

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO:  
SISTEMAS DE PROCESSOS QUÍMICOS E INFORMÁTICA  
LABORATÓRIO DE CONTROLE E AUTOMAÇÃO DE PROCESSOS (LCAP)**

**Controle e Monitoramento, em Tempo Real, de um Processo  
de Precipitação de Bromelina Utilizando Comunicação Digital**  
*Fieldbus*

Autora: Regina Lúcia de Andrade dos Santos

Orientador: Prof.Dr. Flávio Vasconcelos da Silva

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Campinas – 2006

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

Sa59c Santos, Regina Lúcia de Andrade dos  
Controle e monitoramento, em tempo real, de um processo de precipitação de bromelina utilizando comunicação digital fieldbus / Regina Lúcia de Andrade dos Santos.--Campinas, SP: [s.n.], 2006.

Orientador: Flávio Vasconcelos da Silva  
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Controle de processo. 2. Controladores PID. 3. Sistemas de controle ajustável. 4. Comunicações digitais. 5. Bromelina. I. Silva, Flávio Vasconcelos da. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Titulo em Inglês: On line control and monitoring applied in a bromelain precipitation process using digital fieldbus communication.

Palavras-chave em Inglês: Fieldbus, PID controller, adaptive controller, bromelain

Área de concentração: Sistemas de processos químicos e informática

Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora: Profa. Dra. Ana Maria Frattini Fileti, Prof. Dr. Luiz Carlos Bertavello, Dr. Cláudio Kiyoshi Umezu

Data da defesa: 11/10/2006

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química, defendida por Regina Lúcia de Andrade dos Santos e aprovada pela comissão julgadora em 11/10/2006.



---

Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva

591604008

ARRAJOURNENTIS

Dissertação de Mestrado defendida por Regina Lúcia de Andrade dos Santos e aprovada em 11 de outubro de 2006 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



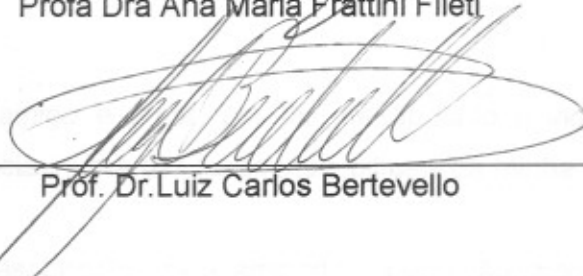
---

Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva



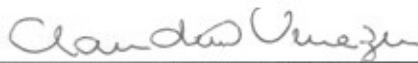
---

Profa Dra Ana Maria Frattini Fileti



---

Prof. Dr. Luiz Carlos Bertevello



---

Prof. Dr. Cláudio Kiyoshi Umezu

---

## AGRADECIMENTOS

À Deus onde busco forças para superar os obstáculos encontrados.

A minha mamãe Expedita (*em memória*) por ter incentivado meus primeiros passos nos estudos, com todo o meu amor e saudade.

À minha “irmã mãe” Celeste, por sempre me apoiar e me ajudar com palavras e carinho e ao seu companheiro Gilberto pelo exemplo de alegria.

Ao meu papai Jaime, pelo apoio moral.

As minhas irmãs Ibeta, Romilda, Elisabete, por sempre estarem presentes nas minhas vitórias e derrotas.

Aos meus sobrinhos e sobrinhas Michele, Michel, Everton, Eli, Alessandra, por serem minhas alegrias.

Ao José Paulo, meu amigo e amor, por ter me apoiado e incentivado a entrar no mestrado e pela paciência, numa das fases mais difíceis da minha vida.

Ao professor Flávio Vasconcelos pela amizade, orientação, paciência e dedicação e principalmente pelo exemplo de vida.

À professora Ana Maria Frattini da Faculdade de Engenharia Química - UNICAMP pelo apoio técnico e dedicação na elaboração deste trabalho.

As minhas amigas e companheiras Rosemeire, Patrícia por serem aqui minha família, amigas e por estarem presentes nos meus momentos felizes e tristes da minha vida.

À minha amiga, Lili, que mesmo longe, sempre esteve presente na minha vida me apoiando e me ajudando desde a graduação.

---

Aos meus companheiros e parceiros do LCAP Marcelle e Marcelo, Clarissa, Bertevello, Thiago e Wagner, pela companhia, pela amizade e apoio nas horas difíceis.

Ao meu saudoso, meu companheiro de trabalho, grande amigo, César (em memória) que foi cedo demais e deixou saudades.

Às amigas Luciana, Aline, Simone, Bia pelos momentos de alegria e companheirismo.

A Dona Vilma e Sr Vitor pelo apoio, companhia e por serem aqui em Barão meus padrinhos.

Aos funcionários da Alternativa por deixarem nosso ambiente de trabalho mais agradável e limpo.

A Daniela aluna de IC que me ajudou nas análises de proteína total e atividade

Ao Sr Carlos A Parreira da FEA por arrumar o banho de refrigeração.

Ao Sr Alexandre da Oficina Mecânica pelos serviços mecânicos prestados  
Ao funcionário do DESQ Juliano pela ajuda nos “problemas de computador”.

À secretária do DESQ Walquiria, pela atenção.

A todos os professores do DESQ e seus alunos que direta ou indiretamente colaboraram para execução deste trabalho

Ao Departamento de Engenharia de Sistemas Químicos - FEQ- UNICAMP pela oportunidade de continuar os meus estudos.

Ao CNPq e a CAPES pelo apoio financeiro.

Enfim, a todos que mesmo não sendo citados, estiveram envolvidos com a realização deste trabalho, os meus sinceros agradecimentos.

"O homem se torna muitas vezes o que ele próprio acredita que ele é. Se eu insisto em repetir para mim mesmo que sou incapaz de realizar alguma coisa, é possível que realmente me torne incapaz de fazê-la. Ao contrário, se tenho convicção de que posso fazê-la, certamente adquirirei a capacidade de realizá-la mesmo que não a tenha no começo." Mahatma Gandhi

---

## RESUMO

Com o advento do sistema digital em rede (*fieldbus*) e a ampla divulgação das vantagens da utilização desta nova tecnologia aliada ao uso de instrumentos inteligentes, tornou-se inquestionável a melhora no desempenho e confiabilidade dos dados obtidos através deste sistema para o controle em novas plantas industriais ou em sistemas destinados à pesquisa tecnológica. Estratégias de controle clássicas, tais como o controle PID (proporcional – integral – derivativo), são largamente utilizadas no setor industrial devido à sua robustez e facilidade de implementação, embora limitações possam ser observadas quanto à adequação destes controladores às não-linearidades presentes nos sistemas reais. A utilização dos controladores adaptativos (baseados em parâmetros variáveis) permite tais adequações respeitando a dinâmica dos sistemas. Nas últimas décadas tem-se notado um significativo aumento na aplicação da teoria de controladores avançados, entretanto, a sua utilização no setor produtivo ainda é incipiente. Apresenta-se, neste trabalho, uma automação híbrida alternativa para monitoramento, em tempo real, das variáveis de processo de um sistema para precipitação da enzima bromelina com supervisão, em tempo real, das condições do processo sob diferentes perturbações na carga, usando estratégia SISO em arquitetura de rede *Fieldbus*. Além disso, por se tratar de um bioprocesso, em batelada, as não linearidades e o aspecto essencialmente transiente da operação evidenciam a inevitável prioridade na aplicação dos controladores avançados, uma vez que os controladores convencionais possuem ação limitada neste tipo de sistema, garantindo a qualidade final da enzima obtida. Através dos resultados obtidos pôde-se comprovar a que ambos os controladores PID convencional e adaptativo tiveram um bom desempenho na manutenção da temperatura, porém houve um melhor desempenho com o PID adaptativo como foi observado pelos parâmetros de desempenho ITAE, *overshoot* e tempo de subida.

Palavras-chave: *Fieldbus*, controlador PID, controlador Adaptativo, bromelina.



---

## ABSTRACT

Fieldbus technology and intelligent sensors/actuators are increasingly being used in automated systems, opening up new possibilities for distributed control structures, mainly in new plants and research applications where it is very important to have a flexible automation structure to different plant conditions with huge flow of information. Significant improvements have been seen in advanced controllers over the last years. However, linear PID controller is still applied extensively in industrial practice. The reason lies in its robustness and well-known control design and implementation, although assumptions, simplifications, or lumping parameters are often made to build a mathematical model that may be far from the real situation. The behavior of most physical systems, especially batch systems, is nonlinear. Linear control may be effective for local operation, but is inadequate for controlling operations over a broad range. Adaptive controllers are nonlinear systems, which are commonly based on linear control theory. Despite many publications in the last decades illustrating advantages of adaptive controllers, this kind of control is still not so common in industrial practice. One of the reasons for the low incidence of application is relative difficulty to implement this controller. In this study, a comparative experimental design and tuning of conventional PID and adaptive PID controllers was developed for a pilot plant batch to precipitate enzyme bromelain, using SISO strategy in fieldbus network architecture. The system was applied to the on line control of temperature of the extraction tank, involving a performance control analysis, under different load disturbances. From the results of this work, both controllers were considered suitable to control the temperature of the fed-batch tank. Nevertheless, the closed loop performance was improved under adaptive PID controller: the performance index ITAE, the *overshoot* and the rise time decreased.

*Key-words: Fieldbus, PID controller, Adaptive controller, bromelain*

---

**SUMÁRIO**

|   |           |
|---|-----------|
| <b>CAPÍTULO 1 .....</b>   | <b>1</b>  |
| <b>1 - INTRODUÇÃO .....</b>   | <b>1</b>  |
| 1.1 - Objetivos.....  | 3         |
| <b>CAPÍTULO 2 .....</b>   | <b>4</b>  |
| <b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>                                  | <b>4</b>  |
| 2.1 - Introdução .....  | 4         |
| 2.2 - Bromelina .....   | 4         |
| 2.3 - Precipitação da Bromelina.....                                  | 6         |
| 2.4 - Caracterização do Caldo do Abacaxi .....                        | 8         |
| 2.5 - Automação de Bioprocessos .....                                 | 9         |
| 2.6 - Instrumentação e Arquitetura Fieldbus.....                      | 11        |
| 2.7- Controladores PID.....   | 15        |
| 2.8- Controladores PID Adaptativo.....                                | 19        |
| 2.9- Sintonia de Controladores.....                                   | 21        |
| 2.9.1- Caracterização do Processo .....                               | 22        |
| 2.9.2- Critérios de Sintonia.....                                     | 22        |
| 2.10- Critérios de Desempenho de Sistemas de Controle.....            | 24        |
| <b>CAPÍTULO 3 .....</b>   | <b>26</b> |
| <b>3. MATERIAIS E MÉTODOS .....</b>                                   | <b>26</b> |
| 3.1 - Montagem do Protótipo.....                                      | 26        |
| 3.2 - Especificação e Instalação da Instrumentação .....              | 27        |
| 3.3 - Calibração dos Sensores de Temperatura (Termoresistências)..... | 28        |
| 3.4 - Determinação da Vazão da Bomba Peristáltica de Etanol .....     | 29        |
| 3.5 - Determinação da Vazão da Bomba de Propilenoglicol.....          | 29        |
| 3.6 - Desenvolvimento do Sistema Supervisório .....                   | 29        |
| 3.7 - Preparo das Amostras .....                                      | 30        |

---

|  |           |
|--|-----------|
| 3.8 - Ensaio de Sintonia do Controlador PID Convencional .....   | 30        |
| 3.9 - Ensaio de Sintonia do Controlador PID Adaptativo .....   | 31        |
| 3.10 - Implementação do Controlador PID.....   | 32        |
| 3.11 - Ensaio de Estabilidade do Processo.....   | 32        |
| 3.12 - Implementação dos Parâmetros do PID no Sistema Supervisório.....                                    | 33        |
| 3.13 - Ensaio de Precipitação com PID Convencional e PID Adaptativo.....                                   | 34        |
| <b>CAPÍTULO 4 .....</b>  | <b>36</b> |
| <b>4 . RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>  | <b>36</b> |
| 4.1 - Montagem do Protótipo.....   | 36        |
| 4.2 - Especificação e Instalação da Instrumentação .....   | 36        |
| 4.3 - Calibração dos Sensores de Temperatura (Termoresistências) .....                                     | 37        |
| 4.4 - Determinação da Vazão da Bomba Peristáltica de Etanol .....  | 38        |
| 4.5 - Determinação da Vazão da Bomba de Propilenoglicol.....   | 39        |
| 4.6 - Desenvolvimento do Sistema Supervisório .....  | 40        |
| 4.7 – Ensaio Preliminares.....   | 41        |
| 4.8 - Ensaio de Sintonia do Controlador PID Convencional.....  | 42        |
| 4.9 - Ensaio de Sintonia do Controlador PID Adaptativo .....   | 43        |
| 4.10 - Implementação do Controlador PID.....   | 46        |
| 4.11 - Ensaio de Estabilidade do Processo.....   | 47        |
| 4.12 – Ensaio de Precipitação com Controlador PID Convencional .....                                       | 50        |
| 4.13 - Implementação dos Parâmetros do PID Adaptativo no Sistema Supervisório.....                         | 54        |
| 4.14 - Ensaio de Precipitação com Controlador PID Adaptativo .....   | 55        |
| 4.15 - Análise Comparativa do Controlador PID Adaptativo, PID Convencional e Sistema em Malha Aberta ..... | 59        |
| <b>CAPÍTULO 5 .....</b>  | <b>63</b> |
| <b>5 . CONCLUSÃO .....</b>   | <b>63</b> |
| 5.1 – Sugestões para Trabalhos Futuros .....   | 64        |
| <b>6 . REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>   | <b>65</b> |

|   |    |
|---|----|
| APÊNDICE A - CURVAS DE CALIBRAÇÃO DAS TERMORESISTÊNCIAS .....             | 69 |
| APÊNDICE B – ENSAIOS PRELIMINARES .....                                   | 71 |
| APÊNDICE C - GRÁFICOS DE SINTONIA DO PID ADAPTATIVO .....                 | 83 |
| APÊNDICE D – <i>SCRIPT</i> UTILIZADO NA CONFIGURAÇÃO DO PID ADAPTATIVO... | 84 |

## LISTA DE FIGURAS

|   |    |
|---|----|
| Figura 2.1: Representação do processo em Diagrama de blocos. Fonte: Stephanopoulos (1984)...  | 16 |
| Figura 2.2: Representação da malha fechada <i>feedback</i> em diagrama de blocos. Fonte: Stephanopoulos (1984) .....  | 16 |
| Figura 3.1 - Fluxograma do sistema de precipitação da bromelina .....   | 26 |
| Figura 3.2 - Rede <i>Fieldbus</i> para o sistema de precipitação da bromelina .....   | 27 |
| Figura 3.3 - Barra de Ferramentas <i>Data Configuration Manager</i> do software AIMAX.....  | 34 |
| Figura 4.1 - Foto ilustrativa do sistema de precipitação da bromelina.....  | 36 |
| Figura 4.2 – Foto ilustrativa da montagem do sistema em Rede <i>Fieldbus</i> para o processo de precipitação da bromelina .....   | 37 |
| Figura 4.3 - Comportamento da vazão de etanol de acordo com a posição do seletor .....  | 38 |
| Figura 4.4 - Comportamento da vazão de propilenoglicol de acordo com a porcentagem de saída do atuador da bomba.....  | 39 |
| Figura 4.5 – Tela do sistema supervisorio AIMAX de monitoramento e controle processo de precipitação da bromelina .....   | 40 |
| Figura 4.6 – Curva de reação para determinação dos parâmetros de Sintonia do Controlador PID convencional (volume 300 mL) .....   | 43 |
| Figura 4.7 – Curvas de reação para determinação PID adaptativo .....  | 44 |
| Figura 4.8 - Curva de Ajuste do ganho ( $K_c$ ) em diferentes volumes (PID adaptativo).....   | 45 |
| Figura 4.9 - Estratégia de controle PID implementada no processo precipitação da bromelina.....   | 46 |
| Figura 4.10 - Gráfico <i>Root Locus</i> para determinação do ganho crítico - volume de 300 mL .....   | 48 |
| Figura 4.11 - Gráfico <i>Root Locus</i> para determinação do ganho crítico - volume de 400 mL .....   | 49 |
| Figura 4.12 – Gráfico <i>Root Locus</i> para determinação do ganho crítico - volume de 500 mL.....  | 49 |
| Figura 4.13 - Ensaio de determinação da vazão de processo de etanol (0,57 mL/s).....  | 50 |
| Figura 4.14 – Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c = 20,76 \text{ \%}/^\circ\text{C}$ , $\tau_i = 2,84 \text{ s}$ e $\tau_d = 0,71 \text{ s}$ .....                           | 51 |
| Figura 4.15 – Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c = 20,76 \text{ \%}/^\circ\text{C}$ , $\tau_i = \text{infinito}$ (sem atuação) e $\tau_d = 0 \text{ s}$ (sem atuação) ..... | 52 |

|   |    |
|---|----|
| Figura 4.16 – Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c = 20,76 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 152,52 \text{ s}$ e $\tau_d = 0 \text{ s}$ (sem atuação).....   | 52 |
| Figura 4.17 – Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c = 20,76 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 305 \text{ s}$ e $\tau_d = 0 \text{ s}$ (sem atuação).....  | 53 |
| Figura 4.18 – Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c = 20,76 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 305 \text{ s}$ e $\tau_d = 3,18 \text{ s}$ .....  | 53 |
| Figura 4.19 – Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c = 20,76 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 457 \text{ s}$ e $\tau_d = 3,18 \text{ s}$ .....  | 54 |
| Figura 4.20 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_{c \text{ inicial}} = 20,76 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ até $K_{c \text{ final}} = 3,34 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 457 \text{ s}$ e $\tau_d = 3,18 \text{ s}$ .....  | 55 |
| Figura 4.21 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c \text{ inicial} = 40,11 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ até $K_c \text{ final} = 6,64 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 457 \text{ s}$ e $\tau_d = 3,18 \text{ s}$ .....      | 56 |
| Figura 4.22 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c \text{ inicial} = 60,16 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ até $K_c \text{ final} = 9,96 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 610 \text{ s}$ e $\tau_d = 4,77 \text{ s}$ .....      | 56 |
| Figura 4.23 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c \text{ inicial} = 80,22 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ até $K_c \text{ final} = 13,28 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 610 \text{ s}$ e $\tau_d = 4,77 \text{ s}$ .....     | 57 |
| Figura 4.24- Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c \text{ inicial} = 80,22 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ até $K_c \text{ final} = 13,28 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 760 \text{ s}$ e $\tau_d = 9,54 \text{ s}$ .....      | 57 |
| Figura 4.25 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_c \text{ inicial} = 80,22 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ até $K_c \text{ final} = 13,28 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 1220 \text{ s}$ e $\tau_d = 4,17 \text{ s}$ .....    | 57 |
| Figura 4.26 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_{c \text{ inicial}} = 80,22 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ até $K_{c \text{ final}} = 13,28 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 305 \text{ s}$ e $\tau_d = 1,6 \text{ s}$ .....  | 58 |
| Figura 4.27 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro= $T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle: $K_{c \text{ inicial}} = 80,22 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ até $K_{c \text{ final}} = 13,28 \text{ \%}^{\circ}\text{C}$ , $\tau_i = 457 \text{ s}$ e $\tau_d = 3,18 \text{ s}$ ..... | 58 |
| Figura 4.28 - Comparação do comportamento dos desvios ( $T-T_{sp}$ ) da temperatura do meio de precipitação da bromelina sob a ação do controlador PID convencional e em malha aberta.....  | 60 |

---

|  |    |
|--|----|
| Figura 4.29 - Comparação do comportamento dos desvios ( $T-T_{SP}$ ) da temperatura do meio de precipitação da bromelina sob a ação do controlador PID adaptativo e em malha aberta..... | 60 |
| Figura 4.30 - Comparação do comportamento dos desvios ( $T-T_{SP}$ ) da temperatura do meio de precipitação da bromelina sob a ação do controlador PID adaptativo e convencional .....   | 61 |

## LISTA DE TABELAS

|  |    |
|--|----|
| Tabela 2.1 – Caracterização físico química do caldo de abacaxi. Fonte: Silva, 1971.....                      | 8  |
| Tabela 2.2 – Composição mineral do caldo do abacaxi Fonte: Silva, 1971.....                                  | 9  |
| Tabela 3.1 - Relações de sintonia baseados na curva de reação do Método de Ziegler-Nichols.....              | 31 |
| Tabela 4.1 - Equações de calibração para os sensores de temperatura. ....                                    | 37 |
| Tabela 4.2 - Dados da determinação da vazão da bomba de etanol .....   | 38 |
| Tabela 4.3 - Dados da determinação da vazão da bomba de propilenoglicol .....                                | 39 |
| Tabela 4.4 - Dados dos parâmetros gráficos e valores do ganho ( $K_c$ ) do controlador PID convencional..... | 45 |
| Tabela 4.5 - Valores do ganho crítico para o PID adaptativo .....  | 50 |
| Tabela 4.6 – Parâmetros de desempenho dos controladores PID adaptativo e PID convencional.....               | 62 |

---

## NOMENCLATURA

$K_c$ : ganho proporcional do controlador;

$C_s$  : sinal bias do controlador;

$e(t)$ : erro no tempo;

$\tau_i$  : constante de tempo integral;

$\tau_D$  : constante de tempo derivativo

A: intensidade da perturbação

$K_p$ : ganho do processo

T: constante de tempo

L: tempo morto

# CAPÍTULO 1

## 1 - INTRODUÇÃO

Os sistemas de automação possuem o objetivo básico de facilitar os processos produtivos, produzindo bens e serviços com menor custo, maior quantidade, menor tempo e maior qualidade. Olhando por este aspecto, pode-se afirmar que a automação está intimamente ligada aos sistemas de qualidade, pois é ela que garante a manutenção de uma produção sempre com as mesmas características e com alta produtividade. Portanto, a automação tem papel de extrema importância na sobrevivência das indústrias, pois garante a melhoria e o contínuo monitoramento da atividade produtiva.

Um bom controle é avaliado pela sua capacidade de perfazer um mínimo desvio da variável de processo em seguida a um distúrbio, retornando-a ao ponto de funcionamento prefixado em um mínimo intervalo de tempo (Silva & Silveira Jr, 2001).

De forma a minimizar custos e aumentar a operabilidade de uma aplicação, introduziu-se o conceito de rede (sistema *fieldbus*) para interligar os vários equipamentos de uma aplicação. A utilização de redes em aplicações industriais prevê um significativo avanço nos custos de instalação, procedimentos de manutenção, opções de *upgrades* e informação de controle de qualidade.

Para criar um ambiente produtivo completamente automatizado é necessário promover interligações entre os dispositivos de campo e os computadores que promovem o controle das atividades, supervisionam o processo e corrigem eventuais falhas de produção. Em busca destas características, cientistas e projetistas procuram desenvolver arquiteturas de redes capazes de integrar sistemas compatíveis e promover conectividade e flexibilidade entre hardwares e softwares (Fuentes et al., 1999).

As vantagens da utilização da arquitetura *fieldbus* são inquestionáveis, entretanto o setor produtivo necessita de soluções alternativas quanto à utilização de sistemas híbridos que combinem as vantagens do novo sistema e a utilização dos instrumentos analógicos, já adquiridos (Silva et al., 2003).



A descrição de processos biológicos e de alimentos através de modelos matemáticos convencionais para processos de otimização e controle é freqüentemente difícil, devido à natureza complexa dos processos, informações insuficientes, inadequadas e não precisas. As simplificações e hipóteses feitas nos modelos convencionais podem implicar em resultados não reais ou mesmo imprecisos (Silva & Silveira Jr, 2001).

Os bioprocessos caracterizam-se por um comportamento dinâmico e não linear, onde as variáveis são interdependentes e sujeitas às oscilações que ocasionam alterações nas condições de operação, provocando danos na produtividade do sistema.

Estas características ratificam a importância de um adequado dimensionamento de uma automação que permita a manutenção das condições de operação pré-definidas como, por exemplo, temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido, agitação e aeração.

Os processos contínuos são, normalmente, aplicados a plantas químicas convencionais, já as plantas biotecnológicas apresentam processos em batelada ou batelada alimentada, o que caracteriza um comportamento intrinsecamente transiente, dificultando a atuação eficaz das estratégias de controle convencionais.

Na literatura, estudos sobre a bromelina (enzima proteolítica sulfídrica) ganharam um valioso espaço nos últimos anos, devido à importância deste bioproduto na farmacologia, onde foi registrada sua interferência no crescimento de células malignas, inibição de coágulos, atividade fibrinolítica e ação antiinflamatória, além de amplo uso na indústria alimentícia para o amaciamento de carne, clarificação da cerveja e para o amaciamento de couro.

A diversificação do uso da bromelina e o aumento de sua importância econômica estimularam o interesse no desenvolvimento de muitos trabalhos científicos visando, principalmente, o desenvolvimento das técnicas de caracterização, separação e purificação da enzima.

Por outro lado, apesar da concordância quanto ao papel fundamental da automação e do controle de processos na qualidade final dos bioprodutos em geral, ainda é incipiente o desenvolvimento de trabalhos experimentais na aplicação de controladores nestes processos.

No caso específico do processo de recuperação da bromelina presente no caldo do abacaxi, por técnica de precipitação com etanol a frio, o controle da temperatura do processo é um importante fator na atividade final da enzima precipitada, pois inibe a desconformação irreversível da proteína causada pelas interações do solvente com as zonas hidrofóbicas internas. Com um controle adequado da temperatura evita-se a desnaturação, conseqüentemente aumentando o rendimento do processo.

Diante destas exigências do processo, este trabalho visa a montagem e automação de um protótipo que permita um monitoramento, em tempo real, das variáveis importantes do processo de precipitação de bromelina, além de aplicação de controladores convencionais e adaptativos na manutenção destas variáveis para uma análise comparativa.

### **1.1 - Objetivos**

Este trabalho tem como objetivos o monitoramento das variáveis do processo de precipitação da bromelina através de um sistema supervisor aplicado a uma rede *Fieldbus* e a realização de uma análise comparativa da aplicação de PID convencional e PID adaptativo (*Gain Schedule*) neste sistema.

## CAPÍTULO 2

### 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 2.1 - Introdução

Neste capítulo são apresentados conceitos fundamentais ao entendimento da dissertação, além de uma revisão bibliográfica sobre os principais tópicos que compõe este trabalho.

