I = 0,008$ rep/s)

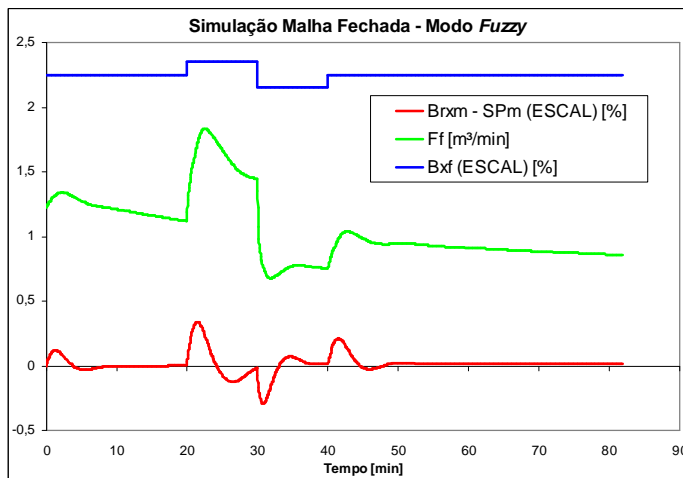


Figura 5.16: Comportamento da vazão de xarope (F_F) e do erro ($Br_{x_M} - SP_M$) frente à perturbação no brix do xarope (Br_{x_M}) em modo *fuzzy*

5.2.2. Testes com o Modo de Controle PI discreto e com o Modo *Fuzzy*

Nesta seção, são apresentados os resultados dos testes com o programa de controle de brix da massa cozida em ambiente industrial, em tempo real e de forma *on-line* com o CLP do cozedor 12.

Os testes foram realizados em dois períodos. No primeiro, utilizou-se somente o modo de controle PI discreto. No segundo, somente o modo de controle *fuzzy*. Sete bateladas foram controladas com o PI discreto e onze com o controlador *fuzzy*. As duas

primeiras bateladas controladas pelo modo *fuzzy* foram utilizadas para mais ajustes no sistema de inferência *fuzzy*.

Em cada período, dados de bateladas que não eram controladas pelo programa de controle, e ficavam submetidas exclusivamente ao controle do CLP, foram selecionados no historiador do sistema de supervisão para servir na comparação de resultados. A Tabela 5.7 mostra os períodos de teste com o programa de controle e os grupos de bateladas.

Tabela 5.7: Períodos dos Testes com o Programa de Controle

Primeiro Período (de 20-05-2007 a 02-06-2007):
Grupo I - Sete Bateladas controladas pelo programa de controle em modo PI discreto
Grupo II - Oito Bateladas controladas pelo CLP com a função PI
Segundo período (de 14-06-2007 a 20-06-2007):
Grupo III - Onze Bateladas controladas pelo programa de controle em modo <i>Fuzzy</i>
Grupo IV - Nove Bateladas controladas pelo CLP com a função PI

5.2.2.1. Primeiro Período: Programa com PI discreto *versus* PI do CLP

O PI discreto requisitado pelo programa de controle foi ajustado através dos termos K_C e K_I , usando heurística definida pelo autor, no intuito de encontrar termos favoráveis ao controle do processo, levando em consideração a diminuição do erro entre brix da massa e *setpoint* e a redução na oscilação da válvula de xarope. As versões ajustadas dos termos são: $K_C = 10$ e $K_I = 0,004$ (intervalo de execução foi de 3s). Neste caso, seria ideal utilizar algum tipo de método de sintonia de malha (método da sensibilidade limite, método da curva de reação, etc.), para melhorar o desempenho do controle. Entretanto, durante as bateladas, não havia tempo disponível para tal procedimento, uma vez que era preciso fazer o acompanhamento do programa de controle e das demais condições do processo, para o caso de haver alguma falha de comunicação ou eventuais condições de anormalidade (falta de produto de alimentação, variações inesperadas de variáveis externas ao cozedor 12, etc.).

O controle PI do CLP estava ajustado com $K_C = 1,5$ e $K_I = 0,016$ (o intervalo de execução era o tempo de ciclo do CLP, que variava entre 40ms e 50ms). Os resultados das bateladas do primeiro período são mostrados nas Figuras 5.17, 5.18, 5.19 e 5.20.

MODO PI DISCRETO DO PROGRAMA DE CONTROLE (GRUPO I)

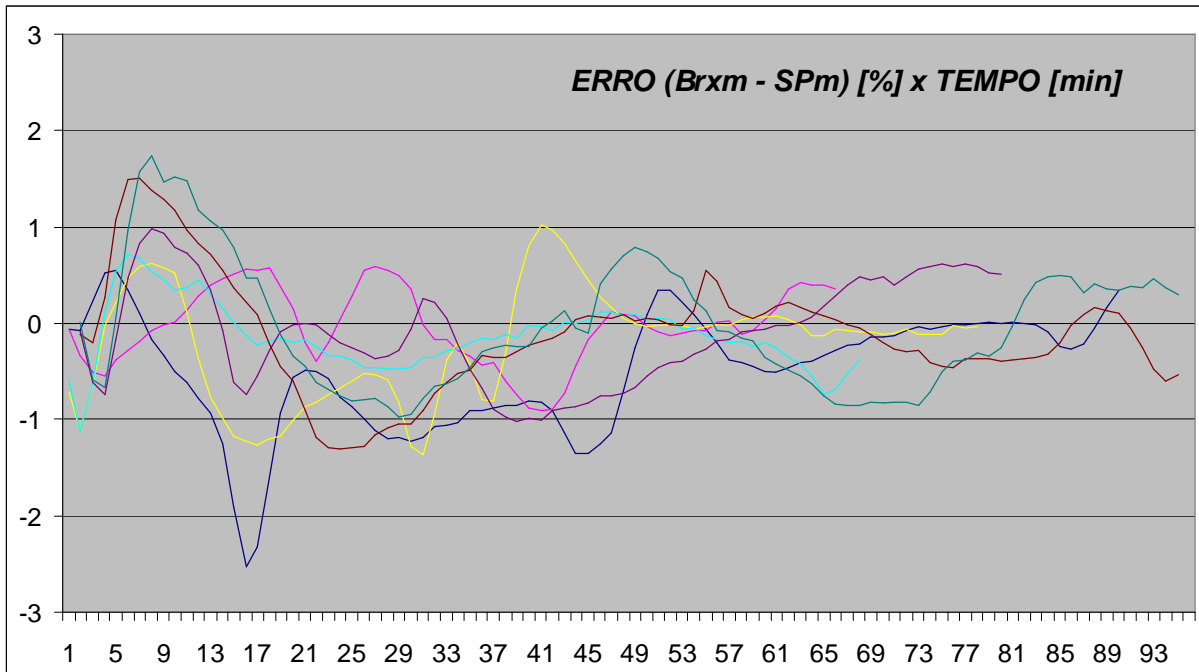


Figura 5.17: Resultados do programa de controle em modo PI discreto (erro)

CONTROLADOR PI DO CLP (GRUPO II)