#### 2.2 - Bromelina

Bromelina é o nome genérico dado ao conjunto de enzimas proteolíticas encontradas nos vegetais da família *Bromeliaceae*, da qual o abacaxi é o mais conhecido. As enzimas proteolíticas encontradas nos talos recebem o nome de bromelina do talo e tem o número sistemático EC 3.4.22.4 e as encontradas no fruto são chamadas de bromelina do fruto ou ainda, bromelina e tem número sistemático EC 3.4.22.5. A bromelina é uma glico proteína, tendo um resíduo oligossacarídeo por molécula, que está covalentemente ligado à cadeia peptídica. A bromelina do talo é uma enzima sulfídrica, e este grupamento é essencial para sua atividade proteolítica (Murachi, 1976).

Estudos revelaram que a enzima não está presente nos primeiros estágios de desenvolvimento do fruto, entretanto, seu nível aumenta rapidamente, mantendo-se elevado até o amadurecimento, quando decresce ligeiramente. Essa é uma das vantagens da utilização das proteases do abacaxi em comparação com outras proteases vegetais. Apesar da diminuição da atividade proteolítica durante a maturação, o abacaxi é o único fruto que possui concentrações relativamente altas da protease no estado maduro. No mamão e no figo, tanto a papaína como a ficina, somente são encontradas em altos níveis quando o fruto está verde, com o completo amadurecimento, a concentração de proteases praticamente desaparece. Diferentes

partes da planta podem ser usadas como matéria-prima para a obtenção da bromelina: folhas, talos, polpa da fruta, cascas e resíduos industriais do processamento do fruto. O abacaxi é a parte comercializável da planta, porém, esta porção representa somente 63% do total da planta, enquanto que o restante formado por caule, folha, casca, coroa e talos, é considerado resíduo agrícola, e não tem sido devidamente aproveitado, resultando em perdas econômicas. Trabalhos já realizados demonstram que estes resíduos apresentam teores representativos de carboidratos, proteínas e enzimas proteolíticas, que possibilitam a sua utilização industrial como matéria-prima para obtenção de bromelina, amido, fibras, álcool etílico e rações animais (Baldini et al., 1993).

A bromelina tem diversos usos, todos baseados em sua atividade proteolítica, como nas indústrias alimentícias e farmacêuticas. Pode-se mencionar sua utilização no amaciamento de carnes, na clarificação de cervejas, na fabricação de queijos, no preparo de alimentos infantis e dietéticos, no pré-tratamento da soja, no tratamento do couro, na indústria têxtil, no tratamento da lã e da seda, no tratamento de distúrbios digestivos, feridas e inflamações, preparo de colágeno hidrolisado, entre outras aplicações.

A concentração principal da utilização da bromelina está na indústria farmacêutica, uma das indústrias que mais investe em tecnologias e novos produtos nos últimos tempos.

A utilização de compostos de origem vegetal, como as enzimas, é uma tendência do mundo moderno e com isso a extração e purificação destas é um dos focos do desenvolvimento da biotecnologia.

No segmento de análises clínicas, por exemplo, a bromelina é utilizada, em solução aquosa, no pré-tratamento de amostras de sangue a serem tipadas para o Grupo ABO/Rh. A solução de enzima em contato com a superfície das hemácias propicia a retirada das proteínas de superfície, expondo melhor os antígenos eritrocitários, que responderão melhor ao teste analítico de tipagem. Assim, é relevante que se conheça as condições que esta solução enzimática deve ser preparada e armazenada, a fim de mantê-la estável por um período maior de tempo, facilitando a rotina dos laboratórios que utilizam este procedimento ((Murachi, 1976).

### **2.3 - Precipitação da Bromelina**

Segundo Bertevello (2001), muitas técnicas têm sido utilizadas para a recuperação e purificação de proteínas e enzimas de origem animal, vegetal ou microbiana. Técnicas mais antigas como a precipitação, extração com solventes e filtração geralmente tem alto poder de concentração e baixa purificação. Já técnicas mais modernas como a cromatografia de afinidade, troca iônica ou gel filtração, eletroforese, extração em duas fases aquosas, extração com micela reversa, recuperam e purificam, muitas vezes até a homogeneidade. Os significantes avanços biotecnológicos especialmente devido a manipulações genéticas de microorganismos, tornam possíveis a produção de proteínas e outros bioprodutos de interesse industrial, por meio de processos fermentativos. Porém a viabilidade de produção e comercialização desses produtos em escala industrial depende do custo da produção.

A separação de proteínas de meios aquosos por precipitação é um dos métodos mais tradicionais para recuperação e parcial para purificação de biomoléculas. A precipitação é uma operação unitária muito comum amplamente utilizada na separação de proteínas. Este método implica na alteração da estrutura tridimensional da proteína desconformando-a. Pode ser agressivo, sendo aplicado somente quando a ressolubilização do precipitado é possível. Os precipitados de proteínas são agregados de moléculas protéicas grandes o suficiente para serem decantados ou centrifugados. É uma técnica de fácil ampliação de escala e com viabilidade para operação contínua a custos aceitáveis para grandes volumes. Porém, é uma técnica mais de concentração do que propriamente purificação.

A solubilidade das proteínas depende da distribuição de grupos ionizáveis, hidrofóbicos e hidrofílicos na superfície da molécula. Tais características são responsáveis por interações polares com o solvente aquoso, interações iônicas com os sais presentes no meio, além da repulsão eletrostática entre as moléculas de mesma carga. A presença de sais, solventes orgânicos e pH são fatores importantes na solubilidade das proteínas (Scopes, 1994).

A adição de solventes orgânicos miscíveis tais como etanol, metanol ou acetona a um meio aquoso contendo proteínas causa uma variedade de efeitos, os quais combinados provocam a precipitação da proteína. O solvente destrói a camada de hidratação em torno dos grupos hidrofóbicos e passa a circundar tais regiões

devido à maior solubilidade destas em meio ao solvente. As regiões carregadas com a carga positiva ou negativa da superfície da proteína passam a interagir, devido à retenção de água pelo solvente orgânico, atraindo-se uma às outras e formando agregados. As interações do solvente com as zonas hidrófobas internas causam desconformação irreversível da proteína. Isto pode ser minimizado pela redução da temperatura até valores da ordem de zero ou abaixo, pois a baixas temperaturas a flexibilidade da molécula é menor, reduzindo a capacidade de penetração do solvente e a desnaturação das proteínas. Os álcoois de cadeia mais longa apresentam maior desnaturante do que os de cadeia mais curta (Scopes, 1994).

Uma carga global próxima de zero na superfície da proteína, o que acontece no ponto isoelétrico das proteínas, minimiza a repulsão eletrostática podendo causar precipitação por interações entre as zonas hidrofóbicas. Esse processo chama-se precipitação isoelétrica, sendo realizado apenas com a correção do pH. De modo geral, a precipitação por qualquer método é facilitada no ponto isoelétrico da proteína. A adição de sais neutros, principalmente  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  a elevadas concentrações (1,5 a 3,0 M) reduz a disponibilidade da água devido a hidratação dos íons, criando condições para precipitação, a qual ocorre principalmente por interação das zonas hidrófobas. O sal e outros precipitantes no meio não provocam a precipitação de todas as proteínas do meio, pois o efeito é o de reduzir a solubilidade. Com isso, a concentração de sal ou solvente que provoca a precipitação varia com a concentração da proteína e a presença de contaminantes. Este fato pode ser aproveitado se existir a intenção de realizar-se um fracionamento.

Segundo César (1999), a precipitação com 80% v/v de etanol, a 5°C e no pH original da amostra é uma forma adequada para a recuperação da bromelina presente no fruto do abacaxi com rendimento de cerca de 100%.

A vantagem de utilização do etanol como agente de precipitação encontra-se na abundância e baixo custo deste solvente, tornando a recuperação da enzima economicamente interessante. O etanol pode ser reciclado ao processo por operação de destilação, reduzindo impactos ambientais pela liberação de efluentes, como é o caso da precipitação com sulfato de amônio. As desvantagens do uso do etanol são: a necessidade de operação a baixa temperatura para minimizar a desnaturação da enzima e o perigo de inflamabilidade deste solvente (César, 1999).

## 2.4 - Caracterização do Caldo do Abacaxi

Apesar de haver uma grande variedade de espécies de abacaxi cultivadas e de suas diferentes composições em função das mesmas, seja para industrialização do fruto ou para seu consumo “in natura”, é necessário considerar alguns aspectos principalmente aqueles que dependem da composição química, ou seja, a aparência, o sabor, o aroma e o valor nutritivo. Alguns constituintes como os hidrocarbonados (como a celulose e pectina) e os pigmentos influenciam sobre a aparência, isto é, sobre a cor, a consistência e a viscosidade.

O valor nutricional da fruta depende do teor de açúcares solúveis, de vitaminas e sais minerais, uma vez que são baixos os teores de lipídios e de proteínas. Já a presença de aminoácidos é apreciada, não quantitativo, porém qualitativamente de ácidos orgânicos, como o ascórbico e o cítrico (Silva, 1971).

Na Tabela 2.1 é apresentada a caracterização físico química do caldo de abacaxi para o tipo pérola.

**Tabela 2.1 – Caracterização físico química do caldo de abacaxi. Fonte: Silva, 1971.**

| Elementos                                | Valor em (%) |
|--|--------------|
| Sólidos Solúveis                         | 15,60        |
| Sólidos insolúveis                       | 1,68         |
| Cinzas totais                            | 0,49         |
| Acidez em H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 0,56         |
| Proteína (N% x 6,25)                     | 0,41         |
| Açúcares redutores                       | 4,33         |
| Açúcares totais                          | 13,03        |

Outros dados referentes aos constituintes do caldo de abacaxi, são apresentados a seguir (através da tabela 2.2).

**Tabela 2.2 – Composição mineral do caldo do abacaxi Fonte: Silva, 1971.**

| <b>Elementos</b> | <b>Valor em mg(%)</b> |
|------------------|-----------------------|
| Zinco            | 0,25                  |
| Enxofre          | 5,00                  |
| Fósforo          | 5,00                  |
| Cloro            | 28,00                 |
| Iodo             | 0,035                 |
| Sódio            | 2,00                  |
| Potássio         | 250,00                |
| Magnésio         | 15,00                 |
| Cálcio           | 15,00                 |
| Ferro            | 0,55                  |
| Cobre            | 0,07                  |
| Manganês         | 1,08                  |

Contudo, é preciso notar que os valores apresentados podem variar bastante, influenciados pelo solo da região de produção do abacaxi e principalmente pela variação do clima.

### **2.5 - Automação de Bioprocessos**

Tradicionalmente, o desenvolvimento da automação industrial visava especificamente a manutenção da qualidade do produto final através da redução da variabilidade dos parâmetros dos processos. Com o desenvolvimento da tecnologia digital e com o predomínio absoluto da utilização de computadores nas atividades industriais pode-se atribuir uma maior abrangência de finalidades para o sistema de controle de processos.

A biotecnologia trata-se de um campo de estudo tipicamente multidisciplinar, o que torna absolutamente imprescindível a efetiva colaboração de profissionais atuantes em diferentes setores do conhecimento. Os processos biotecnológicos vêm



sendo utilizados na produção de vários bens, principalmente alimentos, desde a mais remota Antigüidade, tornando-se um ramo estratégico pela sua importância econômica, justificando assim o desenvolvimento e o emprego da automação para o monitoramento e controle dos parâmetros do processo.

Olsson et al. (1998) apresentaram um estudo onde salientaram o desenvolvimento do monitoramento, em tempo real, dos processos biotecnológicos através de diferentes tipos de sensores e técnicas de medida, facilitando o conhecimento da dinâmica dos metabolismos celulares e a construção de uma base de conhecimento mais abrangente.

As técnicas de instrumentação e o controle de biosistemas conferem confiabilidade ao processo, redução nos custos energéticos, aperfeiçoamento da supervisão e melhora da qualidade dos produtos finais.

A supervisão em tempo real dos bioprocessos é considerada de suma importância para o aumento da produtividade e a redução das variabilidades do processo. Glassey et. al. (1997) e Ferreira et. al. (2001) estudaram a utilização dos parâmetros obtidos na supervisão, em tempo real, de um processo em batelada de produção de penicilina. Os dados do processo eram utilizados para a estimativa de concentrações de células, substrato e produto através de redes neurais artificiais. O chamado “software sensor” apresentou um desempenho satisfatório e uma versatilidade de aplicações em diferentes sistemas.

Segundo Gadkar et. al. (2005), o sucesso de uma operação de controle de bioprocessos requer um método que tenha como objetivo rapidez e confiabilidade nas respostas. Para se conseguir um controle efetivo, as variáveis de processo devem ser medidas on-line. Medidas on-line diretas de variáveis básicas de processo, como biomassa, substrato e concentração de produtos, não são possíveis devido a falta de um dispositivo capaz de se medir. A natureza dinâmica dos bioprocessos resultantes de variação de taxa de crescimento, taxa de absorção de oxigênio e taxa de formação de produtos, estão sujeitos a diferentes condições de operação. Aliado a não linearidades de sistemas de bioprocessos tornam-se difíceis a identificação de sistemas de controle. Assim sendo, tem sido desenvolvidas estratégias de controle de bioprocessos baseadas na teoria de sistemas não lineares, lógica *fuzzy* e redes neurais entre outras estratégias que levam em conta essas não linearidades.

A teoria de controle clássica apresenta limitações de desempenho quando aplicada a processos de alta complexidade, onde as não-linearidades e comportamentos dinamicamente complexos estão presentes. Entretanto, observa-se cotidianamente no ambiente industrial que processos complexos são controlados eficientemente por operadores que se baseiam unicamente em informações imprecisas e conhecimento especialista dos processos.

Pode ser observado um rápido crescimento da engenharia bioquímica devido aos avanços da ciência da computação e da tecnologia. O desenvolvimento de diversos estudos de teorias matemáticas e métodos de simulação computacional, aplicados à sistemas biológicos, permitem definições mais precisas quanto ao projeto e controle de bioprocessos. Entretanto, processos biológicos reais necessitam de um desenvolvimento de métodos não tradicionais e inteligentes para aplicações industriais devido a alta complexidade (Shioya et al., 1999).

Muitas vezes, o conhecimento especialista obtido por operadores e engenheiros é utilizado para a determinação das condições de processamento, assim, o controle inteligente está sendo introduzido lentamente no campo da biotecnologia (Horiuchi & Kishimoto, 2002).

## **2.6 - Instrumentação e Arquitetura Fieldbus.**

Nos últimos anos a palavra *fieldbus* está sendo bastante utilizada no meio industrial e acadêmico. Sua definição mais informal seria a de uma rede de instrumentos de campo, sensores, atuadores e controladores, utilizando comunicação em tempo real baseada em estrutura de camadas do padrão OSI (*Open Systems Interconnect*) proposto pela ISO (*International Organization for Standardization*) embora não contenha todos os seus níveis, pode-se em primeira análise dividi-lo em nível físico "*Physical Layer*", que trata das técnicas de interligação dos instrumentos, e níveis de *software* "*Communication Stack*", que tratam da comunicação digital entre os equipamentos (Smar, 1998) .

Os padrões de transmissão de sinais utilizados inicialmente em sistemas de controle eram baseados na codificação dos sinais de pressão que normalmente possuíam valores entre 3 e 15 psi (20 a 103 MPa). A tecnologia pneumática foi

amplamente utilizada, porém gradativamente substituída pelo padrão de transmissão em corrente, 4-20 mA, não eliminando a característica analógica e o caráter unidirecional dos sinais de transmissão. Com o advento do protocolo HART (*Highway Addressable Remote Transducer*), que sobrepõe informação digital sobre os sinais analógicos, tentou-se ampliar a funcionalidade do padrão 4-20 mA para acomodar fluxo bidirecional de dados e os chamados dispositivos inteligentes, porém a aceitação destas soluções foi limitada.

A transição para sistemas totalmente digitais se tornou indispensável frente às necessidades tecnológicas do desenvolvimento do controle de processo moderno. O sucesso limitado dos sistemas híbridos revelou as reais características que uma nova arquitetura deveria possuir para alcançar uma aceitação amplamente difundida: a capacidade de substituição completa do padrão 4-20 mA, desenvolvimento de padrões abertos para a garantia de interoperabilidade total entre dispositivos de fabricantes diferentes e garantia de funcionalidade estável equivalente à do padrão 4-20 mA (Fuertes et al., 1999).

A instalação e manutenção de sistemas de controle tradicionais implicam em altos custos, principalmente quando se deseja ampliar uma aplicação onde são requeridos, além dos custos de projeto e equipamento, custos com cabeamento destes equipamentos à unidade central de controle. De forma a minimizar estes custos e aumentar a operabilidade de uma aplicação introduziu-se o conceito de rede para interligar os vários equipamentos de uma aplicação. A utilização de redes em aplicações industriais prevê um significativo avanço nos custos de instalação, procedimentos de manutenção, opções de atualizações e informação de controle de qualidade.

A opção pela implementação de sistemas de controle baseados em redes, requer um estudo para determinar qual o tipo de rede que possui as maiores vantagens de implementação ao usuário final, que deve buscar uma plataforma de aplicação compatível com o maior número de equipamentos possíveis. Surge daí a opção pela utilização de arquiteturas de sistemas abertos que, ao contrário das arquiteturas proprietárias onde apenas um fabricante lança produtos compatíveis com a sua própria arquitetura de rede, o usuário pode encontrar em mais de um fabricante a solução para os seus problemas. Além disso, muitas redes abertas possuem organizações de usuários que podem fornecer informações e possibilitar trocas de

experiências a respeito dos diversos problemas de funcionamento de uma rede. Uma vez diante de um processo de escolha e devido à importância estratégica, faz-se necessário conhecer os principais elementos que caracterizam as redes de comunicação industriais, de forma a compor um critério de seleção que conduza a uma escolha consciente, baseada em conceitos fundamentais para o sucesso do empreendimento (Fuentes et al., 1999, Rodd et al., 1998).

Com o objetivo de desenvolver um padrão que atendesse a todas as expectativas acima, em outubro de 1994 dois dos maiores consórcios que trabalhavam em propostas similares, ISPF e WorldFIP, se fundiram em uma única organização, a *Fieldbus Foundation*. Baseada em padrões ISA e IEC, e suportada por mais de cem grandes companhias, a arquitetura *Foundation Fieldbus* se mostra a alternativa com maior potencial de realmente substituir o padrão 4-20 mA.

*Fieldbus* é um sistema de comunicação digital bidirecional que permite a interligação em rede de múltiplos instrumentos diretamente no campo realizando funções de controle e monitoramento de processo e estações de operação através de softwares supervisórios (Smar, 1998; Thomesse, 1999).

A comunicação *fieldbus* apresenta algumas vantagens como substituto dos padrões de comunicação anteriormente estabelecidos, são elas:

**Interoperabilidade:** definida como a capacidade de operação em conjunto de diversos dispositivos sem comprometimento da funcionalidade. Garantindo a coexistência de equipamentos de diversos fabricantes na mesma planta e a compatibilidade entre as comunicações. Tal característica representa vantagens tanto para o usuário, que não fica dedicado a um fornecedor específico, quanto aos fabricantes, que não precisam desviar recursos no desenvolvimento de protocolos proprietários ou linhas de produtos completas.

**Menores custos de instalação:** redução no custo de fiação, instalação e operação, simplicidade de projeto e implementação de várias funções em *software* são fatores que determinam redução de custos iniciais com a utilização de tecnologia *fieldbus*. A informação imediata sobre diagnósticos de falhas nos equipamentos de campo facilita as operações de partida.

**Menores custos de manutenção:** devido à disponibilidade da informação em tempo real de forma bidirecional, as operações de diagnóstico de falhas,

manutenção preventiva e calibração de instrumentos são extremamente facilitadas. Além disso, todos os dados de operação disponíveis podem ser utilizados para procedimentos de otimização global ou para auditoria e documentação, caso exigido por agências de regulamentação.

**Desempenho:** a distribuição das funções de controle nos equipamentos de campo, para os instrumentos inteligentes com *Fieldbus Foundation*, dispensando equipamentos dedicados ao controle confere aumentos de desempenho e confiabilidade. A possibilidade de implementar estratégias de controle sofisticadas de forma simples, utilizando a capacidade combinada de poucos dispositivos físicos e funções em *software*, proporciona a coordenação de operações para maximizar a eficiência do sistema (Smar, 1998; Thomesse, 1999).

A arquitetura *fieldbus* inclui duas funções principais: interconexão e aplicação. Interconexão diz respeito à passagem de dados entre dispositivos, sejam estes de campo, consoles de operação ou configuração. A parte do padrão que endereça essa funcionalidade é o protocolo de comunicações. Aplicação diz respeito ao desenvolvimento de sistemas de controle e automação.

A arquitetura de interconexão *fieldbus* é baseada em um subconjunto de três das sete camadas propostas no modelo de referência OSI (*Open Systems Interconnection*) proposto pela ISO. Tanto o modelo OSI quanto seu gerenciamento foram desenvolvidos utilizando-se a técnica de programação orientada por objetos (*Object Oriented Programming - OOP*), característica essa que também se reflete no padrão *fieldbus*. O conceito de modelagem orientada por objetos torna possível decompor sistemas complexos em hierarquias de entidades funcionais de muito mais fácil tratamento.

O modelo de referência OSI é um padrão internacional para o desenvolvimento de arquiteturas de rede como sistemas abertos, em contraste com arquiteturas e protocolos proprietários. Todos os aspectos funcionais de um sistema de telecomunicações, em todos os níveis, foram considerados.

É intencional, com a substituição do protocolo analógico de 4-20 mA, uma oferta de benefícios, inclusive a habilidade de migração dos dispositivos já existentes neste padrão para o padrão *fieldbus*. Para isto, inclui-se suporte para várias opções, como energização de dispositivos pelo barramento, segurança intrínseca e interface com DCS (*Distribution Control Systems*). A tecnologia *fieldbus* pode aproveitar

diretamente a fiação instalada para dispositivos no padrão 4-20 mA. O processo de atualização de uma planta pode inclusive ser feito, refinando os recursos já existentes, segmento a segmento ou mesmo dispositivo a dispositivo, com a disponibilidade de interfaces adequadas.

A interoperabilidade é um dos pontos fundamentais da arquitetura *fieldbus*. Testes de interoperabilidade entre dispositivos são administrados pela Fundação *Fieldbus* em seu laboratório independente em Austin, Texas. Portanto, é necessário descrever dois aspectos da especificação que provêm essa capacidade: os blocos de função e a descrição de dispositivos. A empresa *Synchrude Canada Ltda.* recentemente realizou testes de interoperabilidade verificando que a operação em conjunto de dispositivos de campo e sistemas de controle de fabricantes diversos era possível (Verhappen, 2000).

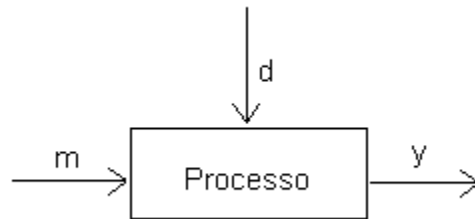
Para garantir a interoperabilidade entre os equipamentos *fieldbus* é de extrema importância a padronização de blocos funcionais. Os blocos definem uma interface comum para entradas, saídas, alarmes, eventos e algoritmos. Como dispositivos semelhantes incluem os mesmos tipos de blocos, a padronização evita divergências estruturais entre equipamentos de diferentes fabricantes. A padronização não impede a diversificação de recursos entre os fabricantes, uma vez que a implementação dos algoritmos nos blocos é livre, porém a interoperabilidade é mantida.

Blocos funcionais como entradas e saídas analógicas e digitais, controladores PI, PID e razão, *bias* e ganho foram criados com o objetivo de proporcionar ao sistema de controle distribuído a possibilidade de se dedicar às funções de mais alto nível, como otimização (Silva et al.; 2003).

## **2.7-Controladores PID**

A implementação de um sistema de controle é necessária para assegurar os objetivos operacionais de um determinado processo. O sistema tem como objetivo suavizar a influência de perturbações externas, garantir e otimizar o desempenho do processo.

Segundo Stephanopoulos (1984), as estratégias de controle dividem-se em dois tipos principais de configuração. São elas *feedback* e *feedforward*. Neste trabalho será utilizado o tipo de controle *feedback*. O controle *feedback* usa diretamente a medida da variável controlada para ajustar o valor da variável manipulada. Um esquema generalizado de processo é mostrado na Figura 2.1, onde  $m$  é a variável manipulada,  $y$  é a saída do processo (variável controlada) e  $d$  é um distúrbio.

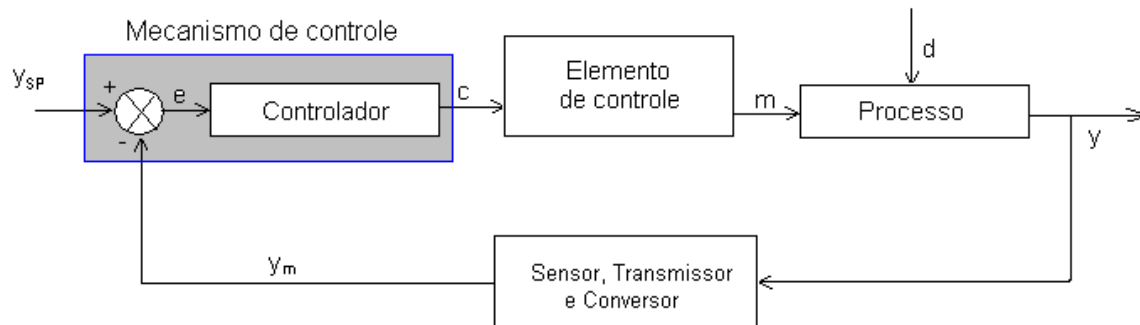


**Figura 2.1: Representação do processo em Diagrama de blocos.**

**Fonte: Stephanopoulos (1984)**

No controle *feedback* a ação corretiva ocorre assim que a variável controlada se desvia do *setpoint*, ou seja, só haverá uma ação corretiva assim que o sistema apresentar um erro, tornando impossível um controle perfeito.

Na figura 2.2 é ilustrado um esquema *feedback*.