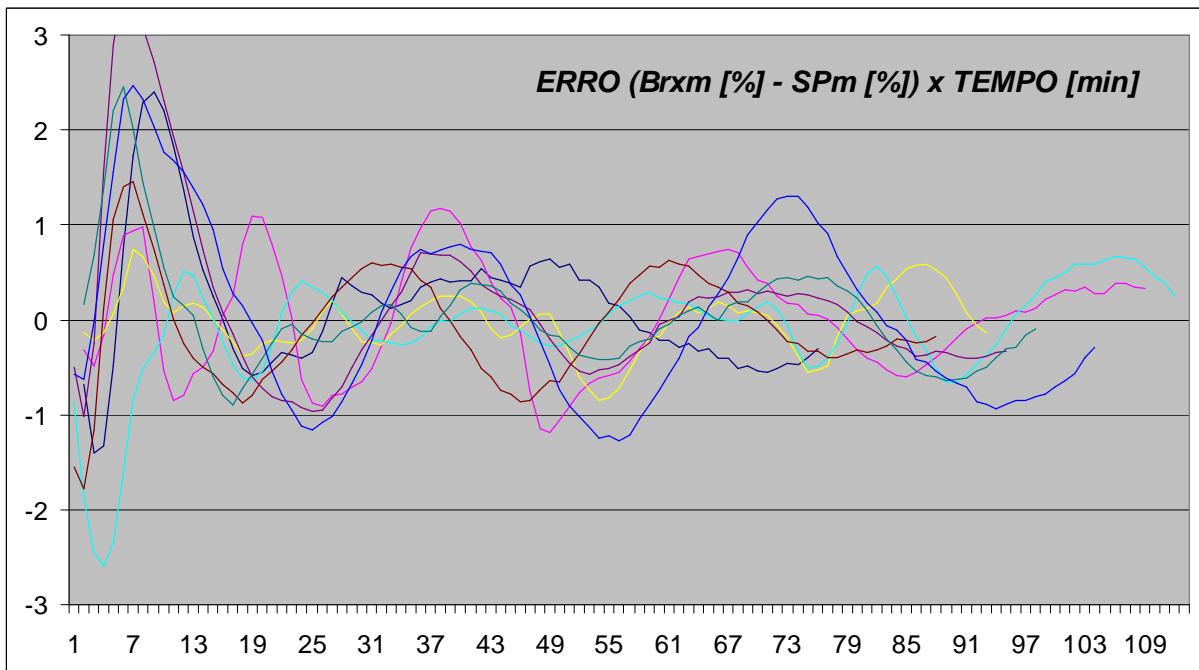


Figura 5.18: Resultados do controle PI do CLP (erro)

MODO PI DISCRETO DO PROGRAMA DE CONTROLE (GRUPO I)

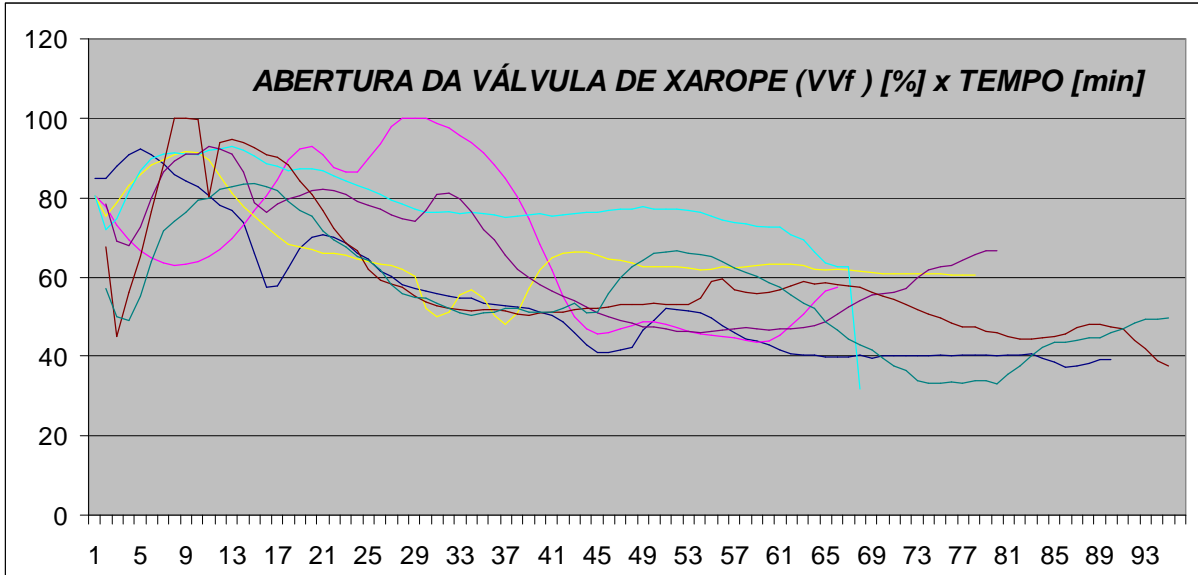


Figura 5.19: Resultados do programa de controle em modo PI discreto (válvula)

CONTROLADOR PI DO CLP (GRUPO II)

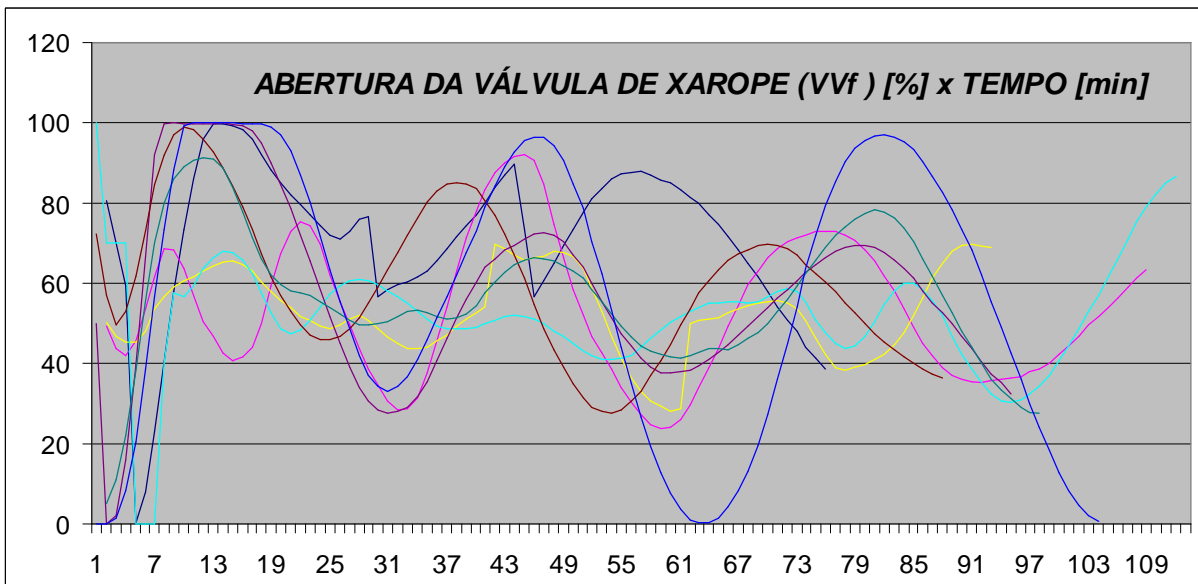


Figura 5.20: Resultados do controle PI do CLP (válvula)

5.2.2.2. Segundo Período: Programa com modo *Fuzzy versus* PI do CLP

O algoritmo do sistema de inferência *fuzzy* requisitado pelo programa de controle foi ajustado usando heurística definida pelo autor, no intuito de encontrar parâmetros favoráveis ao controle do processo, levando em consideração a diminuição do erro entre brix da massa e *setpoint* e a redução na oscilação da válvula de xarope. Foram utilizadas duas bateladas para esta finalidade. As regras permaneceram as mesmas. Na Figura 5.21 e na Tabela 5.8 são mostradas as versões ajustadas das funções de pertinência (tipos de função, parâmetros e intervalos).