**Figura 2.2: Representação da malha fechada *feedback* em diagrama de blocos.**

**Fonte: Stephanopoulos (1984)**

Através de um sensor adequado é obtido o valor de saída ( $y$ ) podendo essa saída ser uma medida de pressão, temperatura, nível, vazão e composição. Então a variável de processo ( $y$ ) é convertida para uma variável elétrica ( $y_m$ ), como exemplo,

4 a 20 mA. A variável elétrica é então comparada com o valor desejado (*setpoint* - YSP). Dessa comparação obtém-se o erro (e) que é dado por:  $y_{SP} - y_m$ . O erro obtido é fornecido ao controlador e esse modifica o valor da variável manipulada (m) com o objetivo de diminuir a magnitude do erro, tornando a variável de processo mais próxima do *setpoint*. Geralmente o controlador não afeta diretamente a variável manipulada, mas sim através de um elemento de controle, podendo esse ser, por exemplo, uma válvula.

Os componentes básicos de um sistema físico de controle *feedback* são (Stephanopoulos, 1984):

- Processo (tanques, reatores, trocadores de calor, etc.).
- Instrumentos de medida ou sensores (termopares, termoresistências, cromatógrafos, célula de pressão diferencial, manômetro, placa de orifício, etc.).
- Linhas de transmissão para carregar a medida do sensor até o controlador e do controlador até o elemento de controle.
- Controlador
- Elemento de controle (válvulas).

Entre o mecanismo de medida e o elemento de controle final temos o controlador que recebe o erro (e) e produz o sinal (c) como se pode ver na figura 2.2. O sinal (c) tentara retornar o valor da saída para o valor desejado do *setpoint*.

Existem vários tipos de controladores *feedback*, onde cada um irá diferir na forma em que relaciona o erro (e) do sinal (c). Existem três tipos básicos de controladores *feedback*: proporcional (P), proporcional-integral (PI) e proporcional-integral-derivativo (PID) (Stephanopoulos, 1984).

A Equação 2.1 representa a saída do controlador PID:

$$c(t) = K_c \cdot e(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \cdot \int_0^t e(t) \cdot dt + K_c \cdot \tau_D \cdot \frac{de}{dt} + c_s \quad \text{Equação 2.1}$$

A ação proporcional acelera a resposta de processo controlado e produz *offset*, erro estável da variável controlada em relação ao valor de referência. O controle integral elimina *offset* e produz respostas mais oscilatórias. A ação derivativa



antecipa erros futuros baseando-se na taxa corrente de variação no erro e aplica o controle proporcional a esta taxa, promovendo uma melhora sensível na resposta.

Os controladores industriais evoluíram de tal forma nos últimos tempos que permitem a manutenção dos processos a um nível mínimo de erro em relação a um sinal de referência desejado. Observa-se que a grande parte dos problemas de controle no meio industrial pode ser resolvida com controladores clássicos simples do tipo PI (proporcional-integral) ou PID (proporcional-integral-derivativo). Entretanto, a sintonia adequada dos parâmetros dos controladores PID se constitui no principal problema encontrado na indústria quanto à correta utilização dos controladores, sendo muitas vezes realizadas manualmente, por tentativas, o que deixa o controle altamente dependente da experiência operacional daquele que o opera.

A finalidade de um sistema de controle de processos é permitir uma operação estável dentro de valores pré-estabelecidos para as condições e variáveis do processo. Esta finalidade é alcançada com o emprego de sistema de sensores que medem o valor atual e comparam com um valor desejado. A partir da diferença entre ambos, inicia-se uma ação visando reduzir a zero o desvio ocorrido, de forma contínua e automatizada.

O modo de controle convencional estabelece correções, em resposta aos desvios das variáveis de processo, relacionando o erro de entrada da variável de processo e o valor da variável de controle na saída do controlador.

Apesar da rápida e significativa evolução na tecnologia de controles, a maior parte dos controladores utilizados nas indústrias continua sendo do tipo PID (Yamamoto & Hashimoto, 1991). O controlador PID ou pequenas variações deste algoritmo é o dispositivo de controle mais empregado nas malhas de realimentação. Estes se tornaram o padrão na prática da engenharia de controles, tendo sido implementados sob muitas formas diferentes, desde aplicações individuais até como parte de um esquema de controle distribuído. Dentre várias características, destacam-se a sua simplicidade, baixo custo e robustez.

A despeito do fato de que o controlador PID seja amplamente utilizado na indústria, ainda se observam malhas de controle apresentando ajustes que resultam em baixo desempenho do controlador.

## **2.8-Controladores PID Adaptativo**

Processos industriais, geralmente, apresentam características de atraso de transporte, não linearidades, modelos de ordem elevada, além de serem afetados por ruídos, perturbações de carga ou outras condições que causam mudanças repentinas na estrutura do modelo. Assim, grande esforço acadêmico e industrial vem sendo realizado no sentido de implementar controladores PID que proporcionem um adequado controle de tais sistemas (Almeida & Coelho, 1999).

O projeto de controladores PID requer a especificação de três parâmetros: ganho proporcional, constante de tempo integral e constante de tempo derivativo. Grandes esforços tem sido empregados no desenvolvimento de métodos para otimizar o tempo ou reduzir o tempo gasto na escolha de tais parâmetros.

Segundo Zhao et al. (1993) os controladores PID podem ser divididos em duas categorias principais: na primeira categoria, após uma sintonia ou algum processo de otimização os parâmetros de controle são fixados durante o processo. O método de sintonia de Ziegler-Nichols é talvez o método mais conhecido, mas existem também outros métodos. Os controladores PID desta categoria são simples, mas não podem exercer efetivamente a função de controlar o sistema on-line quando as condições de processo mudam, necessitando nestes casos ser frequentemente resintonizados.

Os controladores da segunda categoria (controladores adaptativos) têm uma estrutura similar aos dos controladores PID, mas seus parâmetros variam automaticamente, baseados nos valores estimados dos parâmetros, os quais requerem certo conhecimento do processo, isto é, a estrutura do modelo da planta. Estes apresentam um melhor desempenho que os anteriores no controle efetivo de processos não linearidades

Berto et al. (2004), estudaram a avaliação de controles PID adaptativos para um sistema de aquecimento resistivo de água. O trabalho consistiu na implementação de um controle convencional PID/SISO-*feedback* para obter um ajuste fino na temperatura de entrada da água de aquecimento em um processo de pasteurização. Como proposta de implementação do controlador adaptativo, foram testadas três sintonias para o controlador PID, sendo que as duas primeiras utilizam as constantes

calculadas pelos parâmetros gráficos das curvas de reação do processo e a terceira é baseada no método de sintonia de Åstrom & Hagglund (1984).

Ferreira (1995) elaborou e implementou controles adaptativos para controle e monitoramento de processos de fermentação, no caso específico, a produção de fermento de padaria (fermentação etanólica) e um processo enzimático de síntese de ampicilina. Propôs estratégias de controle adaptativo para controle monovariável e multivariável. A síntese destas estratégias de controle não lineares foram realizadas por técnicas de geometria diferencial com linearização do sistema por retroação de estado. A adaptação é feita com base na estimativa de parâmetros variáveis no tempo. Foi proposto um novo algoritmo de adaptação com dinâmica de convergência de segunda ordem.

O sistema de controle do tipo *Gain Schedule* é um sistema adaptativo, onde os parâmetros do controlador PID são mudados de acordo com mudanças na dinâmica da planta. Trata-se de um tipo de controle adaptativo que tem a vantagem de se auto-adaptar com rapidez, sendo necessária para sua aplicação um bom conhecimento da mudança da dinâmica da planta a qual vai se controlar. Martin (2006) implantou um PID adaptativo que auto ajustasse a mudança na vazão de água na parte dos tubos de um trocador de calor do tipo casco e tubo para isto foi feita a sintonia a qual para cada vazão de água existe uma sintonia dos parâmetros  $K_c$  (ganho),  $\tau_i$  (tempo integral) e  $\tau_d$  (tempo derivativo) do controlador PID que faz com que o sistema controlado atinja as especificações de controle. Uma outra adaptação que foi feita é a adaptação de parâmetros  $K_a$ ,  $\tau_a$  e  $\theta_a$  do Preditor de Smith. A vantagem deste tipo de sistema de controle é o fato de que o usuário não tem a necessidade de ajustar os parâmetros  $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$  manualmente, já que o próprio software ajusta estes parâmetros de acordo com o valor de vazão de água. Através de resultados experimentais e simulados, o controle adaptativo *Gain Schedule* apresentou uma melhora na capacidade de lidar com mudanças da dinâmica da planta em comparação com o controle PID convencional que também foi utilizado.

## **2.9-Sintonia de Controladores**

Uma das principais atividades ao projeto de controladores é a sintonia, ou seja, a determinação dos valores dos parâmetros do controlador. Esta etapa visa assegurar que os critérios de desempenho estabelecidos para a malha de controle sejam alcançados (Almeida & Coelho, 1999).

Sintonia é o ajuste dos parâmetros do controlador ou sistema para atingir a resposta desejada. Qualquer sistema de controle em malha fechada necessita ser sintonizado.

A maioria dos controladores PID utilizados em processos industriais é submetido a um processo de sintonia deficiente devido ao pouco conhecimento dos processos aos quais se dispõe a controlar, reduzindo o nível de desempenho. Os métodos de sintonia desenvolvidos são, geralmente, fáceis de implementar, porém, apresentam desvantagens quanto à otimização. Para resolver estes problemas, tem-se incorporado inteligência humana aos sistemas de controle com a finalidade de obter soluções mais eficientes. Assim, cada vez mais é utilizada a lógica *fuzzy* para este fim (Bianco & Dote, 1999).

A sintonia adequada dos parâmetros dos controladores PID industriais se constitui no principal problema de eficácia dos controles de processos. A tarefa de sintonia implica na mútua otimização de características de resposta, tais como amortecimento, sobre-sinal, tempo de acomodação e erro em regime (*offset*) (Almeida & Coelho, 1999).

Existem diversos métodos de sintonia para projeto de controladores PID, geralmente, baseados em diferentes condições e considerações que visam minimizar parâmetros de desempenho previamente definidos (Ogata, 1985; Coughanowr & Koppel, 1978; Stephanopoulos, 1984).

Todos os métodos de sintonia são compostos de duas etapas básicas:

- Caracterização ou identificação do processo;
- Critério de desempenho e determinação dos parâmetros.

### **2.9.1-*Caracterização do Processo***

**Técnica da Curva de Reação:** Baseia-se na aplicação de uma entrada do tipo degrau no processo em malha aberta, sendo a resposta denominada “curva de reação”. Esta curva é usada para ajustar o processo a um modelo de 1º ordem com tempo morto. A técnica pode ser utilizada em processos pouco conhecidos, devendo causar pequenas perturbações no mesmo. No entanto, todos os cálculos baseiam-se em um só ponto de operação do processo, o que o torna imprecisa, se o comportamento do processo é altamente não linear (Corripio & Smith, 1997).

**Técnica de Ziegler-Nichols:** As características do processo são representadas pelos parâmetros ganho limite do controlador proporcional ( $K_{CU}$ ) e pelo período limite de oscilação ( $T_U$ ). Estes parâmetros são obtidos com testes em malha fechada, através de variações do ganho do controlador até que o processo se aproxime da instabilidade. Uma desvantagem é que a manipulação do ganho na região próxima à instabilidade do sistema é uma tarefa muito perigosa quando se trata de uma aplicação industrial.

**Técnica de Relé:** Consiste na identificação do ponto de oscilação limite com a utilização de um relé de realimentação (ou seja, testes em malha fechada, com a substituição do controlador pelo relé). O relé proporciona uma oscilação apropriada no processo, permitindo estimar seu ganho e freqüência limites (Ogata, 1993). Ele pode ser aplicado também para procedimentos de sintonia automática, pela sua incorporação em controladores de malha única. Esta técnica de identificação pode ser usada como uma solução ao problema de inicialização segura do controle adaptativo (Åstrom & Hagglund, 1984). O relé apresenta a vantagem de não precisar atingir o limite de estabilidade, além de necessitar de pouca informação sobre a dinâmica e a estrutura do processo (é necessário apenas definir a amplitude do sinal da perturbação).

### **2.9.2-*Critérios de Sintonia***

**Método de Ziegler-Nichols** (Ziegler & Nichols, 1942): Especificaram uma razão de decaimento de um quarto para a resposta do sistema em malha fechada com o controlador PID e estabeleceram relações empíricas para os valores do ganho proporcional, do tempo integral e derivativo, a partir do conhecimento do ganho e do

período limites. O problema associado a esta sintonia é que os parâmetros calculados têm baixo desempenho em malhas denominadas por tempo morto.

A utilização do critério de razão de decaimento de  $1/4$  na resposta em malha fechada frequentemente não proporciona um ganho adequado para estabilizar o sistema em outras condições de operação diferentes daquelas utilizadas na sintonia (Corripio & Smith, 1997).

**Método de Cohen e Coon** (Cohen & Coon, 1953): Obtiveram expressões para a melhor sintonia do controlador, a partir dos parâmetros de processo obtidos da curva de reação, usando mudanças na carga e vários critérios de desempenho, tais como razão de decaimento de  $1/4$ , desvio permanente mínimo e Integral do Quadrado do Erro (ISE) mínimo. A sintonia utilizando o método de Cohen-Coon deve apresentar uma resposta relativamente rápida, porém com sobre-sinal e oscilatória, por se basear também na razão de decaimento de  $1/4$ . Por outro lado, por ser considerada apenas a razão entre o primeiro e o segundo sobre-sinais, não é garantido que o mesmo ocorrerá nos demais, o que vale também para o método de Ziegler- Nichols baseado na curva de reação do processo. O critério de desempenho fica representado por apenas dois pontos de curva de controle, podendo se tornar pouco representativo.

Em 1953, Cohen & Coon observaram que a resposta da maioria dos processos para uma perturbação degrau na entrada tem uma forma signoidal (curva de reação de processo), a qual pode ser aproximada adequadamente por uma resposta de um sistema de primeira ordem com tempo morto. Da resposta aproximada é fácil estimar os valores dos parâmetros ganho do processo, constante de tempo e tempo morto e, conseqüentemente, os valores dos parâmetros de um controlador PID.

**Métodos com Critérios Integrais:** Utilizam critérios integrais de desempenho como forma de obter as expressões de sintonia do controlador. A especialização da resposta em malha fechada é basicamente o erro ou desvio mínimo da variável controlada do seu valor de referência. As integrais absolutas e quadráticas do erro, ponderadas (ITAE e ITSE) ou não (IAE e ISE) pelo tempo, se constituem nas quatro integrais básicas do erro que são minimizadas para uma determinada malha pelo ajuste dos parâmetros do controlador. Vale destacar que as minimizações podem ser desenvolvidas analiticamente com diferentes controladores.

## 2.10-Critérios de Desempenho de Sistemas de Controle

No desenvolvimento de projetos de sistemas de controle busca-se satisfazer condições de desempenho que proporcionem a manutenção das variáveis de controle que proporcionem a manutenção das variáveis controladas em valores pré-estabelecidos. Estas especificações de desempenho podem ser aplicadas em termos do comportamento da resposta transitória a determinadas perturbações ou em termos de índices de desempenho.

O desempenho em regime transitório de um sistema é avaliado, em geral, pela resposta temporal do sistema a uma perturbação do tipo degrau. O desempenho do sistema é medido pelo valor das seguintes grandezas (Stephanopoulos, 1984):

**Máximo sobre-sinal (*overshoot*):** Caso que o valor da saída ultrapasse o valor de *setpoint*, o máximo sobre-sinal definido como a máxima diferença entre os valores de saída e de entrada durante o período transitório, ou seja, o valor de um pico máximo atingido pela resposta. Se a saída não ultrapassa o valor da entrada o sobre-sinal é por definição, igual a zero.

**Tempo de subida:** É definido como o tempo transcorrido para a resposta ir de 0 até o seu valor final. O tempo de subida é um indicativo de quão rápido reage o sistema a aplicação de uma perturbação em sua entrada. Muitas vezes a redução excessiva do tempo de subida de um sistema a partir da sintonia dos parâmetros de um controlador pode provocar o aparecimento de um alto sobre-sinal. Isto se explica intuitivamente pelo fato que o sistema é “acelerado” de tal maneira que é difícil “pará-lo” o que leva a saída a ultrapassar de maneira significativa o valor de set point.

**Tempo de estabilização (ou acomodação):** é o tempo necessário para que a resposta entre e permaneça dentro de uma faixa percentual ( $\pm 2$  ou 5 %) em torno do valor de regime permanente.

Um índice de desempenho é um número que serve como indicativo da qualidade do desempenho do sistema. O sistema de controle é dito ótimo se os parâmetros são escolhidos de forma a minimizar ou maximizar o índice de desempenho escolhido (Caon Jr., 1999).

Existem muitos critérios com os quais se pode obter um sistema ótimo, os mais amplamente usados são os critérios de erro em que o índice de desempenho

são integrais de uma função ponderada do desvio da saída do sistema em relação a entrada. Os valores das integrais devem ser obtidos como funções dos parâmetros do sistema, de forma que o sistema ótimo será obtido ajustando-se os parâmetros para fornecer, em geral, o menor valor para a integral (Caon Jr., 1999).

Segundo Stephanopoulos (1984) e Ogata (1985) os critérios erro mais frequentemente utilizados são:

Critério da integral do erro quadrático (ISE), onde:

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt \quad \text{Equação 2.2}$$

Critério da integral do erro absoluto (IAE), onde:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad \text{Equação 2.3}$$

Critério da integral do erro absoluto ponderado pelo tempo (ITAE), onde:

$$ITAE = \int_0^{\infty} t |e(t)| dt \quad \text{Equação 2.4}$$

Para alcançar um desempenho ótimo de um sistema de controle devem-se ajustar os parâmetros dos controladores a fim de minimizar os ISE, IAE, ITAE das respostas. Qualquer um dos três critérios de erro apresentados pode ser utilizado dependendo da característica da resposta transiente do sistema.

Caso se queira suprimir a presença de erros de grande intensidade, a utilização do critério ISE é mais adequada do que o IAE, pois os valores de erro são elevados ao quadrado contribuindo para um maior valor da integral.

Entretanto, para se suprimir erros menores o critério IAE é melhor que o critério ISE, pois quando estes erros pequenos são elevados ao quadrado se tornam menores diminuindo o valor da integral.

Para suprimir erros que persistem no tempo, o critério ITAE é utilizado pois a presença do tempo temporal amplifica o efeito de erros pequenos no valor da integral.



## CAPÍTULO 3

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1 - Montagem do Protótipo

Todos os componentes do sistema foram definidos, rigorosamente sob aspectos técnicos, com o objetivo principal de se alcançar a máxima versatilidade de aplicações. O planejamento e a montagem do protótipo flexibilizaram os experimentos e principalmente permitiram um maior conhecimento das tecnologias envolvidas e dos instrumentos utilizados, concedendo uma maior independência quanto a manutenções preventivas e corretivas. O sistema foi desenvolvido para operação em batelada alimentada. Na Figura 3.1 é apresentado um fluxograma do sistema onde podem ser identificados um tanque de precipitação com a capacidade 500 mL, um agitador, uma bomba de adição de etanol e uma bomba de rotação variável para adição do fluido refrigerante (propilenoglicol).

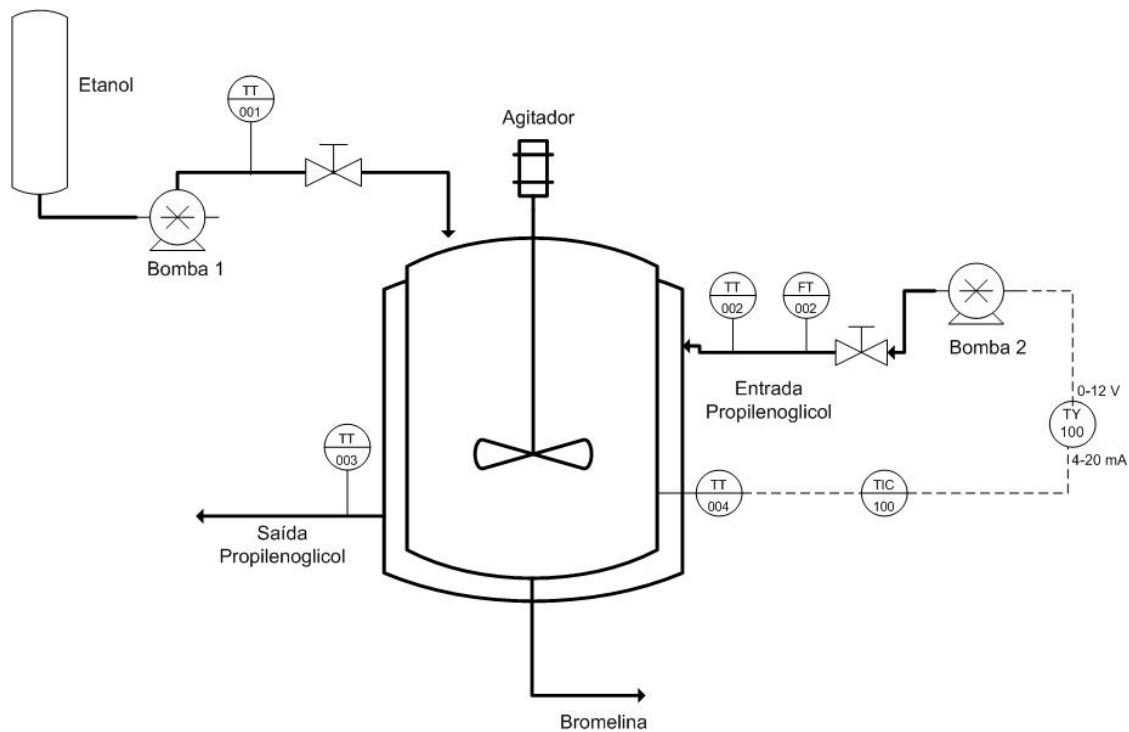


Figura 3.1 - Fluxograma do sistema de precipitação da bromelina

### 3.2 - Especificação e Instalação da Instrumentação

A definição da instrumentação teve como objetivo a obtenção da maior quantidade possível de informações das variáveis de processo e de controle do sistema, de maneira confiável e precisa, possibilitando um monitoramento das condições de operação. A tecnologia digital de transmissão de dados em rede permitiu a obtenção destas características mais facilmente.

Para uma melhor avaliação e monitoramento do comportamento do sistema, os sensores de temperatura (termoresistências do tipo PT 100 Pyrotec) foram instalados para a identificação das condições operacionais do sistema.

Os sistemas de controle utilizados puderam operar nos modos automático e manual. O modo automático foi gerenciado via comunicação digital *Foundation Fieldbus™* de acordo com a arquitetura em rede de instrumentos apresentada na Figura 3.2.

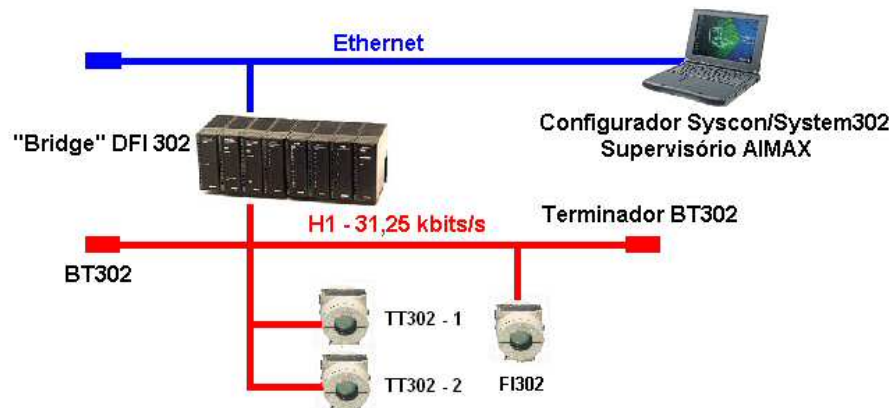


Figura 3.2 - Rede *Fieldbus* para o sistema de precipitação da bromelina

A supervisão e o controle do processo foram compostos por dispositivos e controladores que integram o sistema *fieldbus*, apresentado na Figura 3.2. A rede *fieldbus* construída para supervisão e controle do sistema é composta por quatro dispositivos relacionados abaixo:

- Uma interface de campo distribuída (DFI 302 Smar)

Dispositivo de fundamental importância nos sistemas de controle de campo possui a habilidade interligar redes com taxas de transmissão de dados diferentes: H1 (31,25 kbits/s) e HSE (*High Speed Ethernet*). Constituindo-se como dispositivo mestre do barramento H1, gerenciando a comunicação em cada canal e a comunicação com a rede externa.

- Dois transmissores de temperatura (TT 302 Smar)

Transmissor utilizado para a determinação das temperaturas do fluido refrigerante, do meio de precipitação e do etanol.

- Um conversor *fieldbus* - corrente (FI 302 Smar)

A conversão de sinais digitais *fieldbus* para analógicos 4-20 mA é efetuada pelo conversor FI 302, estes sinais são enviados ao atuador para fins de controle. O dispositivo possui três canais de saída independentes.

### **3.3 - Calibração dos Sensores de Temperatura (Termoresistências)**

Para as medidas de temperatura no sistema foram utilizadas termoresistências do tipo PT100 devidamente calibradas para as condições do processo. Para uma melhor avaliação e monitoramento do comportamento do sistema os sensores de temperatura foram instalados na parte interna do tanque de precipitação da bromelina, na entrada e na saída da linha do fluido refrigerante (propilenoglicol) e na linha de adição do etanol.

A calibração das termoresistências foi feita com ajuda de um termômetro padrão, sistema de refrigeração de propilenoglicol e sistema supervisorio AIMAX para aquisição das temperaturas. Para tal, as termoresistências foram colocadas no banho de propilenoglicol próximo ao termômetro padrão. Ligou-se o sistema de refrigeração ajustando o *setpoint* do mesmo para uma temperatura de -15,0°C e aguardou-se até que o sistema atingisse o regime permanente. Na seqüência, por meio do sistema supervisorio, foram anotadas as temperaturas das termoresistências e do termômetro padrão. Aumentou-se a temperatura do *setpoint* para -10°C e procedeu-se de forma similar à anterior. Desta forma, foram feitos vários ensaios sempre aumentando a temperatura do *setpoint* do sistema de refrigeração e anotando as respectivas

temperaturas das termoresistências e termômetro padrão. Com estes dados, construiu-se uma tabela e uma curva de calibração para as termoresistências do sistema.