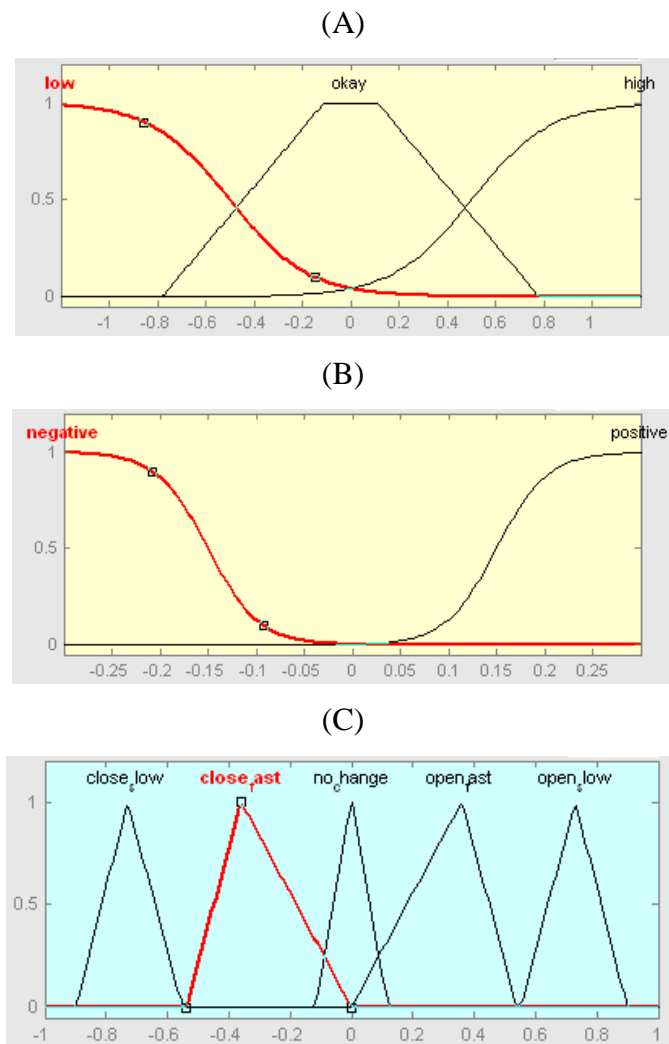
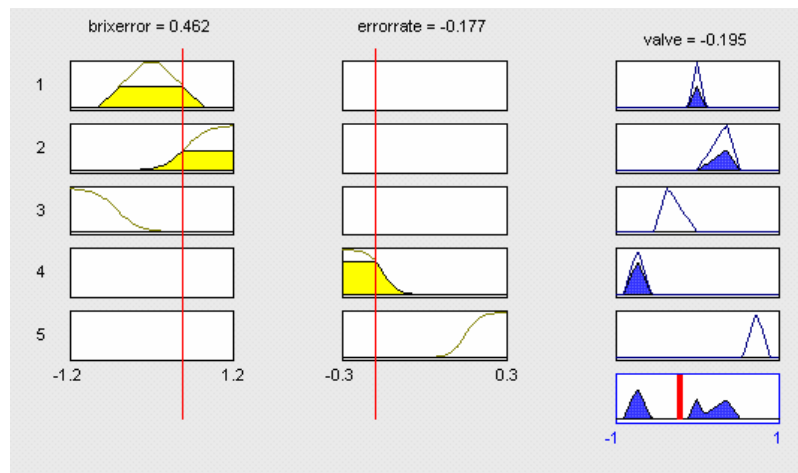
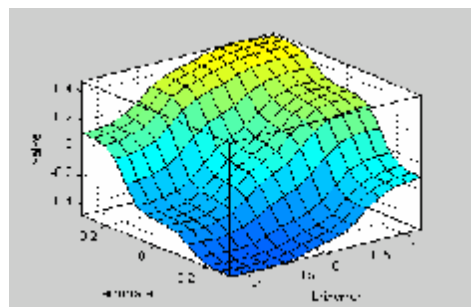


Figura 5.21: Variáveis de entrada do algoritmo *fuzzy* - (A) variável de entrada *brixerror* ($Erro = Br_{xM} - SP_M$), (B) variável de entrada *errorrate* ($\Delta Erro/\Delta t$) e (C) variável de saída *valve* (ΔVV_F)

Tabela 5.8: Intervalo, Parâmetros e Tipo de Função do Algoritmo *Fuzzy*

Variáveis de Entrada/Saída		Intervalo	Parâmetros	Função
<i>Brixerror</i>	<i>okay</i>	[-1.2 1.2]	[-0.78 -0.11 0.11 0.78]	Trapezoidal
<i>Brixerror</i>	<i>high</i>	[-1.2 1.2]	[6.2 0.5]	Trapezoidal
<i>Brixerror</i>	<i>low</i>	[-1.2 1.2]	[-6.2 -0.5]	Sigmf
<i>Errorrate</i>	<i>negative</i>	[-0.3 0.3]	[-37.8 -0.15]	Sigmf
<i>Errorrate</i>	<i>positive</i>	[-0.3 0.3]	[37.8 0.15]	Sigmf
<i>Valve</i>	<i>no change</i>	[-1 1]	[-0.12 0 0.12 0]	Triangular
<i>Valve</i>	<i>open fast</i>	[-1 1]	[0 0.36 0.54 0]	Triangular
<i>Valve</i>	<i>close fast</i>	[-1 1]	[-0.54 -0.36 0 0]	Triangular
<i>Valve</i>	<i>close slow</i>	[-1 1]	[-0.9 -0.73 -0.55 0]	Triangular
<i>Valve</i>	<i>open slow</i>	[-1 1]	[0.55 0.73 0.9 0]	Triangular

A Figura 5.22 apresenta as regras do algoritmo *fuzzy* depois de ajustado e a Figura 5.23 apresenta a superfície tridimensional gerada.

**Figura 5.22:** Visualização das regras do algoritmo *fuzzy* depois de ajustado**Figura 5.23:** Superfície tridimensional do algoritmo *fuzzy* depois de ajustado

O controle PI do CLP estava ajustado com $K_C = 1,5$ e $K_I = 0,016$ (tempo de ciclo variável entre 40ms e 50ms). Os resultados das bateladas controladas são mostrados nas Figuras 5.24, 5.25, 5.26 e 5.27.

MODO FUZZY DO PROGRAMA DE CONTROLE (GRUPO III)

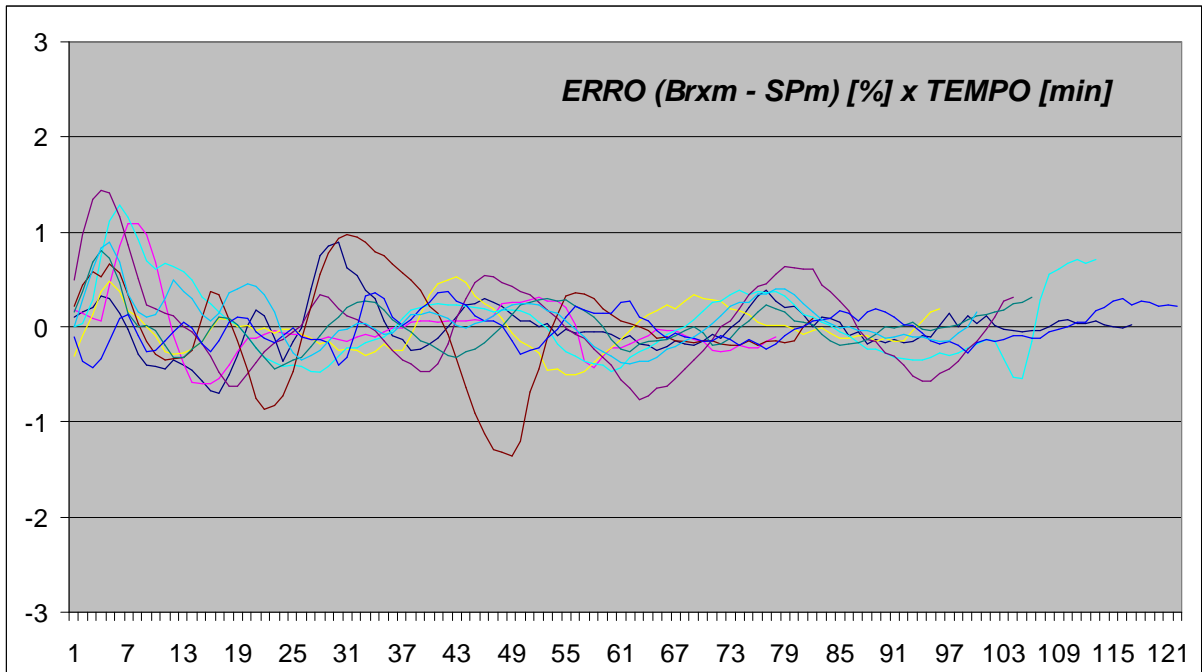


Figura 5.24: Resultados do programa de controle em modo PI discreto (erro)

CONTROLADOR PI DO CLP (GRUPO IV)

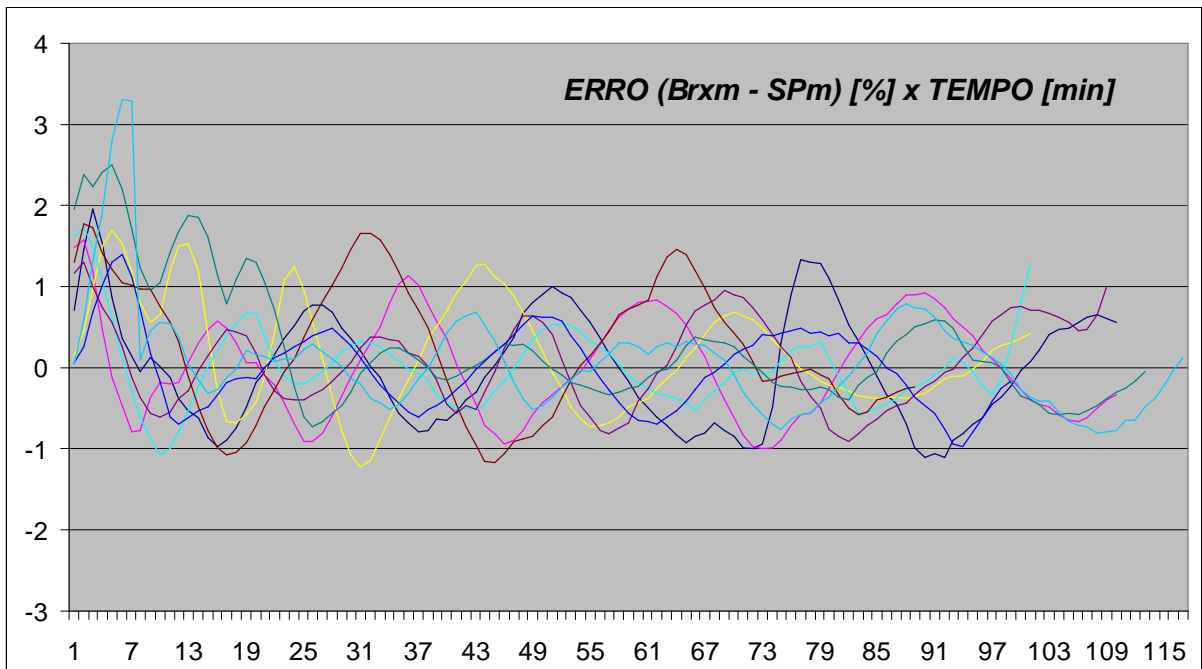


Figura 5.25: Resultados do controle PI do CLP (erro)

MODO FUZZY DO PROGRAMA DE CONTROLE (GRUPO III)

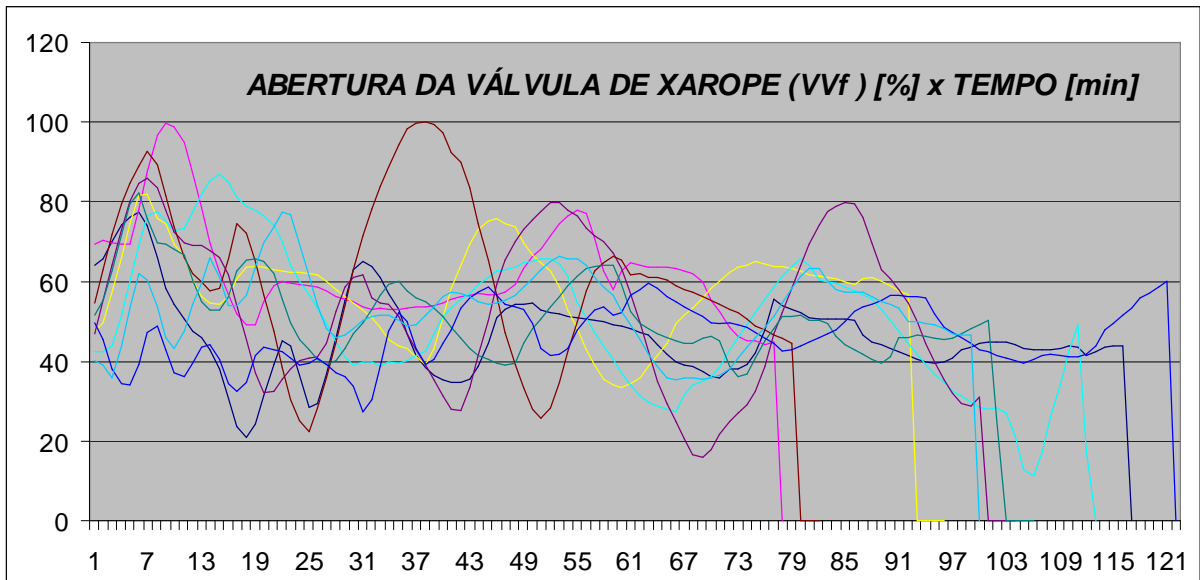


Figura 5.26: Resultados do programa de controle em modo PI discreto (válvula)

CONTROLADOR PI DO CLP (GRUPO IV)