#### ***3.4 - Determinação da Vazão da Bomba Peristáltica de Etanol***

A vazão da bomba peristáltica utilizada na linha de adição do etanol no sistema é definida através da posição de um seletor manual variando de 0 a 8. Assim, foi necessário o desenvolvimento de um procedimento para a determinação da vazão correspondente a cada posição do seletor. Para isto foram utilizados balões volumétricos e cronômetro sendo a vazão determinada em triplicata para cada posição do seletor. Com os valores obtidos foi construída uma tabela de correlação entre as posições do seletor e as respectivas vazões.

#### ***3.5 - Determinação da Vazão da Bomba de Propilenoglicol***

A linha de propilenoglicol possui uma bomba de engrenagem que funciona com tensão variável de 0 a 24 V. A variação da tensão da bomba é realizada através de um sinal de comando 4-20 mA enviando a um conversor. O percentual de variação da tensão (0-24 V) possui uma relação direta com a rotação da bomba e conseqüentemente com a vazão desenvolvida. Desta forma foi realizado um ensaio para a determinação da relação entre o percentual de variação da rotação da bomba com a vazão da bomba de propilenoglicol. Assim, pode-se determinar matematicamente a vazão apresentada de acordo com o percentual de rotação atribuído à bomba pelo conversor.

#### ***3.6 - Desenvolvimento do Sistema Supervisório***

A interface com o usuário foi desenvolvida através da construção de gráficos de monitoramento, em tempo real, do comportamento dinâmico e permanente das

variáveis do sistema. As informações foram armazenadas em arquivos de dados para posterior análise mais detalhada.

O desenvolvimento da interface gráfica do sistema de precipitação de bromelina foi feita utilizando o supervisor AIMAX for Windows versão 4.2, que possibilitou o monitoramento das variáveis além de dispor de ferramentas como o histórico de dados, e apresentação de gráficos em tempo real. A construção das telas de supervisão baseou-se na representação sinótica do processo e a apresentação facilitada das variáveis importantes do mesmo.

### **3.7 - Preparo das Amostras**

As amostras de caldo de abacaxi (variedade pérola) foram preparadas utilizando as cascas e talo do fruto, devidamente triturado com água destilada para diluição de 1:1. Depois de triturado foi feita uma filtração para a retirada das fibras obtendo-se o caldo que foi acondicionado em frascos e armazenado sob congelamento a  $-18^{\circ}\text{C}$ . Para a realização dos ensaios, a amostra foi retirada do congelador e descongelada em banho de água à temperatura ambiente.

### **3.8 - Ensaios de Sintonia do Controlador PID Convencional**

A sintonia do controlador PID é o ajuste dos parâmetros  $K_c$  (ganho),  $\tau_i$  (tempo integral) e  $\tau_d$  (tempo derivativo) para que se possa atingir a resposta desejada. Qualquer sistema de controle em malha fechada necessita ser sintonizado.

A tarefa de sintonia implica na mútua otimização de características de resposta tais como amortecimento, sobre sinal, tempo de acomodação e erro em regime (*offset*).

Existem diversos métodos de sintonia para projetos de controladores PID, geralmente, baseados em diferentes condições e considerações que visam minimizar parâmetros de desempenho previamente definidos.

Para o sistema de precipitação da bromelina usou-se o 1º método de sintonia de Ziegler-Nichols, que é um método clássico e amplamente utilizado na indústria. Este método baseia-se na realização de um ensaio em malha aberta, o qual consiste na obtenção experimental de uma resposta do processo a uma perturbação do tipo degrau, de intensidade A, para ajuste e analogia ao modelo de primeira ordem com tempo morto.

Primeiramente foi realizado o estudo de sintonia utilizando o 1º método de Ziegler-Nichols (Curva de Reação) para o PID convencional. Para isso colocou-se 100 mL de caldo de abacaxi no tanque de precipitação com agitação constante, estando o sistema de refrigeração ligado a temperatura -14°C circulando pela camisa do tanque de precipitação a uma rotação de 50% da capacidade da bomba para que o sistema chegasse a temperatura constante de 5°C. Controlou-se na mesma proporção a vazão de entrada de etanol (99,5 GL) e de caldo de abacaxi e para que o sistema alcançasse o regime permanente a vazão de saída do tanque de precipitação. Após estabilidade do sistema fez-se uma perturbação aumentando-se a vazão da bomba de propilenoglicol para 80% da sua capacidade, ou seja, uma perturbação de intensidade  $A=30$  e observou-se pelo sistema supervisor a estabilização. Os dados foram armazenados no histórico e utilizados para se construir uma curva em S onde traçando-se uma reta obteve-se os valores  $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$  pela equação de Ziegler-Nichols descritas na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1 - Relações de sintonia baseados na curva de reação do Método de Ziegler-Nichols**

| Controlador | $K_c$                 | $\tau_i$ | $\tau_d$      |
|-------------|-----------------------|----------|---------------|
| PID         | $\frac{1,2AT}{K_p L}$ | $2L$     | $\frac{L}{2}$ |

### **3.9 - Ensaio de Sintonia do Controlador PID Adaptativo**

O processo de precipitação de bromelina caracteriza-se como um processo em batelada alimentada onde podem ser detectadas fontes de não linearidades. Uma delas está relacionada à variação de volume do meio durante o processo, alterando constantemente as condições de troca térmica.

Observando este efeito, fez-se o estudo de sintonia também para o controlador PID adaptativo com o objetivo de se encontrar o valor do ganho do processo ( $K_c$ ) e suas variações de acordo com o volume (*Gain Schedule*). Para isso seguiu-se o mesmo procedimento realizado na sintonia do PID convencional, com a ressalva à diluição em álcool dos volumes iniciais do tanque de precipitação, que para 200mL fez uma diluição 1:1, para 300mL diluição 1:2, 400 mL diluição 1:3 e 500 mL 1:4 para que não haja mudança nas características físico químicas do meio, simulando o andamento normal do processo. Com este mesmo objetivo diluiu-se também com etanol na mesma proporção o caldo de abacaxi que entra no sistema. Para cada ensaio foram encontrados os valores do ganho do processo ( $K_c$ ) de modo a obter um gráfico desse parâmetro em relação ao volume.

### **3.10 - Implementação do Controlador PID**

A malha de controle PID foi definida baseada principalmente no controle eficaz da temperatura da bromelina, levando-se em conta que, segundo a literatura, a precipitação da bromelina deve ser feita a uma temperatura menor que 10°C para que não ocorra a desnaturação da enzima. Portanto atribuiu-se o *setpoint* de 5°C para a variável controlada (temperatura da bromelina), a qual é consequência da variável manipulada, rotação da bomba de propilenoglicol, que é o líquido de resfriamento da camisa do tanque de precipitação da bromelina.

O programa SYSCON for Windows NT versão 4.0 Build 4 de configuração de dispositivos *fieldbus* foi utilizado na implementação das estratégias de controle, utilizando os blocos funcionais presentes no dispositivo de campo.

### **3.11 - Ensaio de Estabilidade do Processo**

A análise de estabilidade do processo foi realizada com o objetivo de encontrar o valor do ganho crítico o qual tornaria este processo estável e menos sensível a perturbações do meio. Os ensaios de estabilidade foram feitos utilizando-se o *software* Matlab com os dados encontrados na sintonia de Ziegler-Nichols para o processo nos volumes de 100, 200, 300, 400 e 500 mL.

O critério de estabilidade assegura a resposta estável de um sistema *feedback* independentemente se mudanças na entrada são no *setpoint* ou na carga. Isto porque as raízes da equação característica são pólos comuns às duas funções de transferência.

As características de estabilidade de um sistema em malha fechada dependem do valor do ganho  $K_c$ . A análise do lugar das raízes é simplesmente o gráfico no plano complexo das raízes da equação característica conforme o ganho varia de zero a infinito. Desta forma é muito útil na determinação das características de estabilidade de um sistema em malha fechada conforme ganho  $K_c$  varia. A análise do lugar das raízes além de estabilidade também mostra características da resposta dinâmica, o que pode ser a base para o projeto de malhas de controle *feedback*, já que a movimentação dos pólos da malha fechada (ou seja, as raízes da equação característica) devido à mudança do ganho proporcional do controlador pode ser claramente entendida.

Com o valor encontrado foi utilizado como tentativa inicial o valor referente a 60% do ganho crítico para o valor do ganho proporcional do controlador PID convencional e adaptativo; esses valores podem ser visualizados na Tabela 5.5.

### **3.12 - Implementação dos Parâmetros do PID no Sistema Supervisório**

Para que o sistema utilizasse o controle PID automaticamente foi implementado um algoritmo de programa no sistema supervisório AIMAX. Este algoritmo de programa relaciona equações com variáveis de processo como o tempo, vazão de etanol adicionada ao sistema e respectivamente volume do processo. Este algoritmo de programa é denominado *script* e foi inserido no *Data Configuration Manager do software* de configuração do AIMAX com auxílio dos botões que podem ser visualizados na Figura 3.3.





Figura 3.3 - Barra de Ferramentas *Data Configuration Manager* do software AIMAX

Podem ser destacados na Figura 3.3 os botões 1,2 e 3, que foram utilizados para a configuração da programação automática para os parâmetros do PID, com a seguinte descrição:

Botão 1 – *Constant Point* – Utilizado para definição de parâmetros internos de valor constante na programação que serão utilizados nas equações de cálculos expressas no *script*.

Botão 2 – *Calculation Point* – Utilizado para a realização de cálculos parciais que serão utilizados pelo *script*

Botão 3– *System Script* – Editor de programação, onde se digita o *script*, o qual irá definir automaticamente a utilização do PID adaptativo.

### 3.13 - Ensaios de Precipitação com PID Convencional e PID Adaptativo

Os ensaios de precipitação com o PID convencional foram realizados estando o sistema supervisorio devidamente configurado com os parâmetros de controle encontrados na sintonia de Ziegler-Nichols.

Primeiramente foram realizados ensaios com o objetivo de determinar a vazão de etanol (concentração 99,5 GL à temperatura ambiente) para que o sistema não sofresse um aumento excessivo da temperatura. Sendo assim, foram feitos ensaios utilizando diferentes vazões de etanol, através da posição do seletor da bomba peristáltica. Para isso, foram colocados 100 mL de suco de abacaxi no tanque de precipitação previamente resfriado a uma temperatura de 5°C e uma rotação de 50% da bomba de propilenoglicol. Nestas condições o etanol era adicionado até que o volume do tanque atingisse 500 mL (segundo literatura a precipitação deve ser com

80% v/v de etanol, a 5°C para um melhor rendimento) com agitação constante, em malha aberta. Estes dados foram coletados através do sistema supervisorio e construídos gráficos de monitoramento, através dos quais se determinou a vazão adequada a este processo.

Com a vazão de álcool definida foram realizados os ensaios tomando-se no tanque de precipitação o volume de 100 mL de caldo de abacaxi mantidos a 5°C, procedendo-se a adição de etanol, até que o volume total chegasse a 500 mL (precipitação, sob agitação constante e em malha fechada. Os dados foram coletados no histórico do sistema supervisorio e construídos gráficos do comportamento do erro da variável controlada (temperatura do meio de precipitação) e do comportamento da variável manipulada (rotação da bomba de alimentação do fluido refrigerante). Foram realizados diversos ensaios objetivando o melhor desempenho do controlador PID convencional na manutenção da temperatura do meio de precipitação.

Para a configuração do PID adaptativo foi utilizado procedimento análogo ao anterior com ressalva na variação do parâmetro ( $K_c$ ) de acordo com uma equação e mantendo fixos os valores dos parâmetros  $\tau_i$  e  $\tau_d$ . Desta forma fez-se vários ensaios ajustando-se os valores dos parâmetros  $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$ , até encontrar um controlador PID adaptativo (*Gain Schedule*) com um desempenho satisfatório na manutenção da temperatura do meio de precipitação, visando a rapidez da resposta e a qualidade do produto final.

Para uma análise comparativa do comportamento da temperatura no meio de precipitação da bromelina foi realizado um ensaio com atuação do PID convencional, ou seja, os parâmetros  $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$  com valores fixos durante todo o ensaio e com os dados do histórico construídos gráficos de controle e tabelas objetivando a análise das respostas dos controladores.

## CAPÍTULO 4

### 4 . RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### 4.1 - Montagem do Protótipo

O sistema utilizado para a realização dos ensaios de precipitação da bromelina está apresentado na Figura 4.1, onde se observa o tanque de precipitação encamisado de 500 mL com agitador (a), bomba de adição de etanol (b) e termoresistências (c) as quais monitoram a temperatura da bromelina, temperatura de entrada/ saída do fluido refrigerante e a temperatura do etanol.

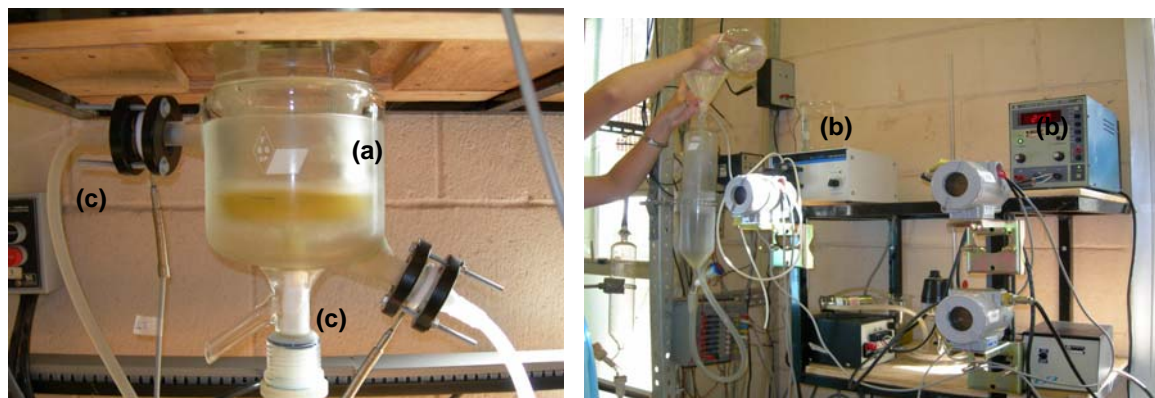


Figura 4.1 - Foto ilustrativa do sistema de precipitação da bromelina

#### 4.2 - Especificação e Instalação da Instrumentação

A instrumentação foi montada de modo a obter uma maior quantidade de informações das variáveis de processo e de controle do sistema.

O sistema foi composto por uma interface de campo DFI 302, conforme ilustrado na Figura 4.2, dois transmissores de temperatura (TT302) e um conversor *fieldbus* (FI302).



Figura 4.2 – Foto ilustrativa da montagem do sistema em Rede *Fieldbus* para o processo de precipitação da bromelina

### 4.3 - Calibração dos Sensores de Temperatura (Termoresistências)

Os dados da calibração das termoresistências foram utilizados para obtenção de curvas de ajuste linear para cada sensor de temperatura do sistema. Os modelos lineares obtidos são apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Equações de calibração para os sensores de temperatura.

| Termoresistências | Equação de Ajuste  | Coef. Correlação ( $r^2$ ) | Erro médio (°C) |
|-------------------|--------------------|----------------------------|-----------------|
| 01                | $Y=1,0079x-0,0709$ | 0,99974                    | 0,03            |
| 02                | $Y=0,9999x+0,0012$ | 0,99981                    | 0,01            |
| 03                | $Y=1,0239x-0,7269$ | 0,99962                    | -0,43           |
| 04                | $Y=1,0120x-0,6650$ | 0,99987                    | -0,51           |

As curvas de calibração são apresentadas no Apêndice A.

Podem ser observado na Tabela 4.1 que todos os ajustes da calibração das termoresistências expressaram altos valores de coeficiente de correlação apresentando uma excelente concordância com o modelo linear.

O valor do erro médio é obtido pela diferença entre os valores das temperaturas do termômetro padrão e da temperatura de cada termoresistência.

#### 4.4 - Determinação da Vazão da Bomba Peristáltica de Etanol

Os dados na determinação da vazão da bomba peristáltica de etanol referente a cada posição do seletor são apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 - Dados da determinação da vazão da bomba de etanol

| Posição do Seletor | Volume (mL) | Tempo (s) | Vazão (mL/s) |
|--------------------|-------------|-----------|--------------|
| 2                  | 25          | 267,55    | 0,09         |
| 3                  | 25          | 91,19     | 0,27         |
| 4                  | 50          | 88,16     | 0,57         |
| 5                  | 50          | 40,26     | 1,24         |
| 6                  | 100         | 61,39     | 1,63         |
| 7                  | 100         | 52,22     | 1,91         |
| 8                  | 100         | 46,50     | 2,15         |

Na Figura 4.3 é apresentado o comportamento da vazão de etanol de acordo com a posição do seletor.

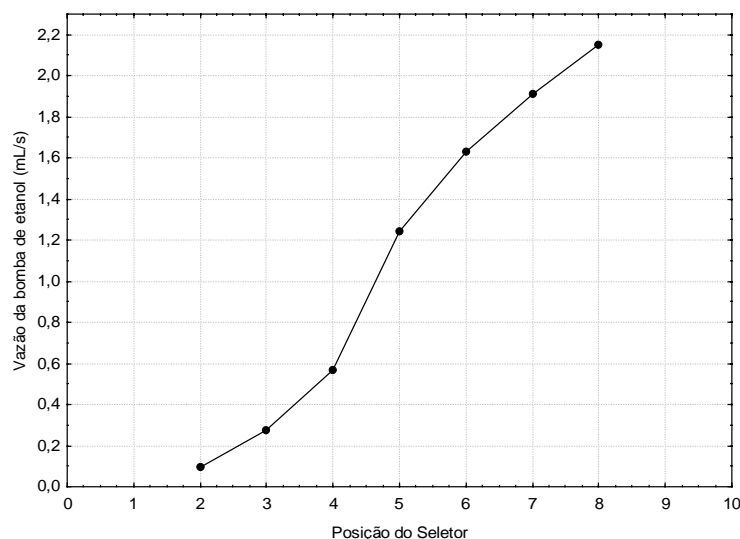


Figura 4.3 - Comportamento da vazão de etanol de acordo com a posição do seletor

Pode ser observado na Figura 4.3 que existe um comportamento não linear da vazão da bomba de etanol em relação à posição do seletor indicando mais uma fonte de não linearidade do processo.

#### 4.5 - Determinação da Vazão da Bomba de Propilenoglicol

A determinação da vazão do propilenoglicol de acordo com o valor percentual de saída do atuador está apresentada na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 - Dados da determinação da vazão da bomba de propilenoglicol

| Saída (%) | Saída (mA) | Vazão (L/h) |
|-----------|------------|-------------|
| 0,0       | 4          | 0           |
| 25,0      | 8          | 20,6        |
| 37,5      | 10         | 34,7        |
| 50,0      | 12         | 49,9        |
| 62,5      | 14         | 64,5        |
| 75,0      | 16         | 77,3        |
| 87,5      | 18         | 89,8        |
| 100,0     | 20         | 103,1       |

Na Figura 4.4 é apresentado o comportamento da vazão de propilenoglicol de acordo com porcentagem de saída do atuador da bomba e o ajuste linear dos dados.

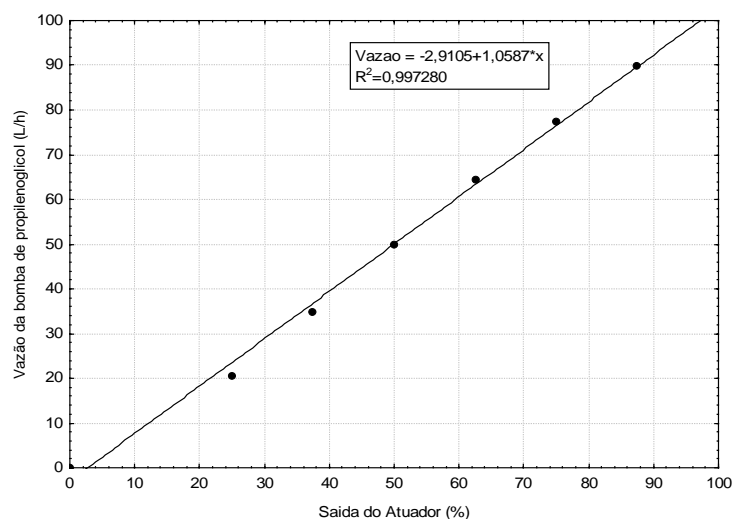


Figura 4.4 - Comportamento da vazão de propilenoglicol de acordo com a porcentagem de saída do atuador da bomba

Foi observado na Figura 4.4 o comportamento linear da vazão da bomba propilenoglicol com o atuador, sendo desta forma um tipo de atuação desejável para fins de controle.

#### 4.6 - Desenvolvimento do Sistema Supervisório

A interface gráfica do sistema supervisório feita através do software AIMAX é ilustrada na Figura 4.5 onde pode ser observada a tela de monitoramento e controle do processo de precipitação da bromelina.

O AIMAX permite a representação dos valores das variáveis de processo e dos estados das variáveis digitais, diretamente na tela, na forma numérica ou por gráficos temporais deixando mais acessível a interface homem-máquina.

O sistema de aquisição de dados utilizado na realização dos experimentos consistiu no armazenamento dos valores de interesse em memória, com tempo de amostragem de 1 s para posterior gravação em arquivo.

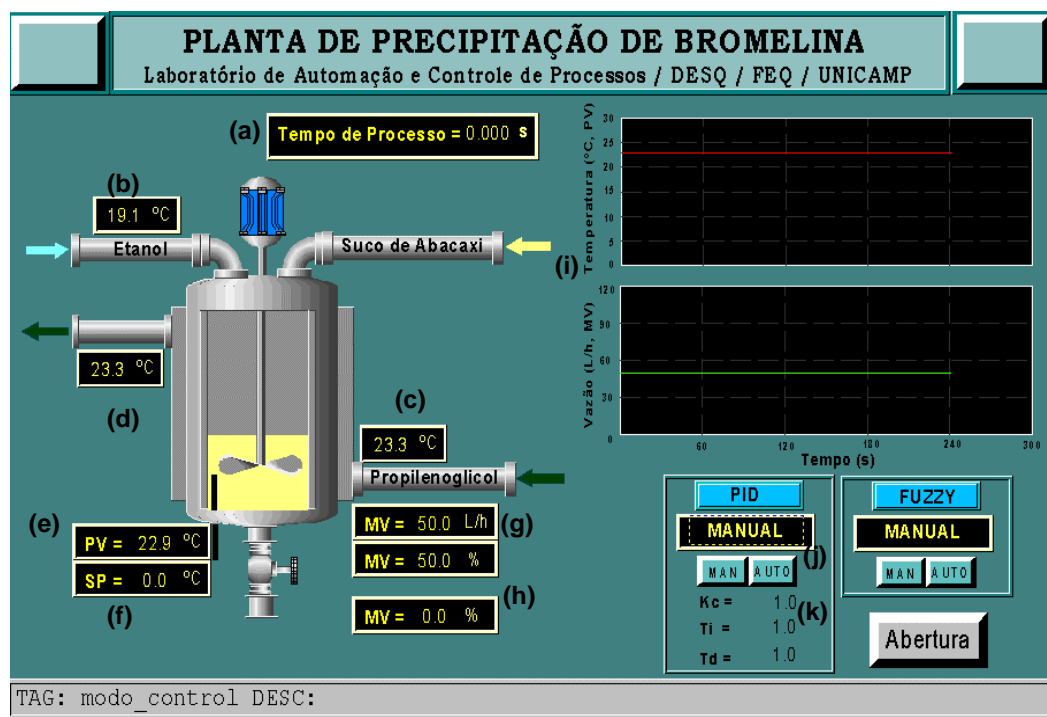


Figura 4.5 – Tela do sistema supervisório AIMAX de monitoramento e controle processo de precipitação da bromelina

Pode ser visualizada na Figura 4.5 a tela do sistema supervisório AIMAX de monitoramento e controle do processo de precipitação da bromelina onde pode ser destacado através das letras os elementos da tela:

- a) *Label* onde se visualiza o tempo de processo;
- b) Label onde se visualiza a temperatura de entrada do etanol;
- c) Label onde se visualiza a temperatura de entrada do fluido refrigerante propilenoglicol;
- d) Label onde se visualiza a temperatura de saída do fluido refrigerante;
- e) Label onde se visualiza a variável controlada temperatura da bromelina;
- f) Label onde se visualiza e pode atuar no *setpoint* da bromelina;
- g) Label onde se visualiza e pode atuar em modo manual na porcentagem de saída da vazão de propilenoglicol Variável manipulada;
- h) Label que foi utilizado para determinar a porcentagem de entrada de caldo de abacaxi no procedimento de sintonia dos parâmetros de controle PID;
- i) Gráficos de monitoramento da variável controlada e manipulada;
- j) Botões de ação onde pode se mudar o controle para Manual ou Automático;
- k) Label onde se visualiza e pode atuar no modo manual nos valores dos parâmetros de controle  $K_c$ ;  $\tau_i$  e  $\tau_d$ .

Ressalta-se a potencialidade do supervisório AIMAX de habilitar a comunicação com a internet de forma dinâmica. Assim, os dispositivos de campo podem ser monitorados e operados a distância por diversos usuários com diferentes níveis de permissões de acesso.

#### **4.7 – Ensaios Preliminares**

Os ensaios preliminares foram realizados com objetivo principal de testar a metodologia proposta neste trabalho. Desta forma, foi utilizado inicialmente o sistema



operando apenas com água, simulando tanto a adição de etanol quanto o caldo de abacaxi.

O procedimento de sintonia foi realizado segundo o método de Ziegler-Nichols previamente descrito, encontrando-se os valores de  $K_c$ ;  $\tau_i$  e  $\tau_d$ . Com estes valores foi realizada uma análise de estabilidade no sistema e na seqüência uma sintonia fina para o uso em ensaios de controle.

Os ensaios de controle foram também realizados somente com água e os parâmetros de sintonia foram finalmente ajustados para os controladores PID convencional e adaptativo.

A partir destes valores foram efetuados ensaios com adição de etanol no caldo de abacaxi. Foi observado a não adequação dos valores encontrados nos testes com água devido a uma dinâmica diferenciada promovida pela diluição exotérmica do etanol na solução aquosa de caldo de abacaxi.