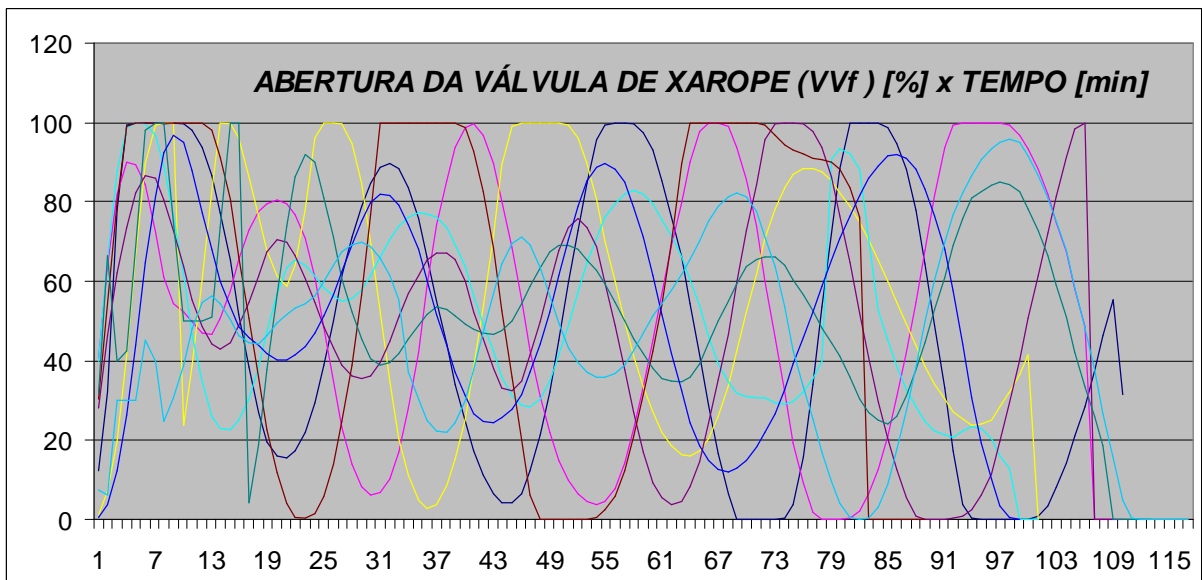


Figura 5.27: Resultados do controle PI do CLP (válvula)

5.2.2.3. Comparação dos Resultados

As bateladas controladas pelo programa de controle (em ambos os modos) e as bateladas controladas pelo PI do CLP ocorreram sob condições normais, nas quais não houve interrupções no fornecimento de xarope de alimentação.

Através dos gráficos apresentados nas Figuras 5.17, 5.18, 5.19, 5.20, 5.24, 5.25, 5.26 e 5.27 se observou a superioridade do desempenho do programa de controle, quando comparado com o controle PI do CLP. Os valores nas Tabelas 5.9 e 5.10 ratificam o comportamento médio das bateladas. Um índice chamado de totalização da abertura da válvula foi criado para indicar o grau de oscilação da válvula.

Tabela 5.9: Grupos I e II (índices de comparação das bateladas)

Programa de Controle Modo PI	Erro Quadrático Total (%)	Tempo (min)	Totalização da VVf (%)	Controle pelo PI do CLP	Erro Quadrático Total (%)	Tempo (min)	Totalização da VVf (%)
Batelada 1	54,1	91	4.857	Batelada 1	39,7	77	5.336
Batelada 2	10,0	67	4.544	Batelada 2	36,8	111	5.732
Batelada 3	28,6	79	5.149	Batelada 3	9,3	94	4.863
Batelada 4	9,0	69	5.330	Batelada 4	37,9	113	5.836
Batelada 5	23,0	81	5.154	Batelada 5	82,8	96	5.484
Batelada 6	34,1	96	5.551	Batelada 6	30,3	89	5.293
Batelada 7	41,1	96	5.216	Batelada 7	31,1	99	5.470
Média Aritm.	28,6	83	5.114	Média Aritm.	44,4	98	5.490

Tabela 5.10: Grupos III e IV (índices de comparação das bateladas)

Programa de Controle Modo <i>fuzzy</i>	Erro Quadrático Total (%)	Tempo (min)	Totalização da VVf (%)	Controle pelo PI do CLP	Erro Quadrático Total (%)	Tempo (min)	Totalização da VVf (%)
Batelada 1	8,0	117	5.391	Batelada 1	54,1	110	5.394
Batelada 2	8,3	78	4.812	Batelada 2	42,5	110	5.844
Batelada 3	5,2	96	5.328	Batelada 3	48,3	101	5.786
Batelada 4	22,7	104	5.313	Batelada 4	24,4	101	5.198
Batelada 5	23,3	82	4.863	Batelada 5	31,1	109	5.337
Batelada 6	5,4	106	5.234	Batelada 6	64,4	89	5.225
Batelada 7	17,4	113	5.633	Batelada 7	69,6	113	5.992
Batelada 8	3,9	122	5.632	Batelada 8	23,4	99	5.172
Batelada 9	6,9	100	5.254	Batelada 9	53,7	117	5.453
Média Aritm.	11,2	102	5.273	Média Aritm.	45,7	105	5.489

Em comparação com o controle pelo PI do CLP, observou-se que o modo PI do programa de controle alcançou os três resultados esperados: redução da oscilação da válvula (de 5.490% e 5.489% para 5.114%), diminuição do erro (de 44,4% e 45,7% para 28,6%) e dos tempos da fase de crescimento de cristais (de 98min e 105min para 83min).

Em comparação com o controle pelo PI do CLP, observa-se que o modo *fuzzy* do programa de controle alcançou dois resultados esperados: redução da oscilação da válvula (de 5.490% e 5.489% para 5.273%) e diminuição do erro (de 44,4% e 45,7% para 11,2%).

Quando comparados entre si, o modo PI discreto do programa de controle foi mais eficiente na redução da oscilação da válvula e na diminuição dos tempos da fase de crescimento de cristais. Entretanto, o modo *fuzzy* do programa de controle foi bem mais eficiente na diminuição do erro (quase 1/3 do erro com o modo PI discreto). Os melhores resultados do modo PI discreto nos itens oscilação de válvula e tempos de fase podem ser justificados, porque o algoritmo *fuzzy* que foi concebido levou em consideração poucas informações sobre o processo (somente o erro e a derivada do erro). Certos conhecimentos especialistas que não foram considerados. A Figura 5.28 pode exemplificar esta questão.

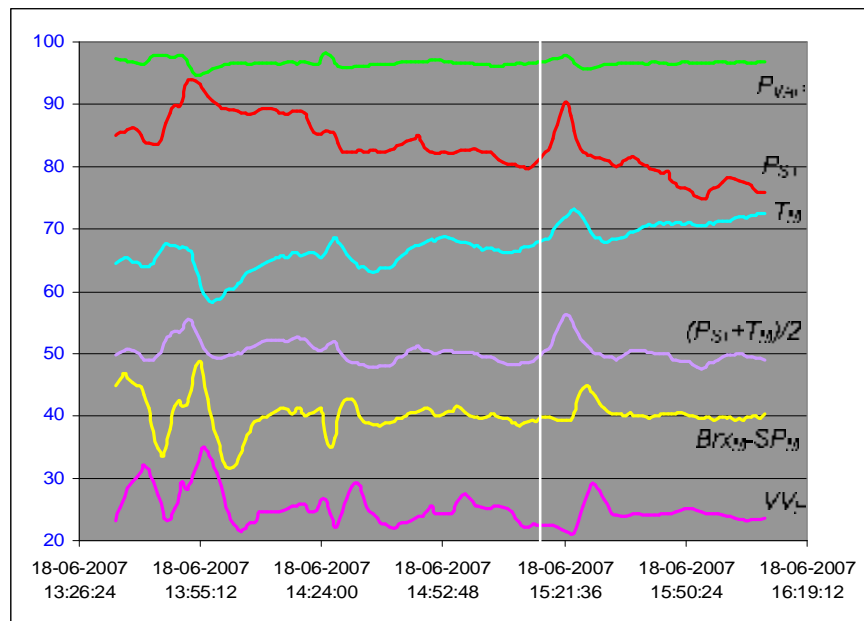


Figura 5.28: Influência do comportamento das variáveis não consideradas no algoritmo *fuzzy* (em valores escalonados)

No detalhe (linha branca do gráfico), observa-se que as variáveis pressão do vapor interno (P_{VAP}), pressão do vapor da calandra (P_{ST}) e temperatura da massa (T_M)

influenciaram negativamente o erro do brix da massa, $Brix_M - SP_M$, alguns minutos depois. Por sua vez, a variação no erro acabou afetando o comportamento da válvula de controle (VV_F). Essa influência fica ainda mais clara quando se analisa os comportamentos da variável composta $(P_{ST}+T_M)/2$ e do erro. Observa-se que o erro copia boa parte do comportamento dessa variável com um atraso de poucos minutos.

Se o controlador *fuzzy* levasse em consideração esses tipos de conhecimento, sua decisão de controle poderia ser aplicada antes de o distúrbio ser totalmente absorvido pelo processo, e seria muito mais favorável à estabilidade do mesmo.

Outro dado que poderia ser considerado pelo controlador *fuzzy* é a qualidade do xarope de alimentação, atualmente medida somente em laboratório. Não existe um medidor de brix *on-line*, e as análises de laboratório são feitas em intervalos de quatro horas, o que inviabiliza sua utilização no controle (as bateladas têm ciclo de 2h20min em média).

6. CONCLUSÕES

Sobre os Resultados do Modelo:

O fato da usina não contar com um medidor de vazão do xarope que alimenta o cozedor é um fator negativo para a precisão ao modelo. Seria necessário que a usina instalasse um medidor de vazão na entrada de xarope para tornar as estimativas do modelo mais precisas.

O maior objetivo desta parte do trabalho era demonstrar a aplicabilidade da simulação dinâmica como ferramenta útil para gerar e confirmar estimativas de variáveis de processo, e consolidar a idéia de que a simulação representa uma poderosa técnica de aprimoramento de sistemas de controle, bem como de monitoramento e otimização *on-line*.

Sobre o Programa de Controle de Brix:

A simulação do modelo transiente em malha fechada contribuiu de forma significativa no entendimento da relação das variáveis do processo entre si e serviu como base de conhecimento para o desenvolvimento e o ajuste das propostas de controle que seriam testadas na usina. Mesmo assim, os modos de controle ainda passaram por alguns ajustes durante os testes com o cozedor, até que fossem encontrados os parâmetros atuais.

A integração dos ambientes de programação do VISUAL BASIC e do MATLAB foi um obstáculo superado. A geração das DLL's no MATLAB e sua utilização pelo programa de controle evoluíram de forma rápida, eficaz e suficientemente transparente.

Durante os testes com o programa de controle de brix, concluiu-se que, durante a fase de granagem, seria necessária uma substituição da forma de controle da supersaturação, que hoje utiliza a válvula de xarope, porque a forma de controle atual atrapalha significativamente a fase seguinte, a fase de crescimento de cristais. A reposição da quantidade de água que é evaporada poderia ser feita pela abertura e fechamento da válvula *on-off* de condensado, numa tentativa de igualar a taxa de evaporação à quantidade de água que entra no cozedor. Assim não existirá o perigo de aumentar a supersaturação do xarope acima da zona lábil.

Criou-se um programa de controle robusto para condições de teste, capaz de executar leitura e escrita em CLP's, armazenar valores em arquivo texto, e de trabalhar lado a lado com ferramentas mais avançadas de cálculo numérico (lógica *fuzzy*). O programa de controle permitiu uma operação automática segura, substituindo o CLP no controle de brix de massa total do cozedor 12 de forma eficiente e transparente.

Os modos de controle testados, modo PI discreto e *fuzzy*, apresentaram resultados mais satisfatórios que o controle atual, pois mantiveram o brix da massa dentro de faixas de erro permitidas durante toda a fase de crescimento de cristais, reduziram as oscilações na válvula de xarope e diminuíram os tempos de batelada.

7. SUGESTÕES

Como sugestões de futuros trabalhos, os seguintes temas podem ser citados:

- A possibilidade de se avaliar os efeitos indiretos da aplicação do programa de controle desenvolvido na uniformidade e na qualidade do açúcar final;
- A possibilidade de se avaliar os efeitos da redução da oscilação da válvula de xarope e da diminuição dos tempos de ciclo no aumento da produção global de açúcar;
- A aplicação da sintonia de malhas de controle nas malhas atualmente existentes no CLP do cozedor 12 e, também, nos modos de controle do programa desenvolvido, porque a sintonia é, comprovadamente, um grande passo na direção da otimização de processos;
- A possibilidade de se avaliar os efeitos da subdivisão da fase de crescimento de cristais e o tratamento de controle individualizado dessas fases mais curtas, porque as não-linearidades e a transitoriedade do processo em questão apontaram que os parâmetros do controlador não possuem a mesma performance durante o todo o tempo da batelada;
- Os resultados do modo *fuzzy* poderiam ser aprimorados com modificações no algoritmo *fuzzy*, de forma a considerar alguns distúrbios medidos (pressão do vapor interno, temperatura da massa e pressão do vapor da calandra);
- O programa de controle poderia ser utilizado para fins educacionais e de treinamento da operação, através da execução de simulações com o modelo, nas quais o operador teria o papel de controlador, regulando a saída da válvula;
- A aplicação do programa de controle nos demais cozedores da usina poderia ser implementada e estudada.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALFAFARA, C.G.; MIURA, K.; SHIMIZU, H.; SHIOYA, S.; SUGA, K.; SUZUKI, K.; Fuzzy control of ethanol concentration and its application to maximum glutathione production in yeast fed-batch culture. *Biotechnol Bioeng*, v. 41, pp.493-501, 1993.

ASSIS, A. J.; MACIEL FILHO, R. Soft sensors development for on-line bioreactor state estimation. *Computers and Chemical Engineering*. v. 24, n. 2-7, pp.1099-1103, 2000.

ATMEL. AVR221: Discrete PID controller. In: www.atmel.org/dyn/resources/prod_documents/doc2558.pdf, INTERNET, 2006.

BOGACKI, P.; SHAMPINE, L. F. A 3(2) pair of Runge-Kutta formulas. *Appl. Math. Letters*, v. 2, pp.1-9, 1989.

CAMARGO, C. A. Manual de recomendações para conservação de energia na indústria do álcool e açúcar. IPT, 1990.

CHERUY, A. Software sensors in bioprocess engineering. *Journal of Biotechnology*, v. 52, pp.193-199, 1997.

COPERSUCAR (Cooperativa de Produtores de Cana, Açúcar e Álcool do Estado de São Paulo). Manual de Controle Químico da Fabricação de Açúcar. COPERSUCAR, Piracicaba, Brasil, c. 10, pp.1-51, 2001.

EVANS, L. B.; TREARCHIS G. P.; JONES, C. Simulation of a vacuum pan sugar crystallizer - Part 1. *Sugar y Azucar*, v. 65 (10), pp.19-22, 1970 a.