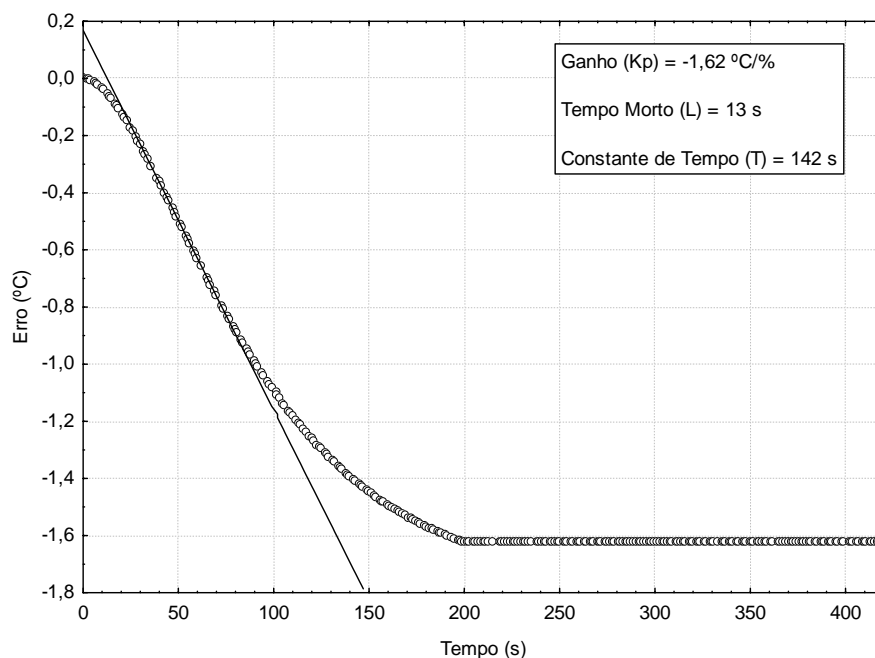
Estes ensaios estão minuciosamente descritos no Apêndice B. Com estes resultados foi necessária a aplicação da mesma metodologia utilizando o sistema operando nas condições reais de processo, como descritos nos próximos itens.

#### ***4.8 - Ensaios de Sintonia do Controlador PID Convencional***

Devido a não existência de um procedimento bem definido para sintonia de sistema em batelada alimentada, foi proposta uma metodologia baseada no primeiro método de Ziegler-Nichols (Curva de Reação).

Em todos os ensaios foi fixada a temperatura de entrada de propilenoglicol no reator foi de  $-14^{\circ}\text{C}$ .

Na Figura 4.6 é apresentada a resposta obtida no comportamento da temperatura interna do tanque de precipitação após uma perturbação degrau de intensidade (A) igual a 30% na vazão de propilenoglicol, estando o reator com o volume inicial de 300 mL de caldo de abacaxi diluído 1:3 em álcool e adição constante de álcool e caldo na mesma concentração existente no tanque e volume constante em regime permanente.



**Figura 4.6 – Curva de reação para determinação dos parâmetros de Sintonia do Controlador PID convencional (volume 300 mL)**

Os dados experimentais apresentados na Figura 4.6 foram ajustados para uma curva em S para melhor determinação dos valores utilizados no primeiro método de Ziegler-Nichols (ganho, tempo morto e constante de tempo).

Foram obtidos da curva de reação apresentada na Figura 4.6 para o volume inicial de 300 mL os valores:

Ganho ( $K_p$ ) = - 1,62 °C/%; Tempo Morto ( $L$ ) = 13 s e Constante de Tempo ( $T$ ) = 142 s.

Assim utilizando a tabela do primeiro método de Ziegler-Nichols obtiveram-se os valores dos parâmetros de sintonia do controlador PID convencional:

$$K_c = 242,74 \text{ \%}/^\circ\text{C}$$

$$\tau_i = 26 \text{ s}$$

$$\tau_d = 6,5 \text{ s.}$$

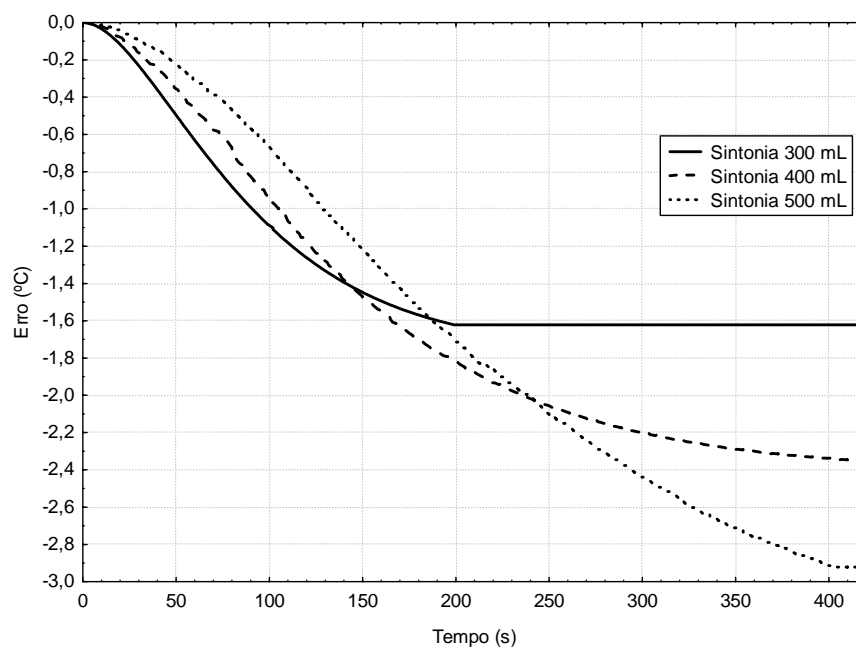
#### **4.9 - Ensaio de Sintonia do Controlador PID Adaptativo**

Observando o efeito das não linearidades do processo de precipitação da bromelina, foi feita uma sintonia para o controlador PID adaptativo pelo método de

Ziegler-Nichols (Curva de Reação) para se determinar o ganho do processo ( $K_c$ ) e suas variações de acordo com o volume do meio (*Gain Schedule*).

Para isso foram feitos diversos ensaios de sintonia com o objetivo de se estabelecer valores para o ganho do controlador ( $K_c$ ) proposto em diferentes volumes durante a adição de etanol no tanque de precipitação de bromelina (100, 200, 300, 400 e 500 mL).

Seguiu-se o mesmo ajuste de uma curva em S para determinação dos parâmetros gráficos de Ziegler-Nichols (ganho, tempo morto e constante de tempo). Os gráficos dos ensaios de sintonia para os volumes 300, 400 e 500 mL encontram-se no Apêndice C e na Figura 4.7 são apresentadas as curvas de reação para cada volume em função do tempo.



**Figura 4.7 – Curvas de reação para determinação PID adaptativo**

As curvas de reação expostas na Figura 4.7 demonstram que o ganho se torna mais sensível em relação ao aumento do volume devido maior troca térmica, no entanto o sistema se torna mais lento apresentando maiores valores de constante de tempo.

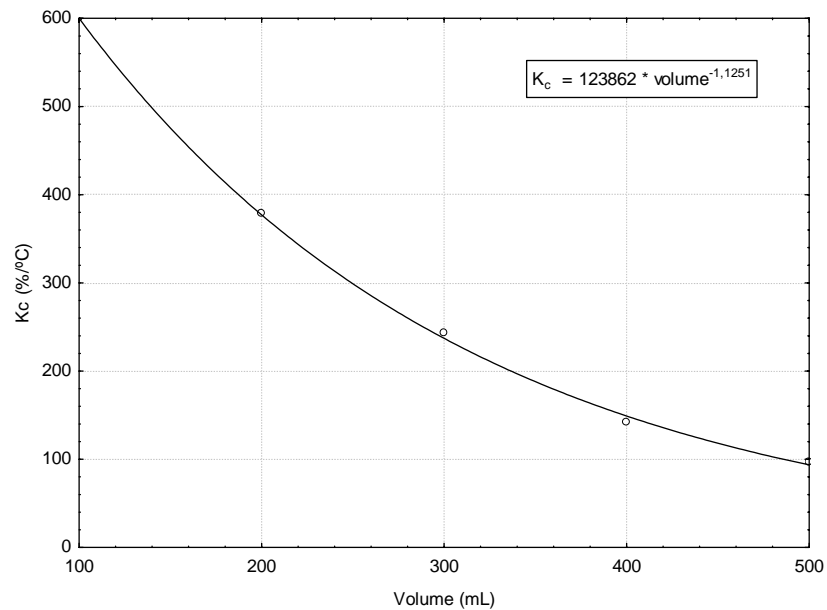
Os valores gráficos obtidos para cada volume, assim como seus respectivos valores para o ganho ( $K_c$ ) calculados, são apresentados na Tabela 4.4.

**Tabela 4.4 - Dados dos parâmetros gráficos e valores do ganho ( $K_c$ ) do controlador PID convencional**

| Volume (mL) | Ganho ( $K_p$ ) ( $^{\circ}\text{C}/\%$ ) | Tempo Morto (L) (s) | Const. Tempo (T) (s) | $K_c$ ( $\%/^{\circ}\text{C}$ ) |
|-------------|---|---------------------|----------------------|---------------------------------|
| 100         | --  | --                  | --                   | 599,32                          |
| 200         | --  | --                  | --                   | 378,34                          |
| 300         | -1,62                                     | 13                  | 142                  | 242,74                          |
| 400         | -2,30                                     | 21                  | 190                  | 141,61                          |
| 500         | -2,76                                     | 35                  | 258                  | 96,15                           |

Pode-se observar na Tabela 4.4 a ausência dos parâmetros gráficos para os volumes de 100 e 200 mL, pois estes apresentaram comportamento inverso ao processo devido as diferenças de troca térmica apresentadas nestes respectivos volumes, ou seja a eficiência de troca térmica aumenta de acordo com o aumento do volume. Portanto para se encontrar os valores do ganho ( $K_c$ ) para os volumes de 100 e 200 mL a equação obtida nos ensaios realizados foi extrapolada.

Na figura 4.8 pode ser observado a curva de ajuste para o ganho ( $K_c$ ) em diferentes volumes (PID adaptativo).

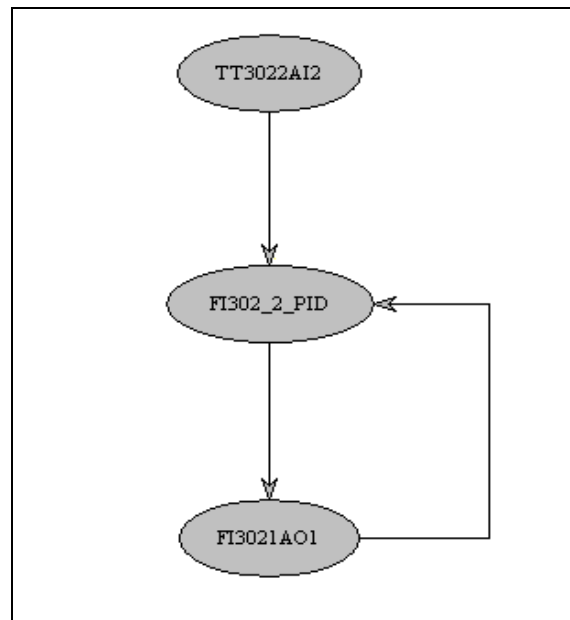


**Figura 4.8 - Curva de Ajuste do ganho ( $K_c$ ) em diferentes volumes (PID adaptativo)**

Observa-se através da Figura 4.8 que os valores do parâmetro do controlador  $K_c$  (ganho) reduzem com o aumento do volume. Este comportamento pode ser explicado pelo aumento da área de troca térmica com o fluido refrigerante fazendo com que as ações de controle sejam mais efetivas no final do processo.

#### 4.10 - Implementação do Controlador PID

A estratégia de controle PID utilizada no desenvolvimento dos ensaios foi construída a partir da interligação de blocos funcionais dos dispositivos de campo *Fieldbus*. A representação do fluxo de informações das malhas de controle, configuradas a partir do *software* SYSCON, está representada na Figura 4.9.



**Legenda:**

TT3022AI2 - Transmissor de Temperatura  
FI302\_2\_PID - Controlador PID  
FI3021AO1 - Conversor de saída para atuador

Figura 4.9 - Estratégia de controle PID implementada no processo precipitação da bromelina

A interligação dos blocos funcionais define a estratégia de controle e programação do processo a ser controlado. Na configuração especifica-se a escolha do bloco funcional e em que dispositivo serão enviados os dados coletados.

A versatilidade do sistema *Fieldbus* permite que em caso de defeitos em alguns dos blocos funcionais há possibilidade de reconfigurar automaticamente em tempo real, aumentando a confiabilidade de execução do sistema.

O bloco de entrada analógico (AI) dispõe de dados dos transmissores de entrada ligados aos elementos primários de temperatura e os tornam disponíveis para os demais blocos funcionais.

O bloco funcional PID recebe os sinais de valores da variável que se deseja controlar enviando sinais de controle para as variáveis manipuladas através da saída analógica.

A saída analógica AO recebe um sinal de outro bloco funcional e trabalha sobre ele para fazê-lo compatível com a necessidade do *hardware*. Normalmente, a saída de um bloco AO é conectada a um bloco transdutor de saída.

#### **4.11 - Ensaio de Estabilidade do Processo**

Analisando-se os valores para os parâmetros de controle do PID ( $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$ ) encontrados na sintonia de Ziegler-Nichols nos ensaios realizados pode-se observar que os valores do parâmetro  $K_c$  foram muito altos, o que torna o processo mais sensível à perturbação. Sendo assim, houve a necessidade de se fazer uma análise de estabilidade do processo para se encontrar o valor do ganho crítico para o processo a 100, 200, 300, 400 e 500 mL, objetivando o controle eficiente da temperatura.

Partindo-se das curvas de reação obtidas anteriormente em diversos volumes ajustou-se o modelo de primeira ordem com tempo morto (FOPDT) conforme Equação 4.1.

$$Gp(s) = \frac{Kp}{(Ts + 1)} e^{-Ls} \quad \text{Equação 4.1}$$

E incluindo os valores encontrados na sintonia de Ziegler-Nichols para o ganho, constante de tempo e tempo morto na Equação 4.1 para 300, 400 e 500 mL conforme as respectivas equações 4.2, 4.3 e 4.4, tem-se os modelos para a análise

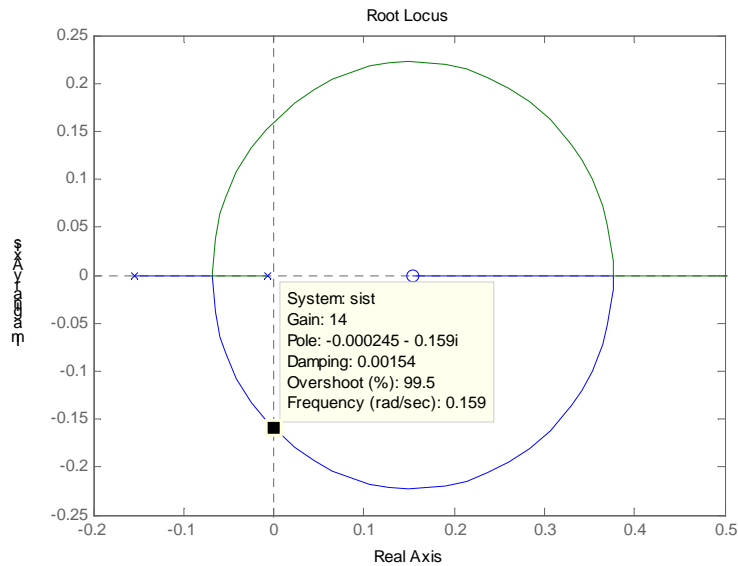
de estabilidade que foi feita utilizando-se o comando *Root Locus* do *software* Matlab 7.0.

$$Gp(s) = \frac{1,62}{(142s + 1)} e^{-13s} \quad \text{Equação 4.2}$$

$$Gp(s) = \frac{2,30}{(190s + 1)} e^{-21s} \quad \text{Equação 4.3}$$

$$Gp(s) = \frac{2,76}{(258s + 1)} e^{-35s} \quad \text{Equação 4.3}$$

O valor do ganho crítico foi encontrado graficamente conforme mostrado na Figura 4.10 a 4.12 respectivamente para os volumes de 300, 400 e 500 mL e .



**Figura 4.10 - Gráfico *Root Locus* para determinação do ganho crítico - volume de 300 mL**

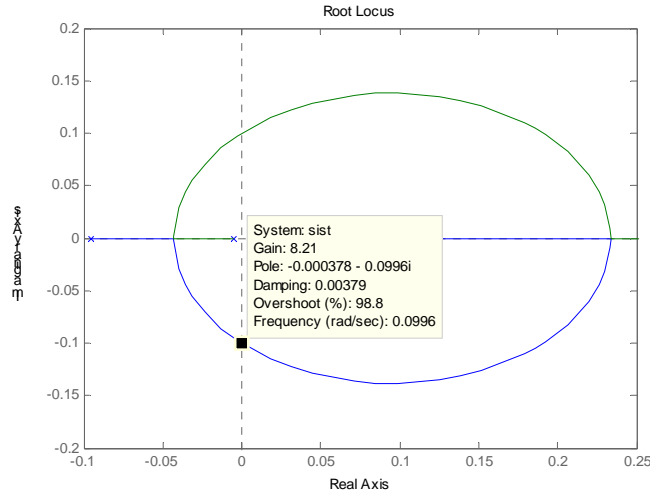


Figura 4.11 - Gráfico *Root Locus* para determinação do ganho crítico - volume de 400 mL

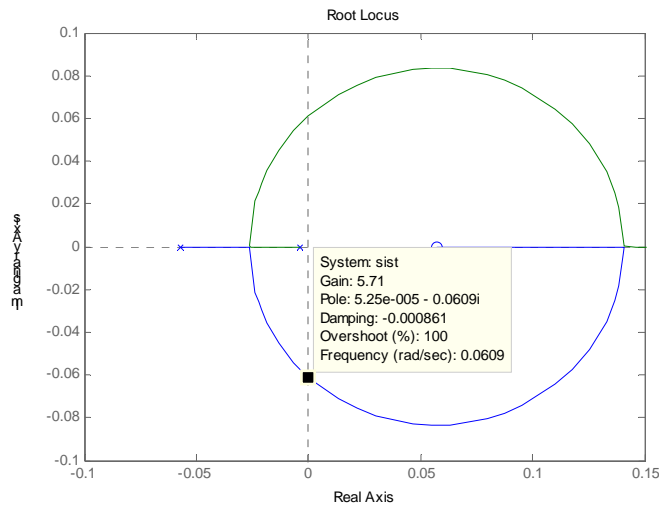


Figura 4.12 – Gráfico *Root Locus* para determinação do ganho crítico - volume de 500 mL

Pode ser visualizado nas Figuras 4.10 a 4.12 que o valor do ganho crítico foi encontrado quando o pólo apresentou a parte real igual à zero. Para os volumes de 100 e 200 mL não foi feita a análise de estabilidade no Matlab devido a ausência dos parâmetros de Ziegler-Nichols ganho ( $K_p$ ), tempo morto (L) e constante de tempo (T), portanto para se encontrar os valores do ganho crítico para os respectivos volumes foi extrapolado através dos valores obtidos nos volumes 300, 400 e 500 mL.

Com os valores do ganho crítico encontrados na análise de estabilidade para os diferentes volumes, foi utilizado como tentativa inicial o valor referente a 60% do ganho crítico para o valor do ganho proporcional do controlador PID convencional e adaptativo; esses valores podem ser visualizados na Tabela 4.5.



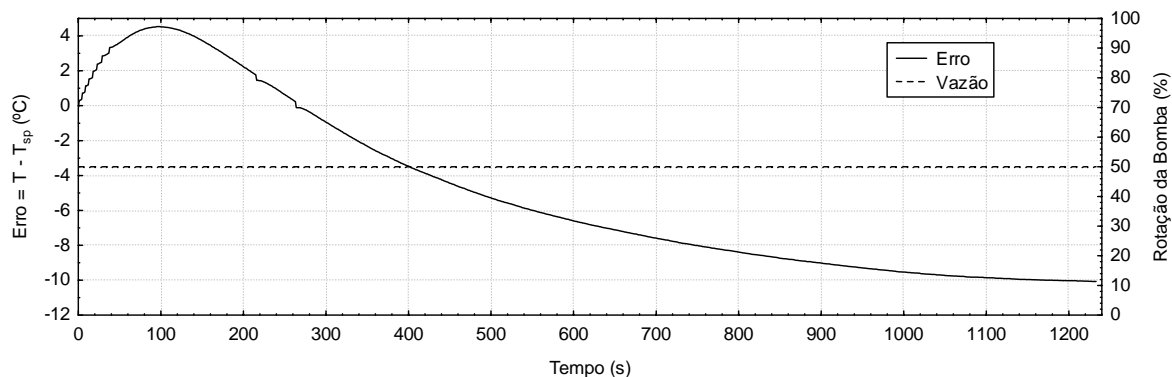
**Tabela 4.5 - Valores do ganho crítico para o PID adaptativo**

| Volume<br>(mL) | $K_{\text{crítico}}$<br>(%/°C) | $K_c$                         |
|----------------|--------------------------------|-------------------------------|
|                |                                | (60% ganho crítico)<br>(%/°C) |
| 100            | 34,59                          | 20,76                         |
| 200            | 21,84                          | 13,10                         |
| 300            | 14,00                          | 8,40                          |
| 400            | 8,21                           | 5,02                          |
| 500            | 5,71                           | 3,34                          |

#### 4.12 – Ensaios de Precipitação com Controlador PID Convencional

Inicialmente foi analisada a vazão adequada de etanol para que não promovesse uma excessiva perturbação na temperatura do meio inviabilizando a estratégia de controle sugerida.

Foram realizados diversos ensaios alterando-se a vazão de etanol até fosse encontrada a vazão adequada. Estes ensaios foram realizados em malha aberta com 100 mL de caldo de abacaxi no tanque de precipitação. O resultado deste ensaio é apresentado na Figura 4.13, onde a vazão considerada ideal foi ajustada a 0,57 mL/s (posição 4 do seletor).



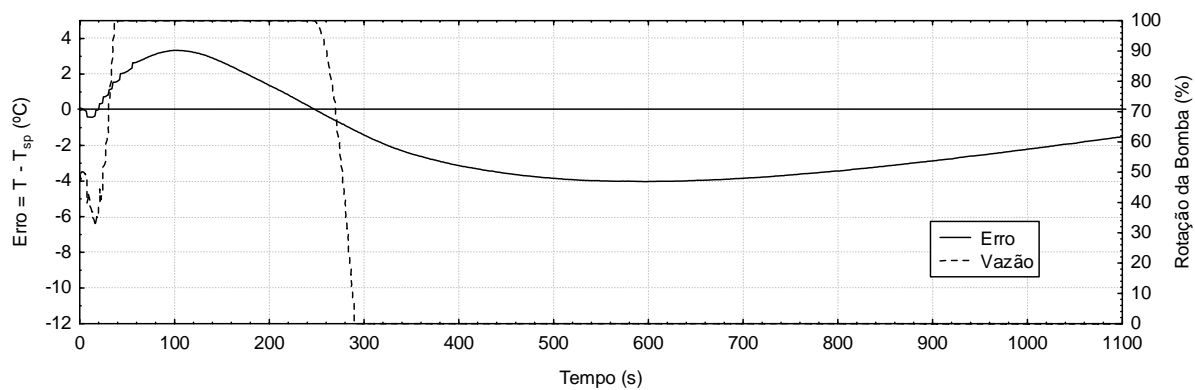
**Figura 4.13 - Ensaio de determinação da vazão de processo de etanol (0,57 mL/s)**

Analisando-se a Figura 4.13 observa-se que a variação da temperatura correspondente a esta vazão de 0,57 mL/s alcançou o valor de aproximadamente 9,52

°C, considerado satisfatório para início dos ensaios de controle. Esta vazão de etanol foi utilizada nos ensaios com atuação do controlador convencional e adaptativo de modo a se efetuar um estudo comparativo do controle da temperatura do sistema de precipitação da bromelina.

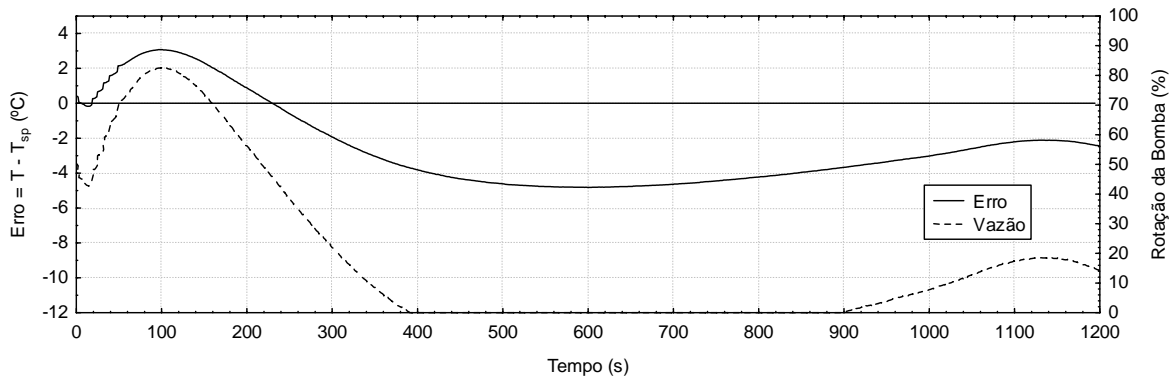
Com os valores do ganho de processo ( $K_c$ ) (60% do ganho crítico encontrado na análise de estabilidade) e parâmetros  $\tau_i$  e  $\tau_d$  (primeiro método de Ziegler-Nichols para 100 mL), foram realizados ensaios de precipitação em malha fechada com atuação do PID convencional ou seja, parâmetros de controle  $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$  fixos durante o processo.

Na Figura 4.14 é apresentado um ensaio de controle com o PID convencional com os seguintes valores para os parâmetros:  $K_c = 20,76 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$ ,  $\tau_i = 2,84 \text{ s}$  e  $\tau_d = 0,71 \text{ s}$ .