EVANS, L. B.; TREARCHIS G. P.; JONES, C. Simulation of a vacuum pan sugar crystallizer - Part 2. *Sugar y Azucar*, v. 65 (12), pp.19-25, 1970 b.

FERNANDES, A. C. Cálculos na agroindústria da cana-de-açúcar. Editora EME, 2003.

FEYO DE AZEVEDO, S.; CHORÃO, J.; GONÇALVES, M. J.; BENTO, L. On-line monitoring of white sugar crystallization through software sensors. *Sugar Inst. Tech. Paper* 646, 1993.

FREW, J. A. Optimal Controle of Batch Raw Sugar Crystallization. *IEC Proc. Des. Dev.*, v. 12 (4), pp.460-467, 1973.

GE-FANUC. Series 90-30/20/Micro PLC CPU Instruction Set Reference Manual (GFK-0467M). *Ge-Fanuc*, c. 12, pp.80-95, 2002.

GEORGIEVA. P.; MEIRELES, M. J.; FEYO DE AZEVEDO, S. Knowledge-based hybrid modelling of a batch crystallization when accounting for nucleation, growth and agglomeration phenomena. *Chemical Engineering Science*, v. 58, pp.3699-3713, 2003.

GOMIDE, F. A. C.; GUDWIN, R. R. Modelagem, controle, sistemas e lógica fuzzy. *SBA Controle & Automação*, v. 4, n. 3, pp.97-115, 1994.

GROS, H.; NURMI, H. Studies on industrial crystallization of sugar - II Deterministic simulation of vacuum pan sugar boiling. *Kemia-Kemi*, Turku, Finlândia, v. 6, n. 10, pp.534-541, 1979.

GULLEY, N.; ROGER, J. –S. Fuzzy Logic Toolbox: For use with Matlab. *The Marth Works Inc.*, 1995.

HIROTA, K. Industrial Applications and Education on Fuzzy Systems in Japan. *SBA Controle & Automação*, v. 4, n. 3, pp.155-161, 1994.

HUGOT, E. Handbook of cane sugar engineering. *Elsevier Science*, 1986.

JANCIC, S. J.; GROOTSCHOLTEN, P. A. M. Industrial Crystallization. *Delft University Press*, Delft, Holland, 1984

JESUS, C. D. F. Desenvolvimento de simulador dinâmico do processo de açúcar. São Carlos, UFSCar, 2000 (*Dissertação*).

JESUS, C. D. F. Validação da simulação dinâmica das etapas de evaporação e cristalização da produção de açúcar com dados obtidos em plantas industriais. São Carlos, UFSCar, 2004 (*Tese de Doutorado*).

KWONG, W. H. Apostila de Introdução ao controle preditivo com MATLAB, São Carlos, UFSCar, 2004.

LEE, C. C. Fuzzy Logic in control systems: Fuzzy logic controller - Part 1. *IEEE Transactions on Systems, Man and Cybernetics*, v. 20, n. 2, pp.404-417, 1990.

LEE, C. C. Fuzzy Logic in control systems: Fuzzy logic controller - Part 2. *IEEE Transactions on Systems, Man and Cybernetics*, v. 20, n. 2, pp.419-435, 1990.

LUNA FILHO, F. M.; BAUCHSPIESS, A.; GOSMANN, H. L. Controle Fuzzy para Sistema de Nível de Líquidos. In: CBA2002 - Congresso Brasileiro de Automática, Natal, Brasil, 2002.

MARTINES FILHO, J.; BRUNQUIST, H. L.; VIAN, C. E. F. Bioenergy and the Rise of Sugarcane-Based Ethanol in Brazil. *Choices*, v. 21, n. 2, pp.91-96, 2006.

MEIRELES, M. J. C. G. Modelização e simulação computacional de uma unidade industrial de cristalização de açúcar. Porto, Universidade do Porto, 1996 (*Tese de Doutorado*).

NUCCI, E. R. Aplicação da Lógica Fuzzy na Produção de Penicilina G Acilase em Cultivos de *Bacillus megaterium*. São Carlos, UFSCar, 2003 (*Dissertação*).

PASSINO, K. M.; YURKOVICH, S. Fuzzy Control. *Addison-Wesley*, 1998.

PEACOCK, S. Predicting physical properties of factory juices and syrups. *Inst. Sugar Journal*, v. 97, n. 1162, 1995.

RAMIREZ, W. F., Process Control and Identification, *Academic Press*, 1994.

RANDOLPH, A. D.; LARSON, M. A. Theory of particulate process and technology of continuous crystallization. *Academic Press*, 1988.

ROZSA, L. On-line monitoring of super-saturation in sugar crystallization. *Int. Sugar Jnl.*, v. 98, n. 1176, 1996.

SALVIANO, F. C. S. Automação na agroindústria canavieira. *Revista Intech Brasil*, n. 85, pp.9-11, 2006.

SANDRI, S.; CORREA, C. Lógica Nebulosa. *Conselho Nacional de Redes Neurais*, ITA, pp.c073-c090, 1999.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLIMCHAMP, D. A. Process Dynamics and Control. *Wiley Series in Chemical Engineering*, 1989.

SHIBA, S.; NISHIDA, Y.; PARQUE, Y.S.; IJIMA, S.; KOBAYASHI, T. Improvement of cloned α -amilase gene-expression in fed-batch culture of recombinant *Saccharomyces cerevisiae* by regulation both glucose and ethanol concentrations using a Fuzzy controller. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 44, pp.1055-1063, 1994.

SIGHIERI, A. N.; NISHINARI, A. Controle Automático de Processos Industriais Instrumentação. *Editora Edgard Blücher*, 1997.

SILVEIRA, P. R.; SANTOS, W. Automação e Controle Discreto. *Editora Érica*, 1998.

SOUZA JÚNIOR, R.; ALMEIDA, P. I. F. Design of Fuzzy System to the Control of a Biochemical Reactor in Fed-Batch Culture. *Process Biochemistry, ElsevierScience*, v. 37, pp.461-469, 2001.

YAMADA, Y.; HANEDA, K.; MURAYAMA, S.; SHIOMI, S. Application of Fuzzy System to coenzyme Q10 fermentation. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, v. 24, pp.94-99, 1991.

ZADEH, L. A. Fuzzy Sets. *Information and Control*, v. 8, pp.338-353, 1965.

ZIEGLER, J. G. Sugar Boiling: Some useful strategies. In: www.zieglerassociates.com/strat/strategy.htm. INTERNET, 1999.

GLOSSÁRIO

Aqui é apresentado o significado técnico de alguns termos de uso freqüente no jargão das indústrias de açúcar e álcool, as usinas. Os termos omitidos têm seus significados explicados ao longo do trabalho e de forma mais apropriada.

ACCESS: aplicativo *Office Access 2003*[®] da *Microsoft*[®]

arriar: procedimento de descarregar a massa do cozedor (na fase de descarga)

batelada: ciclo completo da operação de cozimento

bolo: combinação da borra mais o bagacilho

borra: matéria sedimentada

brix: é a medida mais utilizada na indústria do açúcar, que pode ser expresso pela porcentagem peso/peso de sólidos solúveis numa solução impura de sacarose, por exemplo, o caldo extraído da cana

C++: aplicativo *Visual C++ 6.0*[®] da *Microsoft*[®]

calibração: nome dado ao procedimento de ajuste da faixa de operação, unidade e precisão de um instrumento

coeficiente de saturação: um fator de correção adimensional que incorpora o efeito das impurezas na concentração de saturação de uma solução pura, também conhecida por solubilidade

cozedor: o cristalizador industrial, equipamento onde acontece a cristalização de açúcar, é conhecido também por cozedor, cozedor a vácuo ou, simplesmente, vácuo

EXCEL: aplicativo *Office Excel 2003*[®] da *Microsoft*[®]

falsos cristais: partículas formadas por uma aglomeração indevida de cristais

fibra: sólidos insolúveis em água

flegmassa: subproduto do processo de produção de álcool

granagem: termo usado para indicar o surgimento dos cristais

licor-mãe: mel composto de sólidos solúveis e água

massa cozida: mistura de licor-mãe e cristais

MATLAB: aplicativo *Matlab 5.3*[®] da *Math Works*[®]

pol: a medida de pol expressa a percentagem de sacarose contida numa solução impura de sacarose

pureza: é obtida pela razão entre a pol e o brix de uma solução impura de sacarose

semente: uma suspensão alcoólica saturada com cristais de açúcar de tamanho pequeno

VISUAL BASIC: aplicativo *Visual Basic 6.0*[®] da *Microsoft*[®]

APÊNDICE A: Exemplo de utilização do *Excel Link Add-In for MATLAB*

Numa planilha do Excel chamada Plan1, as células 3-2, 3-3, 4-2 e 4-3 recebem os valores das linhas e das colunas da matriz A. Quando o botão Transposta (botão 1) é apertado, as primeiras linhas de comando inicializam o MATLAB e transferem os valores das linhas e das colunas para o ambiente do MATLAB. No próximo passo, chama-se o arquivo M 'transposta' para montar a matriz A e executar a transposição. Depois, atualiza-se a célula B8 com os valores da matriz transposta.

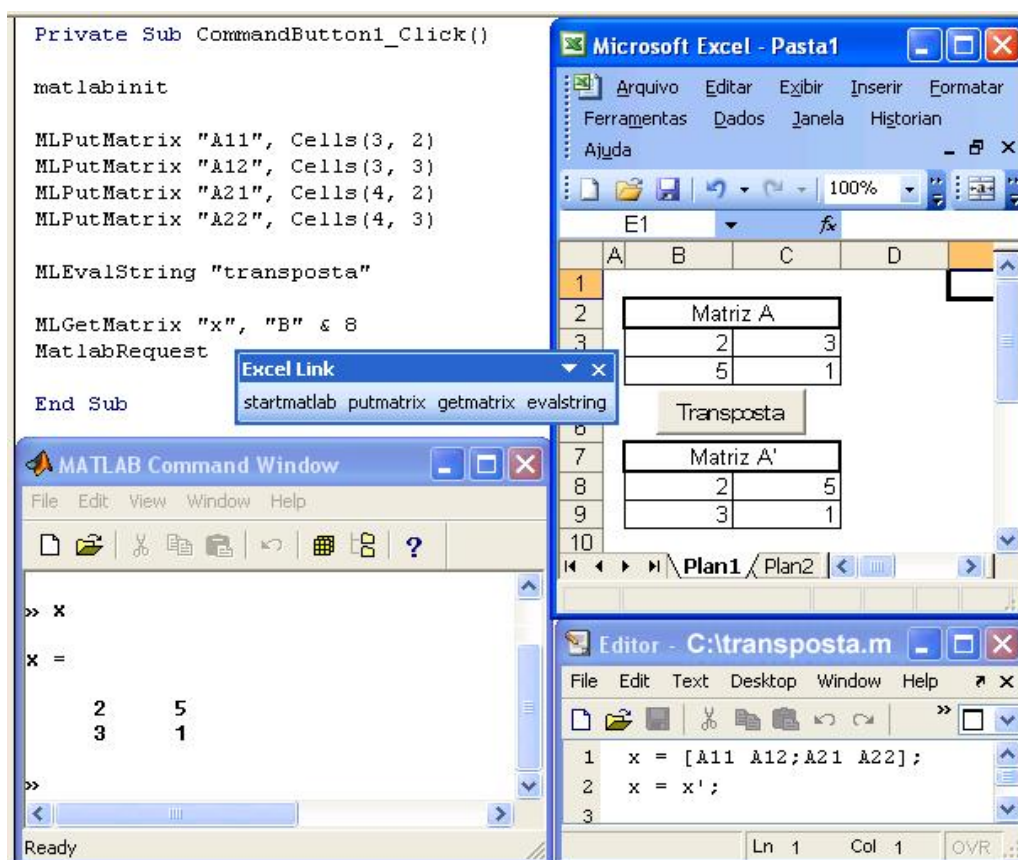


Figura A.1: Troca de dados entre EXCEL e MATLAB obtendo a transposta de matriz

APÊNDICE B: Programa de Interpolação dos Dados do Sistema de Supervisão

```

Dim Lin_ANTIGO As Integer, Lin_NOVO As Integer
Dim TEM_INICIO As Date
Dim BASE As Date
Dim TEM_NOVO As Date
Dim VAL_NOVO As Double
Dim TEM_ANTIGO_A As Date
Dim VAL_ANTIGO_A As Double
Dim TEM_ANTIGO_D As Date
Dim VAL_ANTIGO_D As Double

TEM_INICIO = Cells(1, 9)      'Tempo (Data e hora) de início da interpolação com a base de dados antiga
BASE = Cells(2, 9)          'Base de tempo da interpolação com a base de dados antiga (20s)
Lin_ANTIGO_FINAL = 8       'Encontrando a última linha e o último tempo da base antiga
Do While Cells(Lin_ANTIGO_FINAL, 1) <> ""
    TEM_ANTIGO_FINAL = Cells(Lin_ANTIGO_FINAL, 1)
    Lin_ANTIGO_FINAL = Lin_ANTIGO_FINAL + 1
Loop

Lin_ANTIGO = 8              'Definindo a primeira linha da base de dados antiga
Lin_NOVO = 8               'Definindo a primeira linha da base de dados nova
TEM_NOVO = TEM_INICIO      'O tempo de início da base nova recebe o mesmo valor do tempo de início da base antiga

Do While Round(TEM_NOVO, 9) <= Round(TEM_ANTIGO_FINAL, 9)      'Loop que corre toda a base nova
    Cells(Lin_NOVO, 8) = TEM_NOVO
    Do While Lin_ANTIGO < Lin_ANTIGO_FINAL                    'Loop que corre toda a base antiga
        TEM_ANTIGO_D = Cells(Lin_ANTIGO, 1)
        If Round(TEM_NOVO, 9) <= Round(TEM_ANTIGO_D, 9) Then
            VAL_ANTIGO_D = Cells(Lin_ANTIGO, 2)
            TEM_ANTIGO_A = Cells(Lin_ANTIGO - 1, 1)
            VAL_ANTIGO_A = Cells(Lin_ANTIGO - 1, 2)
            'Equacao para calcular VAL_NOVO
            VAL_NOVO = ((VAL_ANTIGO_D - VAL_ANTIGO_A) / (TEM_ANTIGO_D - TEM_ANTIGO_A)) * (TEM_NOVO -
TEM_ANTIGO_A) + VAL_ANTIGO_A
            'Atualizando as células novas
            Cells(Lin_NOVO, 9) = VAL_NOVO
            GoTo Line_1
        End If
        Lin_ANTIGO = Lin_ANTIGO + 1
    Loop
    Line_1:
    Lin_NOVO = Lin_NOVO + 1
    TEM_NOVO = TEM_NOVO + BASE
Loop
MsgBox ("Fim da rotina")

```