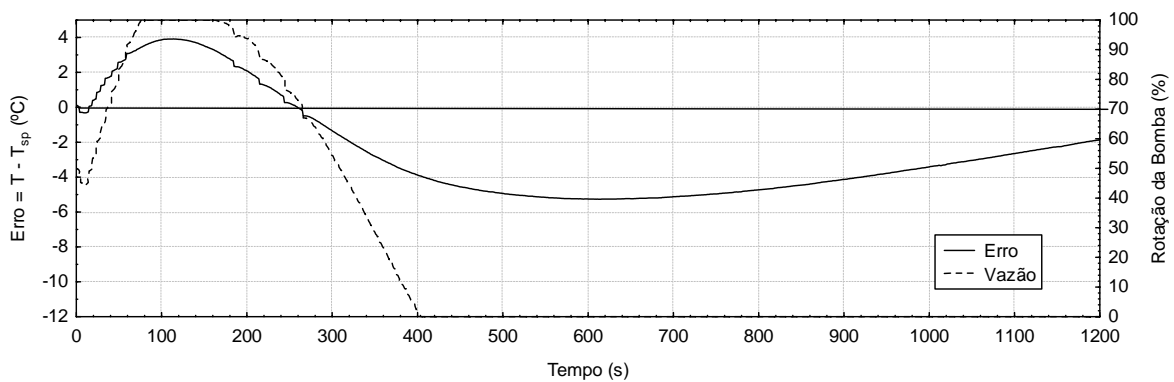
**Figura 4.14 – Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c = 20,76 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$ ,  $\tau_i = 2,84 \text{ s}$  e  $\tau_d = 0,71 \text{ s}$**

Observa-se na Figura 4.14 que houve uma saturação no acionamento da variável manipulada. Assim sendo, o ensaio foi repetido utilizando-se apenas o parâmetro de controle  $K_c$ , ou seja, anularam-se as ações integral e derivativa do PID com o objetivo de verificar a influência individual da ação proporcional. Este ensaio de controle pode ser observado na Figura 4.15 com os seguintes valores para os parâmetros  $K_c = 20,76 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$ ,  $\tau_i = \text{infinito}$  (sem atuação) e  $\tau_d = 0$  (sem atuação).

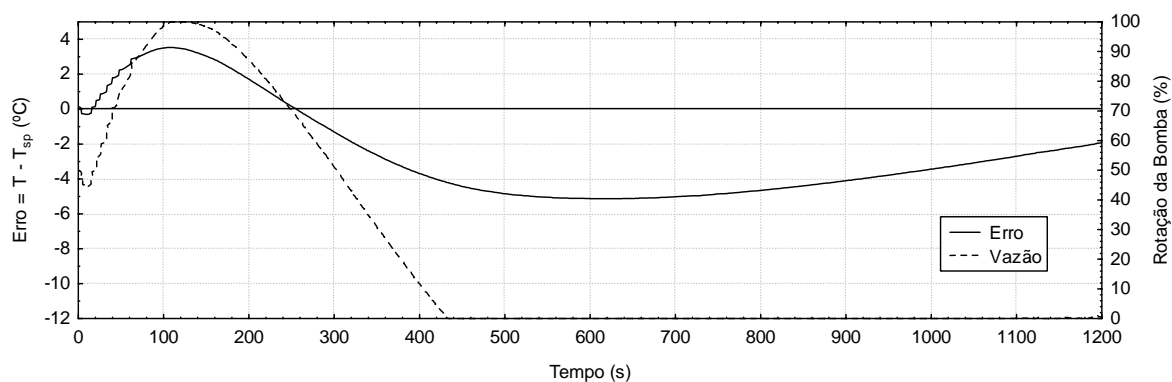


**Figura 4.15 – Comportamento do desvio da temperatura (Erro=T-Tsp) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c = 20,76 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$ ,  $\tau_i = \text{infinito}$  (sem atuação) e  $\tau_d = 0 \text{ s}$  (sem atuação)**

Observa-se na Figura 4.15 somente a atuação do ganho proporcional verificando-se que esta ação não era responsável pela saturação e, portanto fizeram-se novos ensaios de controle prevalecendo o valor de  $K_c$  e ajustando primeiramente a ação integral e posteriormente a derivativa. Nas Figuras 4.16 e 4.17 podem ser visualizados os ensaios de controle com os parâmetros  $K_c = 20,76 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$  e  $\tau_i$  com valores conforme demonstrado na legenda de cada figura, objetivando encontrar a melhor combinação desta ação proporcional com a integral proposta em cada ensaio de controle.

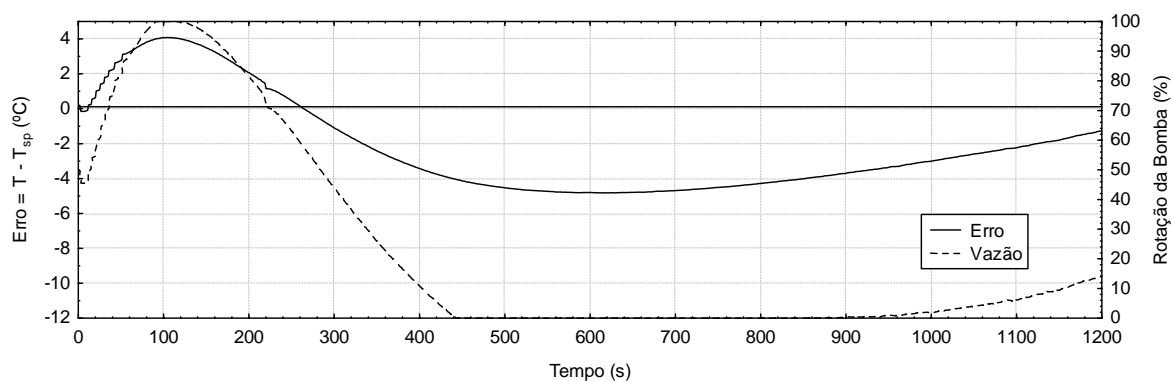


**Figura 4.16 – Comportamento do desvio da temperatura (Erro=T-Tsp) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c = 20,76 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$ ,  $\tau_i=152,52\text{s}$  e  $\tau_d = 0 \text{ s}$  (sem atuação)**

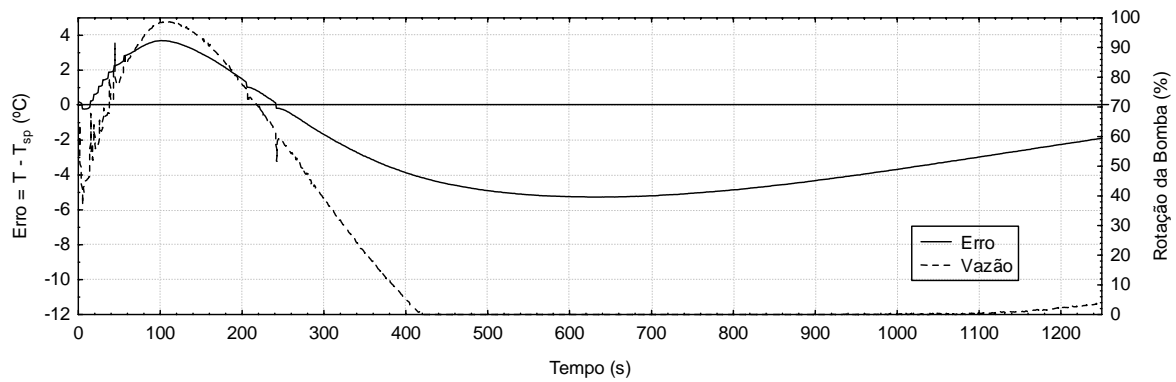


**Figura 4.17 – Comportamento do desvio da temperatura ( $Erro=T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c = 20,76 \text{ \%}/^\circ\text{C}$ ,  $\tau_i = 305 \text{ s}$  e  $\tau_d = 0 \text{ s}$  (sem atuação)**

Analisando-se as figuras 4.16 e 4.17 pode-se observar que o ensaio de controle representado na Figura 4.17 apresentou um desempenho melhor se comparado com o anterior, pois apresentou um *overshoot* de  $3,5 \text{ }^\circ\text{C}$  se comparado anterior de  $3,9 \text{ }^\circ\text{C}$ , além de apresentar um menor tempo de saturação superior. Portanto a partir destes valores de  $K_c$  e  $\tau_i$  fez-se novos ensaios incluindo a ação derivativa para encontrar-se o controlador PID convencional. Estes ensaios de controle podem ser visualizados nas Figuras 4.18 até 4.19 onde estão incluídos valores para ação proporcional, integral e derivativa conforme demonstrado na legenda das respectivas figuras.



**Figura 4.18 – Comportamento do desvio da temperatura ( $Erro=T-T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c = 20,76 \text{ \%}/^\circ\text{C}$ ,  $\tau_i = 305 \text{ s}$  e  $\tau_d = 3,18 \text{ s}$**



**Figura 4.19 – Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c = 20,76 \text{ \%}/^\circ\text{C}$ ,  $\tau_i = 457 \text{ s}$  e  $\tau_d = 3,18 \text{ s}$**

Observa-se na Figura 4.19 que o controlador proposto para este ensaio apresentou um desempenho satisfatório na manutenção da temperatura do meio, pois apresentou *overshoot*  $3,1 \text{ }^\circ\text{C}$  se comparado ao anterior (Figura 4.18) que o *overshoot* foi  $4,0 \text{ }^\circ\text{C}$ , portanto os parâmetros que vão compor o PID convencional são:  $K_c = 20,76 \text{ \%}/^\circ\text{C}$ ,  $\tau_i = 457 \text{ s}$  e  $\tau_d = 3,18 \text{ s}$ . Um outro importante fator é o comportamento da variável manipulada que neste caso não apresentou saturação no limite superior máximo, durante um período longo de tempo, porém nota-se que continua havendo saturação no limite inferior, isso se deve ao fato do sistema de refrigeração estar sustentando perfeitamente as perdas de calor do meio fazendo com que a temperatura de entrada do propilenoglicol mantenha-se baixa. A partir desses dados do PID convencional foram feitos novos ensaios com PID adaptativo, ou seja, com o  $K_c$  variando de acordo com o tempo e volume, *Gain Schedule*.

#### **4.13 - Implementação dos Parâmetros do PID Adaptativo no Sistema Supervisório**

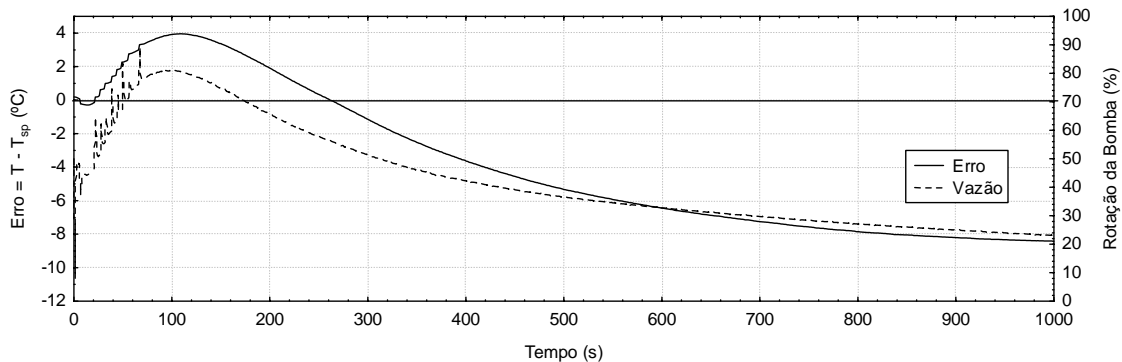
Para implementação da variação dos parâmetros de controle do PID adaptativo no sistema supervisório utilizou-se de linhas de programação objetivando a variação dos valores de  $K_c$  de acordo com o tempo de operação do processo. Esse programa, chamado *Script*, possui uma linguagem de programação própria que

relaciona matematicamente as variáveis do processo tempo, volume e equação do ganho do processo.

O modelo de *Script* utilizado na configuração do PID adaptativo para os ensaios de precipitação da bromelina pode ser encontrado no Apêndice D.

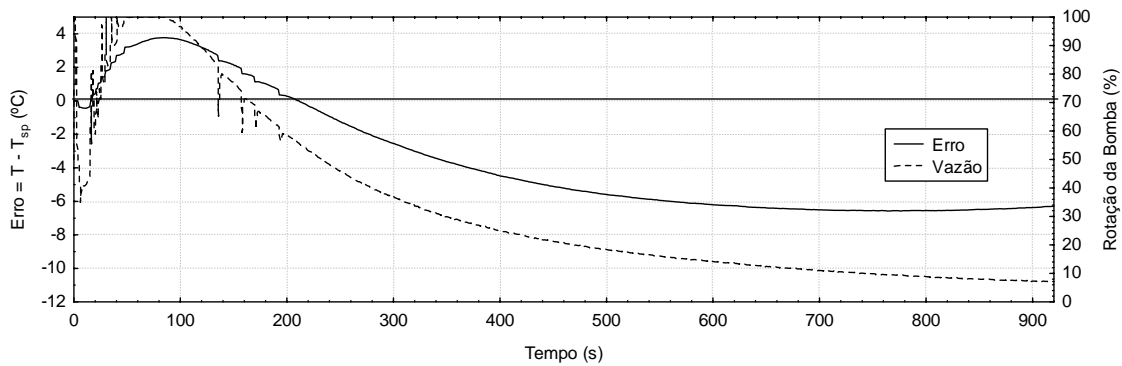
#### 4.14 - Ensaios de Precipitação com Controlador PID Adaptativo

Na Figura 4.20 pode ser observado o ensaio realizado com o controlador PID adaptativo com os valores utilizados no PID convencional, com ressalva na variação do ganho do processo  $K_c$ , ou seja,  $K_{c \text{ inicial}} = 20,76 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$  até  $K_{c \text{ final}} = 3,34 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$ ,  $\tau_i = 457 \text{ s}$  e  $\tau_d = 3,18 \text{ s}$  fixos durante o ensaio.



**Figura 4.20 - Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_{c \text{ inicial}} = 20,76 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$  até  $K_{c \text{ final}} = 3,34 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$ ,  $\tau_i = 457 \text{ s}$  e  $\tau_d = 3,18 \text{ s}$**

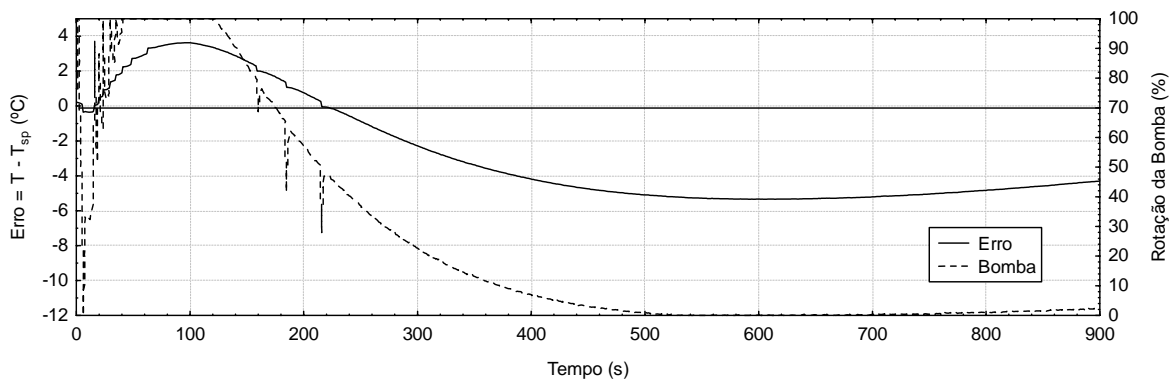
Pode-se notar na Figura 4.20 que a variável manipulada teve uma atuação lenta e em conseqüência a temperatura da variável controlada foi considerada alta para o processo de precipitação da bromelina com valor de  $4,0 \text{ }^{\circ}\text{C}$  de *overshoot* e  $-8 \text{ }^{\circ}\text{C}$  de *offset*. Assim houve a necessidade de se ajustar a variação do ganho  $K_c$  para que o controlador apresentasse um comportamento satisfatório. Na Figura 4.21 pode ser observado um ensaio de controle onde aumentou-se o dobro do valor da ação proporcional variando de  $K_{c \text{ inicial}} = 40,11 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$  até  $K_{c \text{ final}} = 6,64 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$  e manteve-se os valores de  $\tau_i = 457 \text{ s}$  e  $\tau_d = 3,18 \text{ s}$  iguais anteriores e fixos para verificar-se o comportamento do controlador.



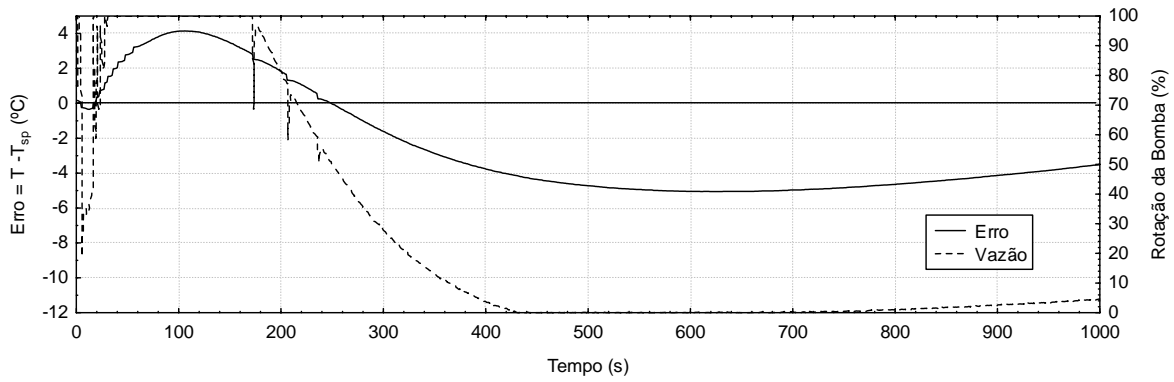
**Figura 4.21 - Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c$  inicial = 40,11 %/°C até  $K_c$  final = 6,64 %/°C,  $\tau_i = 457$  s e  $\tau_d = 3,18$  s-**

Nota-se no ensaio de controle da Figura 4.21 que houve uma melhora da velocidade da resposta, porém o *overshoot* e *offset* permaneceram altos. Assim sendo, novos ensaios foram feitos na tentativa de melhorar o desempenho do controlador.

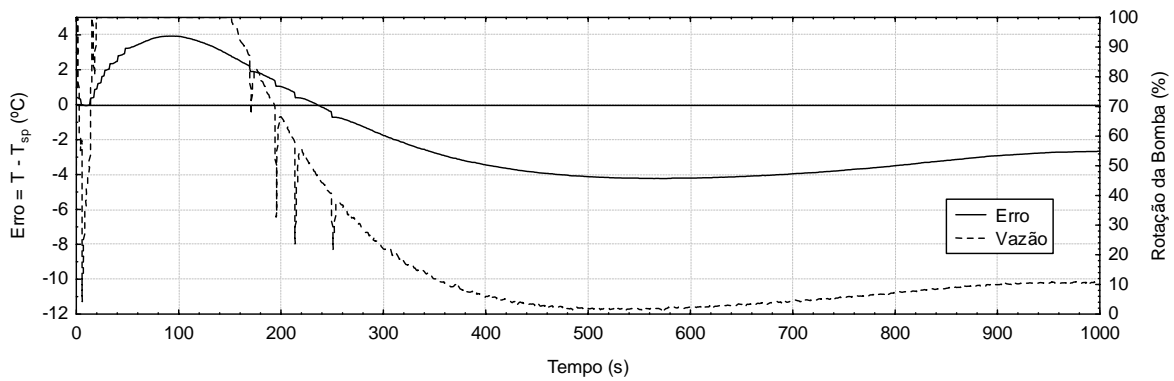
Nas Figuras 4.22 até 4.26 são demonstrados ensaios em que houve ajustes sucessivos nos valores das ações proporcional, integral e derivativa por tentativa e erro. Estes ajustes tiveram o objetivo de encontrar o melhor desempenho no controle da temperatura. Nestes ensaios foi observado o comportamento da variável manipulada e da variável controlada a fim de se obter uma resposta com menor erro, menor tempo de subida e menor *overshoot*.



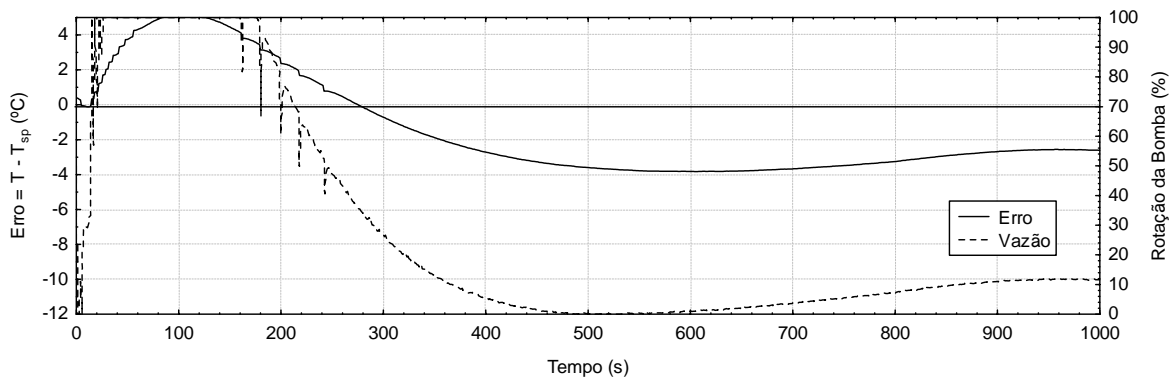
**Figura 4.22 - Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c$  inicial = 60,16 %/°C até  $K_c$  final = 9,96 %/°C,  $\tau_i = 610$  s e  $\tau_d = 4,77$  s-**



**Figura 4.23 - Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c$  inicial = 80,22 %/°C até  $K_c$  final = 13,28 %/°C,  $\tau_i = 610$  s e  $\tau_d = 4,77$  s-**

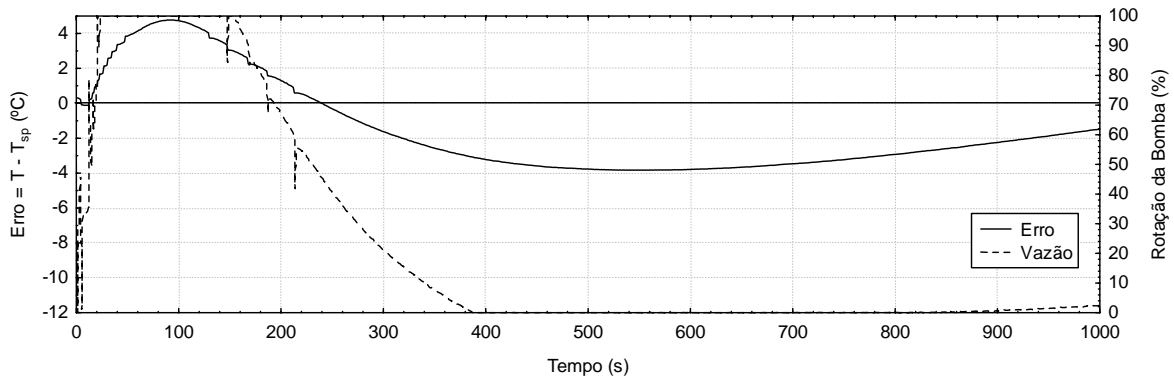


**Figura 4.24- Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c$  inicial = 80,22 %/°C até  $K_c$  final = 13,28 %/°C,  $\tau_i = 760$  s e  $\tau_d = 9,54$  s-**



**Figura 4.25 - Comportamento do desvio da temperatura ( $\text{Erro} = T - T_{sp}$ ) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:  $K_c$  inicial = 80,22 %/°C até  $K_c$  final = 13,28 %/°C,  $\tau_i = 1220$  s e  $\tau_d = 4,17$  s-**



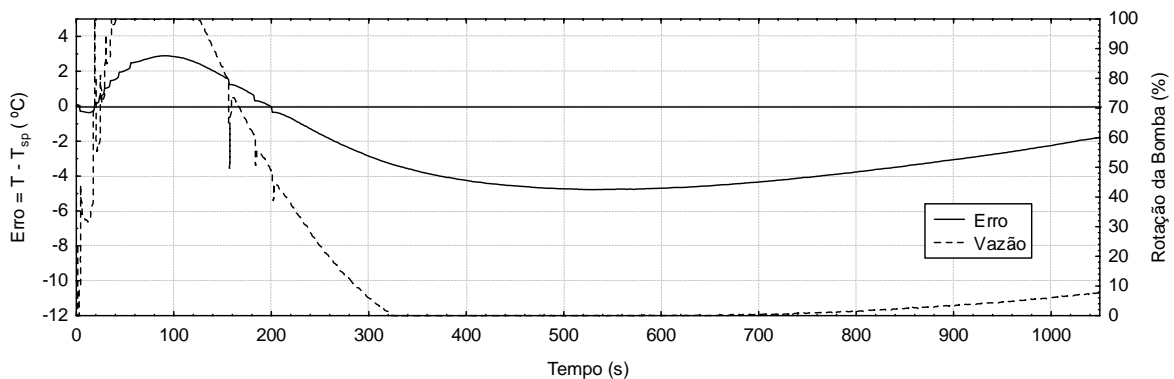


**Figura 4.26 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro=T-Tsp) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:**

$$K_c \text{ inicial} = 80,22 \text{ \%}/^{\circ}\text{C} \text{ até } K_c \text{ final} = 13,28 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}, \tau_i = 305 \text{ s e } \tau_d = 1,6 \text{ s}^{\cdot}$$

Uma análise mais sucinta feita nos ensaios correspondentes às Figuras 4.22 a 4.26 pode-se demonstrar que é necessário o domínio da contribuição da ação conjunta dos três parâmetros  $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$ , daí a dificuldade de se encontrar a melhor combinação destes, o que depende tempo e diversos ensaios e análises comparativas.

A partir do conhecimento do comportamento do processo obtido nos ensaios apresentados nas Figuras 4.22 a 4.26 foram utilizadas as seguintes condições: variação de  $K_c \text{ inicial} = 80,22 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$  até  $K_c \text{ final} = 13,28 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$ ,  $\tau_i = 457 \text{ s}$  e  $\tau_d = 3,18 \text{ s}$  no desenvolvimento de um novo ensaio apresentado na Figura 4.27.



**Figura 4.27 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro=T-Tsp) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:**

$$K_c \text{ inicial} = 80,22 \text{ \%}/^{\circ}\text{C} \text{ até } K_c \text{ final} = 13,28 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}, \tau_i = 457 \text{ s e } \tau_d = 3,18 \text{ s}$$

Na Figura 4.27 houve uma redução do *overshoot* e do *offset* e um menor tempo de subida, favorecendo uma precipitação da bromelina abaixo de 10°C, dentro do limite do *setpoint* e conseqüentemente um maior rendimento do processo e qualidade do produto final. Quanto ao comportamento da variável manipulada apresentou saturação no limite superior, mas em curto espaço de tempo já no limite inferior, como explicado anteriormente no PID convencional, há a permanência de saturação devido ao fato do sistema de refrigeração estar sustentando perfeitamente as perdas de calor do meio, fazendo com que a temperatura de entrada do propilenoglicol mantenha-se baixa. Observou-se que com o aumento do volume no tanque de precipitação melhorou a troca térmica devido o aumento da área de troca com a camisa do tanque de precipitação. Importante notar-se que o valor do parâmetro de controle  $K_c$  (inicial de 80, 22 %/°C até 13,28 %/°C) no PID adaptativo apresentou um valor maior que o valor de  $K$  crítico (inicial de 34,59 %/°C até 5,57 %/°C) encontrada na análise de estabilidade, isso ocorre devido a operação ser batelada e o método de análise de estabilidade ser para operação contínua.

Portanto, configurado o PID adaptativo foram feitas análises comparativas entre o PID convencional previamente definido.

#### **4.15 - Análise Comparativa do Controlador PID Adaptativo, PID Convencional e Sistema em Malha Aberta**

Na Figura 4.28 é apresentada uma análise comparativa do comportamento da temperatura do meio de precipitação da bromelina controlada com PID convencional e em malha aberta.

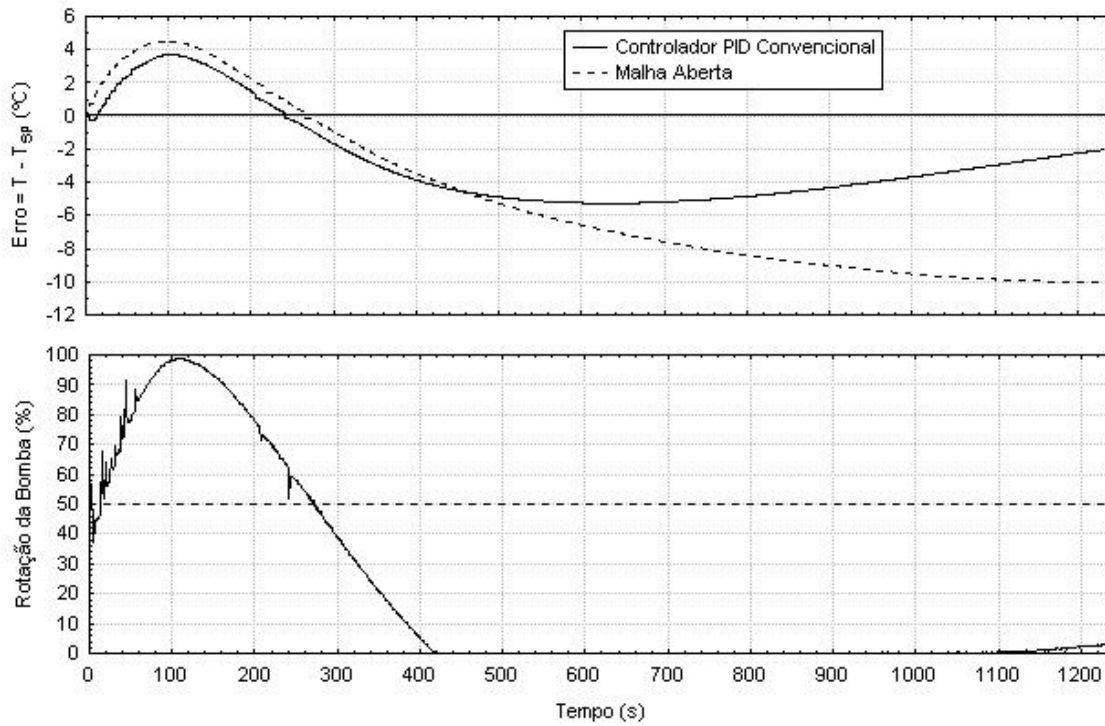


Figura 4.28 - Comparação do comportamento dos desvios ( $T-T_{sp}$ ) da temperatura do meio de precipitação da bromelina sob a ação do controlador PID convencional e em malha aberta

O mesmo ensaio foi realizado com um controlador PID adaptativo (Figura 4.29)

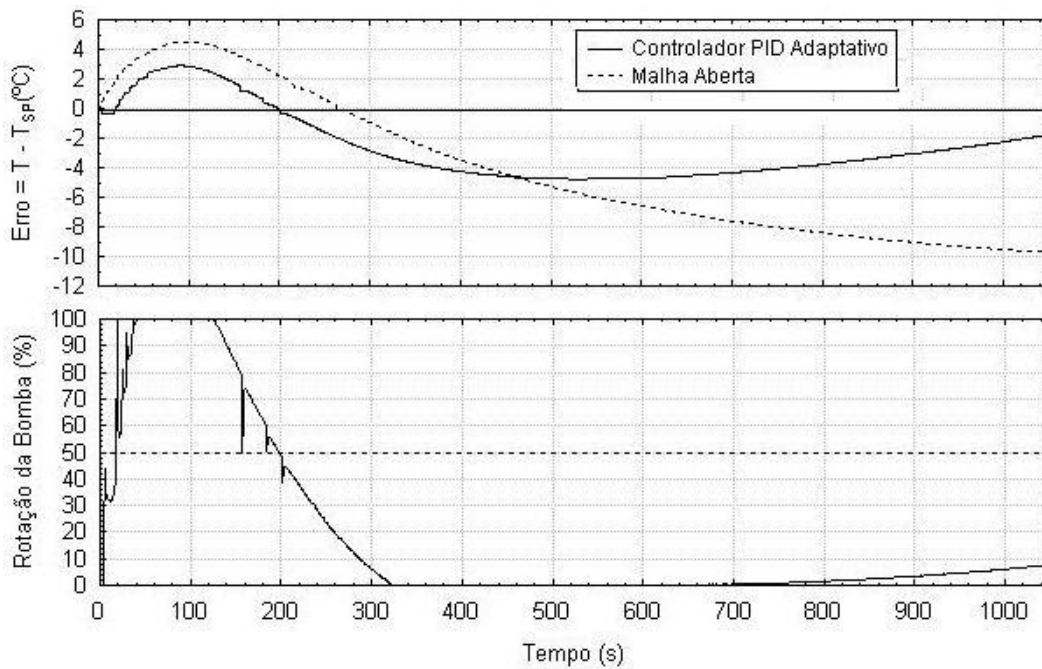
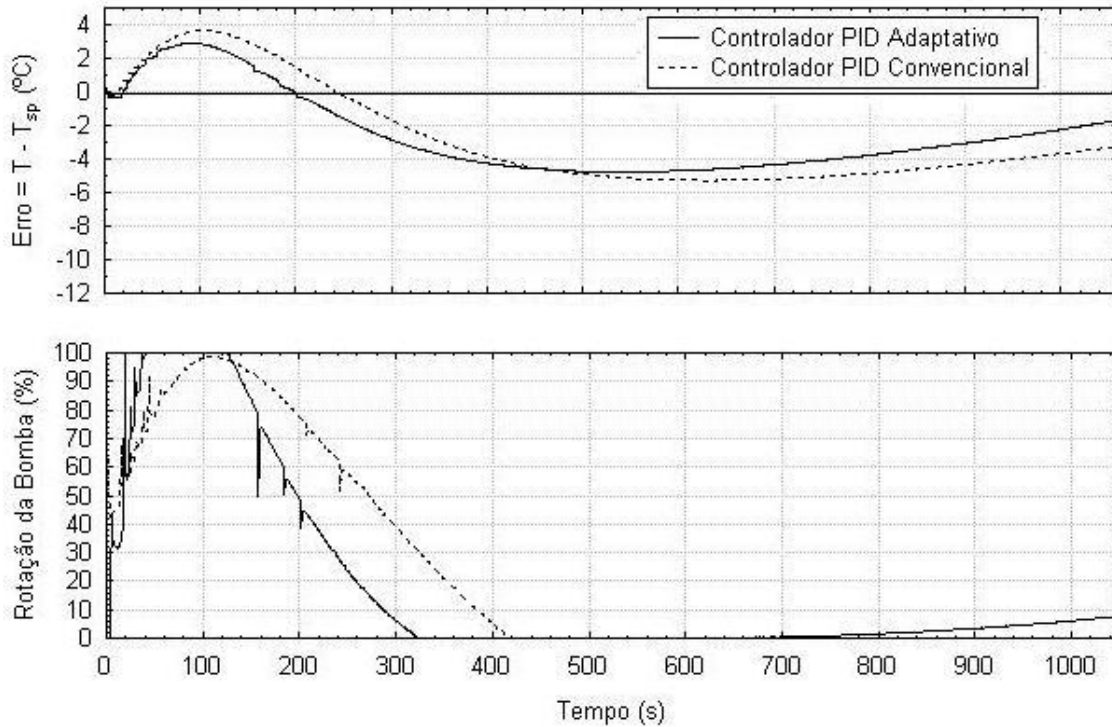


Figura 4.29 - Comparação do comportamento dos desvios ( $T-T_{sp}$ ) da temperatura do meio de precipitação da bromelina sob a ação do controlador PID adaptativo e em malha aberta

Como base de comparação na Figura 4.30 é apresentado os ensaios do PID convencional e adaptativo com respectivas variáveis controladas e manipuladas.



**Figura 4.30 - Comparação do comportamento dos desvios ( $T - T_{sp}$ ) da temperatura do meio de precipitação da bromelina sob a ação do controlador PID adaptativo e convencional**

Nas figuras acima pode ser observado que os controladores propostos neste trabalho apresentaram um desempenho análogo e satisfatório na manutenção da temperatura do meio de precipitação da bromelina. Reduzindo as variações ocorridas pela adição do etanol e pelo aumento de eficiência de troca térmica no final do processo.

Na Tabela 4.6 é apresentado os parâmetros de desempenho como uma análise comparativa do Controlador PID adaptativo e PID convencional.

**Tabela 4.6 – Parâmetros de desempenho dos controladores PID adaptativo e PID convencional.**

| Parâmetro de Desempenho      | Controlador    |                  |
|------------------------------|----------------|------------------|
|                              | PID adaptativo | PID convencional |
| <b>ITAE</b>                  | 1.945.209,23   | 2.994.857,64     |
| <b><i>Overshoot</i> (°C)</b> | 2,89           | 3,7              |
| <b>Tempo de subida (s)</b>   | 197            | 241              |

Os valores de desempenho demonstram ser mais vantajosa a utilização da malha de controle PID adaptativo tanto no desempenho global representado pelo parâmetro ITAE como nos desempenho transiente (*overshoot* e tempo de subida).

## CAPÍTULO 5

### 5 . CONCLUSÃO

A partir de uma análise uma análise mais criteriosa dos resultados obtidos pode-se observar que:

- A instrumentação implementada nesta planta de precipitação de bromelina foi composta por uma tecnologia de ponta no ramo da automação e controle de processos industriais. A disponibilidade de informações a respeito do sistema e a facilidade de implementações de diversos controles na unidade abrem diversas possibilidades de desenvolvimento de trabalhos científicos e tecnológicos. Foi possível confirmar a adequação da arquitetura híbrida *fieldbus* ao sistema, não apresentando problemas quanto à transmissão de dados do sistema. A estrutura em rede do sistema facilitou a implementação e configuração dos dispositivos inteligentes.
- Os sistemas de controle desenvolvidos para a manutenção da temperatura do meio de precipitação mostraram-se eficientes principalmente no início do processo onde a adição de etanol representa o fator de maior inclusão de perturbações e não linearidade. Uma característica importante observada própria do processo de precipitação da bromelina é que no início do processo, quando se inicia a adição de etanol a dissolução do mesmo no meio composto somente por caldo de abacaxi é maior devido maior exotermia da reação. A medida que o volume aumenta estando presente no meio uma mistura de caldo e etanol essa dissolução diminui não havendo qualquer reação de exotermia, e portanto a única fonte de calor presente é o meio ambiente, isso explica a persistência do *offset* (erro negativo) no final do processo da batelada.
- Por meio dos resultados apresentados neste trabalho pode-se concluir que ambos os controladores, PID convencional e adaptativo, tiveram um desempenho satisfatório no controle da temperatura da

precipitação da bromelina. Entretanto, pode-se ser observado que houve uma melhoria considerável no controle da temperatura quando se utilizou o controlador PID adaptativo, essa melhoria pode ser expressa por 35,04% na redução do erro (ITAE), 21,89% no parâmetro de desempenho overshoot e 18,26% no tempo de subida em relação ao PID convencional.

- Uma observação importante com controlador PID adaptativo é que valor do parâmetro de controle  $K_c$  (inicial de 80, 22 %/°C até 13,28 %/°C) apresentou um valor maior que o valor de  $K$  crítico (inicial de 34,59 %/°C até 5,57 %/°C) encontrada na análise de estabilidade, isso ocorre devido a operação ser batelada e o método de análise de estabilidade ser para operação contínua.

### **5.1 – Sugestões para Trabalhos Futuros**

Sugere-se para trabalhos a serem realizados nesta linha de pesquisa a aplicação de sistemas avançados de controle de processo, como a Lógica Fuzzy e/ou redes neurais.

Um importante critério para comprovar a qualidade e rendimento do bioproduto precipitado, seja por processos controlados por PID convencional, PID adaptativo ou outros, é o estudo e realização de Análise de Atividade do bioproduto e Análise de Proteína Total.

## 6 . REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ÁSTRÖM, K.J.; HÄGGLUND,T. Automatic Tuning of Simple Regulators with Specifications on Phase and Amplitude Margins. *Automática*, v. 20, p. 645-651, 1984.

BALDINI, V. L. S., IADEROZA, M., FERREIRA, E. A. H., SALES, A. M., DRAETTA, I. S., GIACOMELLI, E. J., Ocorrência da bromelina em espécies e cultivares de abacaxizeiro. *Coletânea do ITAL* v.23 p.44-55, 1993.

BERTEVELLO, L.C., Estudo do Processo de Recuperação e Separação de Bromelina Utilizando Sistema de Duas Fases Aquosas em Micro Coluna de Extração, Campinas 2001. Doutorado: Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP.

BERTO, M.I.; SÁ, F.R.; SILVEIRA Jr,V.Avaliação de Controles PID Adaptativos para um Sistema Resistivo de Água.*Ciência e Tecnologia dos Alimentos*, Campinas, 24(3):478-485, 2004.

BIANCO, M. S. e DOTE, Y. Diseño de un controlador PID autosintonizado mediante lógica borrosa. In: 4º SBAI - Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 1999, São Paulo, Anais. p. 382-386.

CAON JR., K.R. Controladores PID industriais com sintonia automática por realimentação a relé. São Paulo, 1999. 118p. Mestrado: USP

CÉSAR, A.C.W. SILVA, R. e LUCARINI, A.C. Recuperação das Enzimas Proteolíticas Presentes na Casca e Talo do Abacaxi, *RIC*,01,47-54, São Carlos, 1999.

COHEN, G. H.; COON, G. A. Theoretical Consideration of Retarded Control. *Trans. ASME* , V. 75, p. 827-834, 1953.

CORRIPIO, A.; SMITH, C. A. Principles and Practice of Automatic Process Control. 2.nd. New York: John Wiley & Sons,,1997.

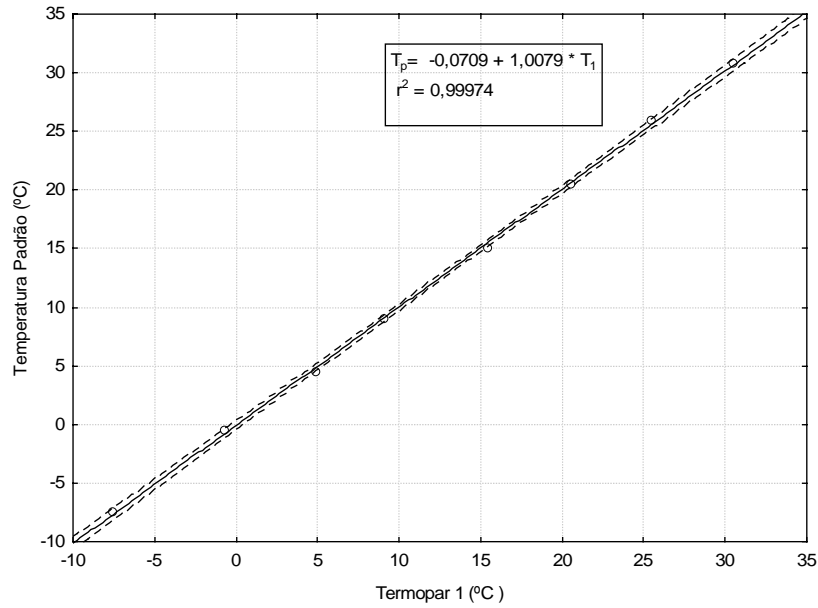


- COUGHANOWR, D. R. e KOPPEL, L. B. Análise e controle de processos. 2.ed. Rio de Janeiro: Editora Guanabara Dois, 1978. 474p.
- FERREIRA, E. M. F. M.C. Identificação e Controlo de Processos Biotecnológicos, Portugal, 1995. Doutorado: Faculdade de Engenharia Química, Universidade do Porto.
- FERREIRA, L.S.; De SOUZA Jr., M.B.; FOLLY, R.O.M. Development of an alcohol fermentation control system based on biosensor measurements interpreted by neural networks. *Sensors and Actuators B*, v.75, p.166-171, 2001.
- FUERTES, J. M.; HERRERA, J.; ARBOLEDA, J. P.; HEIT, F.; CASAS, C. e COMPANY, J. Communication system far a distributed intelligent controller. *Microprocessors and Microsystems*, v.23, p.89-93, 1999.
- GADKAR, K. G., MEHRA, S .and GOMES, J. (2005). On-line adaptation of neural networks for bioprocess control. *Computers & Chem. Engineering*. 29: 1047-1057
- GLASSEY, J.; IGNOVA, M.; WARD, A.C.; MONTAGUE, G.A.; MORRIS, A.J. Bioprocess supervision: neural networks and knowledge based systems. *Journal of Biotechnology*, v.52, p.201-205, 1997.
- HORIUCHI, J-I. Review: Fuzzy modeling and control of biological process. *Journal Bioscience and Bioengineering*, v.94, n.6, p.574-578, 2002.
- HORIUCHI, J-I.; KISHIMOTO, M. Application of fuzzy control to industrial bioprocess in Japan. *Fuzzy Sets and Systems*, v.128, p. 117-124, 2002.
- MARTIN, P. A. Modelagem e Controle de um Trocador de Calor Feixe Tubular, São Paulo 2006. Mestrado: Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, USP.
- MURACHI, T. Bromelain Enzymes. In: Lorand, L. *Methods in Enzymology*,v.XLV, New York: Academic Press, p475-85, 1976.

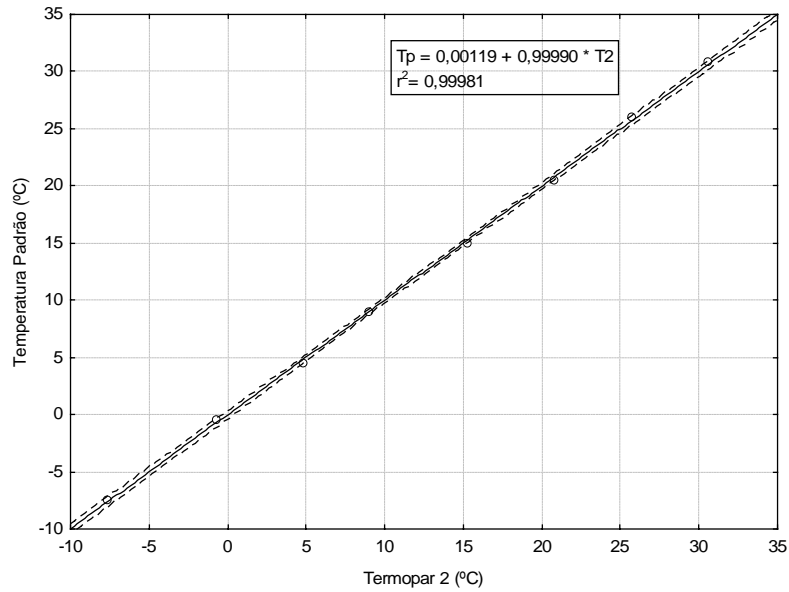
- OGATA, K. Engenharia de Controle Moderno. 2.ed. Rio de Janeiro: Prentice Hall do Brasil, 929p, 1985.
- OLSSON, L.; SCHULZE, U.; NIELSEN, J. On-line bioprocess monitoring-an academic discipline or an industrial tool?. Trends in Analytical Chemistry, v.17, n.2, p.88-95, 1998.
- RODD, M. G.; DIMYATI, K. e MOTUS, L. The design and analysis of low-cost real-time *fieldbus* systems. Control Engineering Practice, v.6, p.83-91, 1998.
- SCOPES, R.K. Protein Purification: Principles a Practical 2.ed, New York: Springer Verlag, 329 p, 1994.
- SHIOYA, S.; SHIMIZU, K.; YOSHIDA, T. Review: Knowledge-based design and operation of bioprocess systems. Journal Bioscience and Bioengineering, v.87, n.3, p.261-266, 1999.
- SILVA, A.C.B.P. Suco de Abacaxi desidratado, aplicação do processo Foam Mat. Campinas, 1971. Mestrado. Faculdade de Engenharia de Alimentos, Unicamp.
- SILVA,F.V., SILVEIRA Jr,V, " Controle fuzzy da temperatura de condensação de um sistema de resfriamento de líquido ("chiller)", Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, COBEM, 2001
- SILVA, F. V. Comparação do desempenho de um sistema de refrigeração para resfriamento de líquido, controlado a diferentes modos de controle. Campinas, 2003. Doutorado. Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP.
- SILVA, F.V, MENEZES, M. R., NEVES FILHO, L. C., SILVEIRA JUNIOR, V. " Projeto de uma arquitetura *fieldbus* híbrida aplicada à monitoramento, em tempo real, das variáveis de um sistema de refrigeração para resfriamento de líquido ("chiller"),Congresso Brasileiro de Refrigeração. Ar Condicionado, Ventilação e Aquecimento – VIII COMBRAVA, 2003.
- STEPHANOPOULOS, G. Chemical process control: An introduction to theory and practice. 1.ed. New Jersey: Prentice-Hall International Inc, 1984. 696p.

- SMAR Como implementar projetos com *fieldbus* foundation. Sertãozinho: 1998. v.1, 236p.
- THOMESSE, J. P. A review of the fieldbuses. Annual Reviews in Control, v.22, p.35-45, 1998.
- VERHAPPEN, I. Foundation fieldbus economics comparison. ISA Transactions, v.39, p.281-285, 2000.
- YAMAMOTO, S.; HASHIMOTO, I. Present Status and Future Needs: the view from Japanese industry. In: Chemical Process Control – Proceedings of 4<sup>th</sup> International Conference on Chemical Process Control, 4. 1991. Padre Island, Texas, 1991.
- ZHAO, Z.Y.; TOMIZUKA, M.; ISAKA, S. Fuzzy Gain Schedule of PID Controllers, IEEE Transactions on Systems, Man and Cybernetics, V.23, nº 5, September/ October, 1993.
- ZIEGLER, J.G.; NICHOLS, N. B. Optimum Settings for Automatic Controllers. Trans. ASME, v. 64, p. 759-768, 1942.

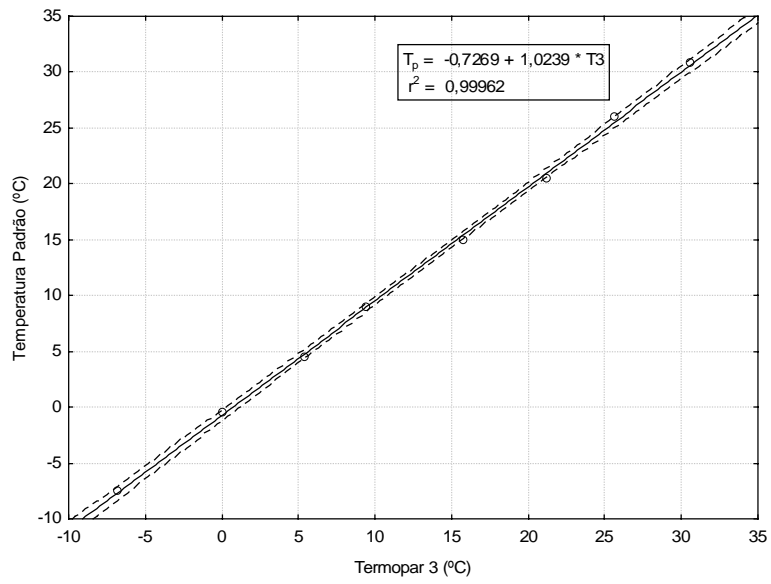
## APÊNDICE A - Curvas de Calibração das termoresistências



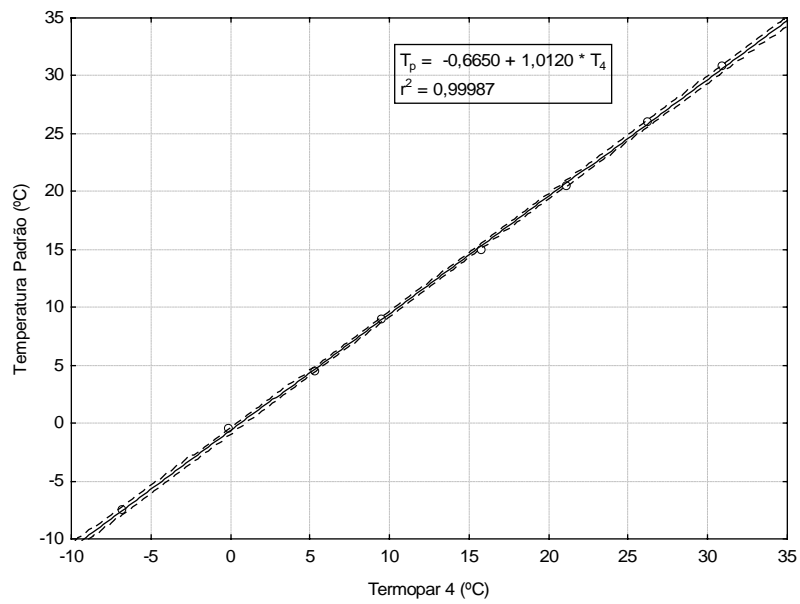
**Figura A.1 – Curva de Calibração da Termoresistência 1**



**Figura A.2 – Curva de Calibração da Termoresistência 2**



**Figura A.3 – Curva de Calibração da Termoresistência 3**



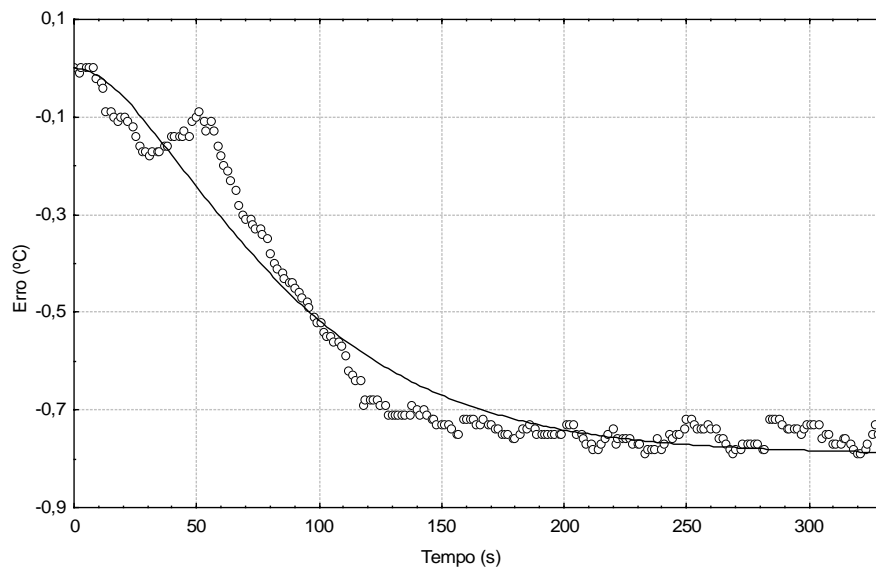
**Figura A.4 – Curva de Calibração da Termoresistência 4**

## APÊNDICE B – Ensaios Preliminares

### *Ensaios Preliminares de Sintonia do Controlador PID Convencional*

Devido a não existência de um procedimento bem definido para sintonia de sistema em batelada alimentada, foi proposta uma metodologia baseada no primeiro método de Ziegler-Nichols (Curva de Reação). Os ensaios de teste e aprendizagem da sintonia proposta foram realizados inicialmente com o sistema operando com água.

Na Figura B.1 é apresentada a resposta obtida no comportamento da temperatura interna do tanque de precipitação após uma perturbação degrau de intensidade (A) igual a 30% na vazão de propilenoglicol.



**Figura B.1 – Curva de reação para determinação dos parâmetros de Sintonia do Controlador PID Convencional**

Os dados experimentais apresentados na Figura B.1 foram ajustados para uma curva em S para melhor determinação dos valores utilizados no primeiro método de Ziegler Nichols (ganho, tempo morto e constante de tempo).

Foram obtidos da curva de reação apresentada na Figura B.1 os valores:

Ganho ( $k_p$ )=-0,79 °C/%; Tempo Morto (L)=13 s e Constante de Tempo (T)=122 s.

Assim utilizando a tabela do primeiro método de Ziegler-Nichols obtiveram-se os valores dos parâmetros de sintonia do controlador PID Convencional:

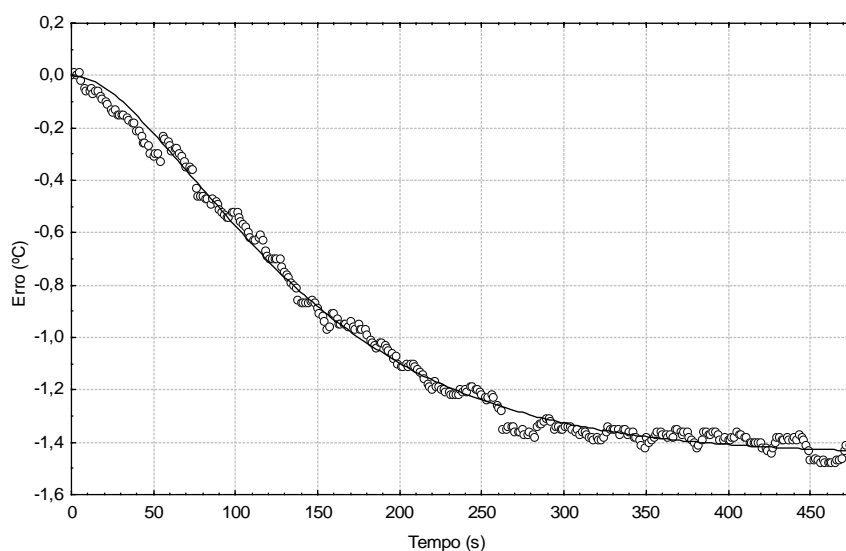
$K_c=428 \text{ \%}/^\circ\text{C}$ ;  $\tau_i=26 \text{ s}$  e  $\tau_d=6,5 \text{ s}$ .

### ***Ensaio Preliminares de Sintonia do Controlador PID Adaptativo***

O processo de precipitação da Bromelina caracteriza-se como um processo em batelada alimentada e como tal apresenta muitas fontes de não linearidades. Uma delas está relacionada à variação do volume do meio durante o processo alterando constantemente as condições de troca térmica.

Observando este efeito, foi feita uma sintonia para o controlador PID adaptativo pelo método de Ziegler-Nichols (Curva de Reação) para se determinar os parâmetros ( $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$ ) e suas variações de acordo com o volume do meio. A dinâmica do processo de precipitação pode ser verificada através de diferentes ensaios de sintonia com o objetivo de se estabelecer valores para os parâmetros do PID adaptativo proposto em diferentes volumes durante a adição de etanol no tanque de precipitação de bromelina (100, 200, 300, 400 e 500 mL). Primeiramente estes testes foram realizados com água no sistema, com 100 mL iniciais, encontrando-se os valores dos parâmetros do controlador para esta condição. O mesmo procedimento foi efetuado para os volumes de 200, 300, 400 e 500 mL .

Na Figura B.2 pode ser observada a resposta no comportamento da temperatura interna do tanque de precipitação após uma perturbação degrau de intensidade (A) igual a 30% na vazão de propilenoglicol para uma vazão inicial de 200 mL no tanque de precipitação.



**Figura B.2 - Curva de reação para determinação dos parâmetros de sintonia do controlador PID adaptativo**

O mesmo ajuste de uma curva em S foi utilizado para determinação dos parâmetros gráficos de Ziegler-Nichols (ganho, tempo morto e constante de tempo).

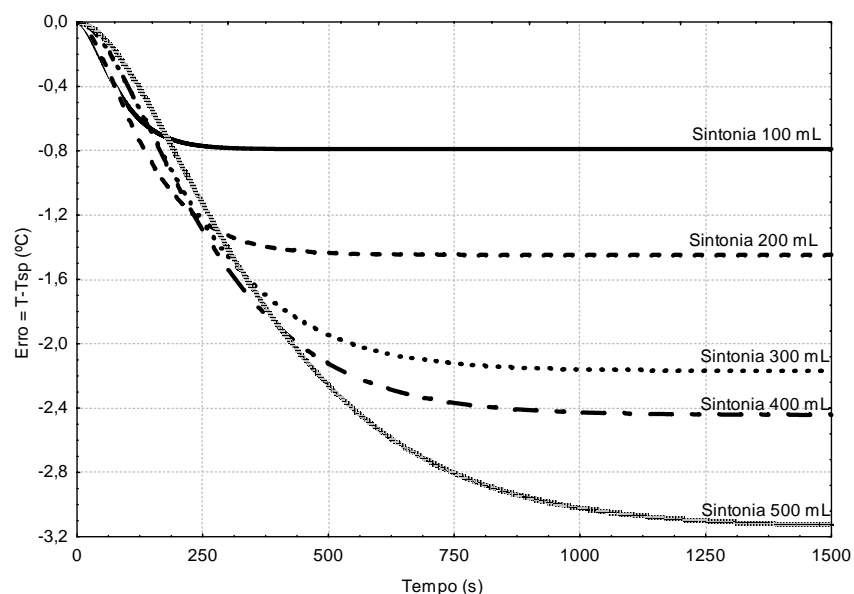
Os ensaios de sintonia para os volumes 300, 400 e 500 mL foram feitos utilizando-se o mesmo método acima descrito.

O valor gráfico obtidos para cada volume, assim como seus respectivos parâmetros de sintonia do controlador PID calculados, é apresentado na Tabela B.1

**Tabela B.1 - Dados dos parâmetros gráficos e valores dos parâmetros do controlador PID**

| Volume (mL) | Ganho ( $K_p$ ) ( $^{\circ}\text{C}/\%$ ) | Tempo Morto (L) (s) | Const. Tempo (T) (s) | $K_c$ ( $\%/^{\circ}\text{C}$ ) | $\tau_i$ (s) | $\tau_d$ (s) |
|-------------|---|---------------------|----------------------|---------------------------------|--------------|--------------|
| 100         | 0,79                                      | 13                  | 122                  | 428                             | 26           | 6,5          |
| 200         | 1,44                                      | 22                  | 195                  | 223                             | 44           | 11           |
| 300         | 2,13                                      | 37                  | 350                  | 160                             | 74           | 18,5         |
| 400         | 2,32                                      | 39                  | 364                  | 145                             | 78           | 19,5         |
| 500         | 2,98                                      | 56                  | 514                  | 111                             | 112          | 28           |

Na Figura B.3 são apresentadas as curvas de reação para cada volume em função do tempo.



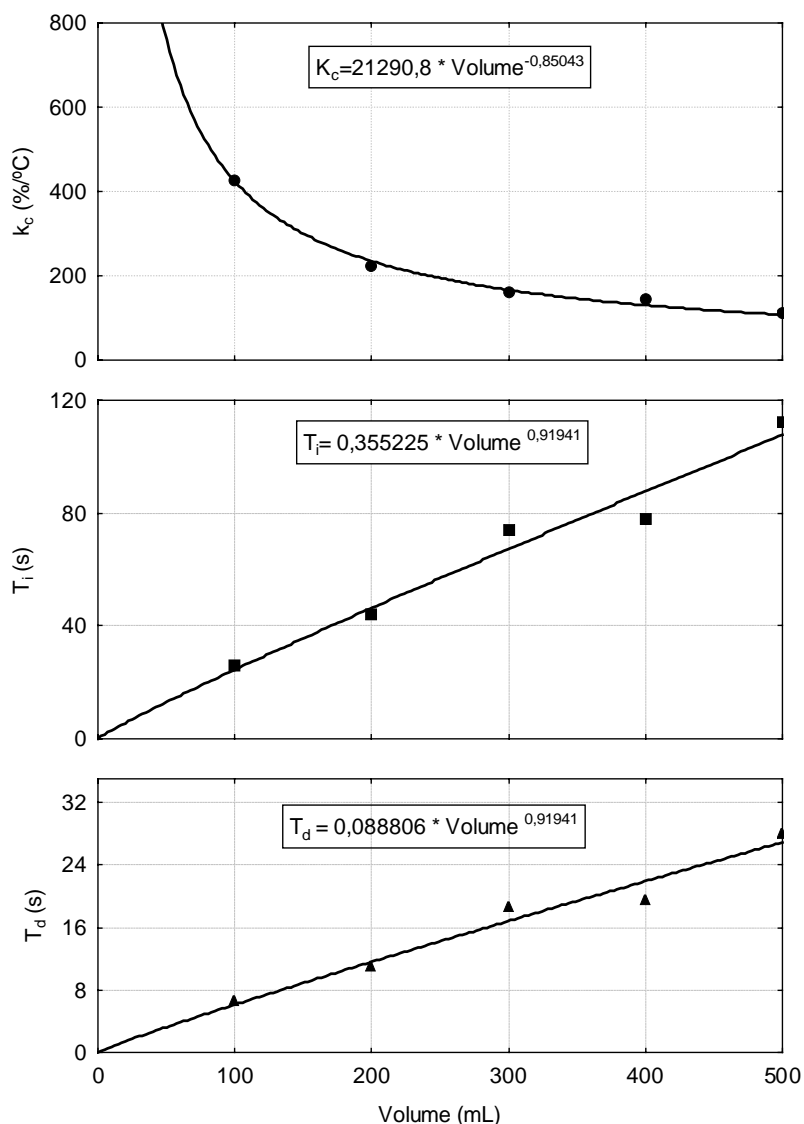
**Figura B.3 - Curvas de sintonia para controlador PID adaptativo**

As curvas de reação expostas na Figura B.3 demonstram que o ganho se torna mais sensível em relação ao aumento do volume devido maior troca térmica, no



entanto o sistema se torna mais lento apresentando maiores valores de constante de tempo.

Na figura B.4 pode ser observado as curvas de ajuste dos parâmetros de sintonia do PID ( $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$ ) para diferentes volumes com o sistema operando com água.



**Figura B.4 - Curvas de Ajuste dos parâmetros de sintonia do PID ( $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$ ) para diferentes volumes com sistema operando com água**

Observa-se através da Figura B.4 que os valores do parâmetro do controlador  $K_c$  (ganho) reduzem com o aumento do volume. Este comportamento pode ser explicado pelo aumento da área de troca térmica com o fluido refrigerante fazendo

com que as ações de controle sejam mais efetivas no final do processo. O mesmo pôde ser observado na ação derivativa e integral.

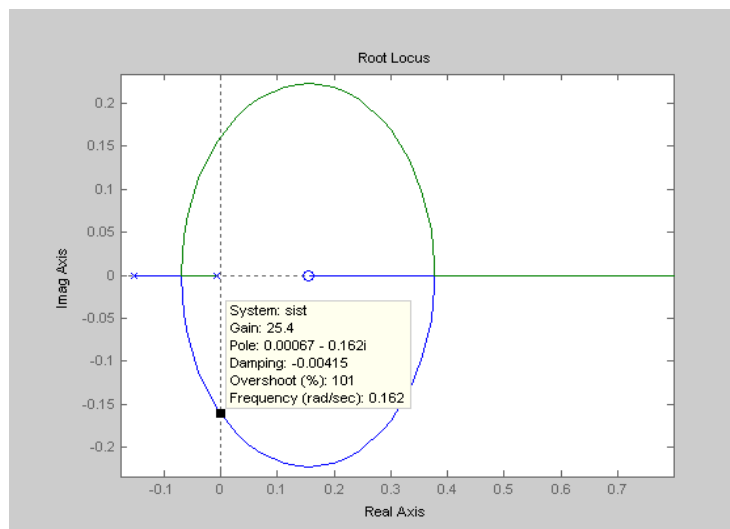
### **Ensaio de Estabilidade do Processo**

Analisando-se os valores para os parâmetros de controle PID ( $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$ ) encontrados na sintonia de Ziegler-Nichols nos ensaios preliminares não se manteve no valor pré-estabelecido e em uma análise mais sucinta, pode-se observar que os valores do parâmetro  $K_c$  foram muito altos, o que torna o processo mais sensível à perturbação. Sendo assim, houve a necessidade de se fazer uma análise de estabilidade do processo para se encontrar o valor do ganho crítico para o processo a 100, 200, 300, 400 e 500 mL, objetivando o controle eficiente da temperatura.

Partindo-se das curvas de reação obtidas anteriormente em diversos volumes ajustou-se o modelo de primeira ordem com tempo morto (FOPDT) conforme equação B.1.

$$Gp(s) = \frac{k}{(Ts + 1)} e^{Ls} \text{ - Equação B.1}$$

Este modelo foi utilizado para análise de estabilidade utilizando o comando *Root Locus* do *software* Matlab. O valor de K crítico foi encontrado graficamente conforme mostrado na Figura B.5 para o volume de 100 mL. Os gráficos de estabilidade para os demais volumes seguem mesmo perfil e análise.



**Figura B.5 - Gráfico *Root Locus* para determinação do ganho crítico para o volume de 100 mL**

Pode ser visualizado na Figura B.5 o valor de K crítico encontrado quando o pólo apresentou a parte real igual a zero.

Com os valores do ganho crítico encontrados na análise de estabilidade para os diferentes volumes, foi utilizada a recomendação de 60% de K crítico como tentativa inicial para o valor do ganho proporcional para o controlador PID adaptativo.

Na Tabela B.2 pode ser visualizados os valores de K crítico encontrados nas análises de estabilidade, os valores dos parâmetros das curvas de reação para formação do modelo e o valor o ganho do controlador.

**Tabela B.2 - Valores de K crítico para o PID adaptativo**

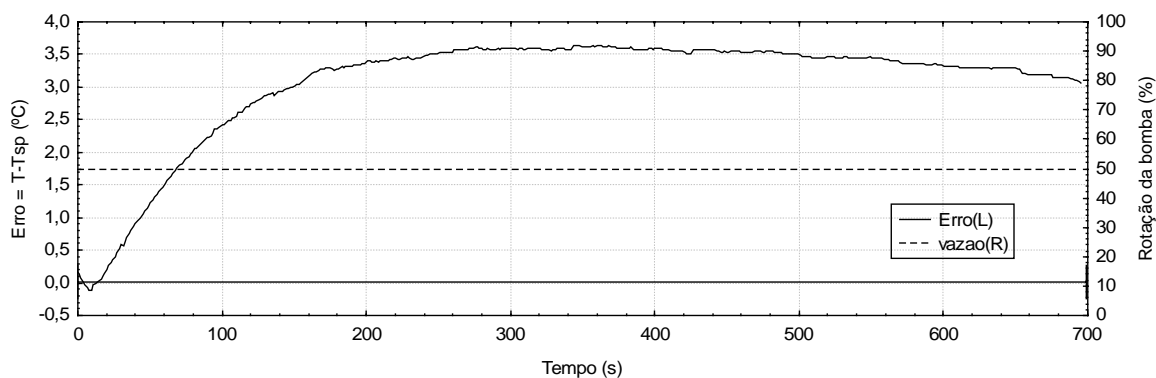
| <b>Volume<br/>(mL)</b> | <b>Ganho (<math>K_p</math>)<br/>(<math>^{\circ}\text{C}/\%</math>)</b> | <b>Tempo<br/>Morto (L)<br/>(s)</b> | <b>Constante<br/>Tempo (T)<br/>(s)</b> | <b><math>K_{\text{crítico}}</math><br/>(<math>\%/^{\circ}\text{C}</math>)</b> | <b><math>K_c</math><br/>(60% <math>k_{\text{crítico}}</math>)<br/>(<math>\%/^{\circ}\text{C}</math>)</b> |
|------------------------|--|------------------------------------|--|---|--|
| 100                    | 0,79   | 13                                 | 122                                    | 25,4  | 15,24  |
| 200                    | 1,44   | 22                                 | 195                                    | 13,2  | 7,92   |
| 300                    | 2,13   | 37                                 | 350                                    | 9,35  | 5,60   |
| 400                    | 2,32   | 39                                 | 364                                    | 8,55  | 5,12   |
| 500                    | 2,98   | 56                                 | 514                                    | 6,62  | 4,00   |

O PID adaptativo foi testado no sistema com água e a execução dos ensaios foi efetuada com a configuração do sistema supervisório para variação dos parâmetros do PID  $K_c$  (0,6  $K_{\text{crítico}}$ ),  $\tau_i$  e  $\tau_d$  encontrados anteriormente.

### ***Ensaio Preliminares com PID Adaptativo***

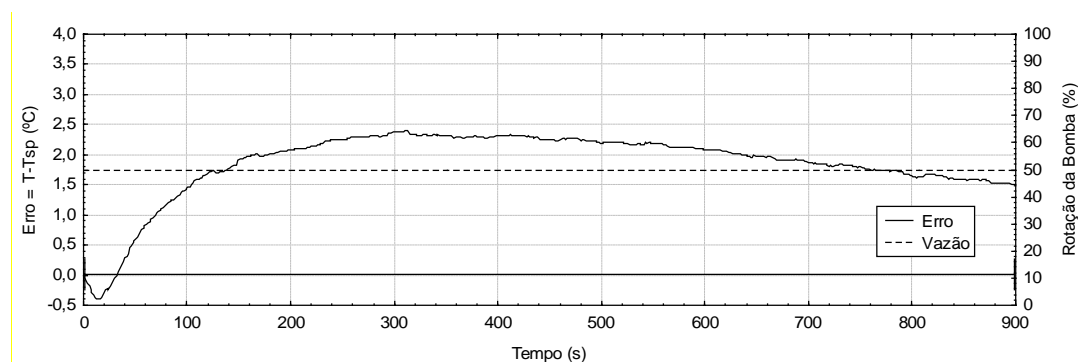
Com o sistema supervisório programado para variação do valor de cada parâmetro encontrado na sintonia e na estabilidade de acordo com o tempo foi possível a realização de ensaios preliminares com o controlador PID com o sistema utilizando água para verificação do comportamento do mesmo. Também foi analisada nestes ensaios a vazão adequada de etanol (neste caso água) para que não promovesse uma excessiva perturbação na temperatura do meio inviabilizando a estratégia de controle sugerida.

Estes ensaios foram realizados inicialmente no sistema com vazão de etanol ajustada 0,57 mL/s (posição 4 do seletor) em malha aberta com 100 mL dentro do tanque de precipitação. O resultado deste ensaio é apresentado na Figura B.6.



**Figura B.6 - Ensaio de determinação da vazão de processo de etanol (0,57 mL/s)**

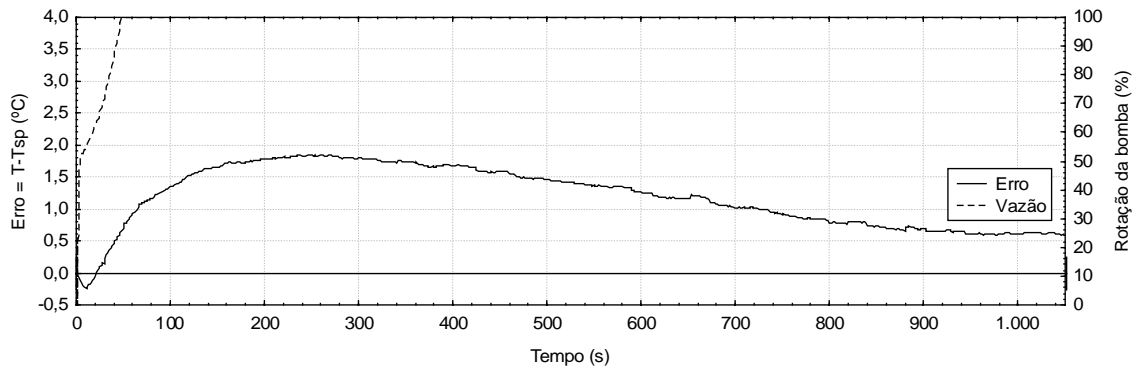
Analisando-se a Figura B.6 observa-se que a variação da temperatura correspondente a esta vazão de 0,57 mL/s alcançou o valor de aproximadamente 3,7 °C, considerado grande, uma vez que a enzima se desnatura a 10°C. Para uma redução do erro apresentado fez-se novo ensaio com 0,42 mL/s (posição 3,5 do seletor). O comportamento da temperatura interna do tanque de precipitação é apresentado na Figura B.7.



**Figura B.7- Ensaio de determinação da vazão de processo de etanol (0,42mL/s )**

Verifica-se que houve uma redução de aproximadamente 1°C nos ensaios, considerada satisfatória para início dos ensaios de controle. Esta vazão de etanol será utilizada nos ensaios com atuação do controlador variando-se os parâmetros de  $K_c$ ,  $\tau_i$  e  $\tau_d$  de modo a encontrar o melhor valor para o controle da temperatura do sistema com água.

Na Figura B.8 é apresentado um ensaio de controle onde houve a variação do valor de  $K_c = 14,61 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$  até o valor de  $3,97 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$ . Os valores dos parâmetros  $\tau_i$  e  $\tau_d$  foram inicialmente mantidos constantes nos valores da sintonia a 100 mL.

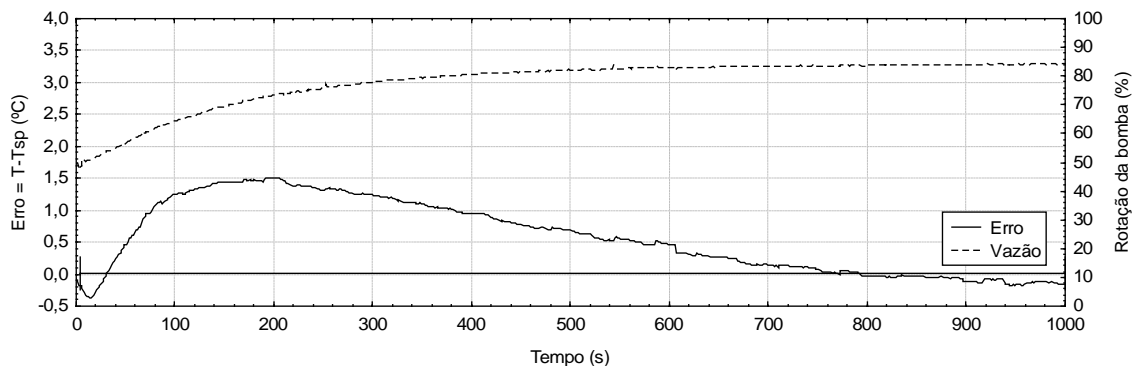


**Figura B.8- Comportamento do desvio da temperatura (Erro=T-Tsp) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:**

$$K_c \text{ inicial} = 14,61 \text{ \%}/^{\circ}\text{C} \text{ até } K_c \text{ final} = 3,97 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}, \tau_i = 26 \text{ s e } \tau_d = 6,5 \text{ s}$$

Observa-se na Figura B.8 que houve uma saturação no acionamento da malha na capacidade máxima de 100%, assim foram realizados novos testes com o objetivo de melhorar o controle da temperatura não saturando a variável manipulada (% rotação da bomba).

Na figura B.9 é apresentado o ensaio de controle no qual se determinou os parâmetros do PID adaptativo, ou seja, variação de  $K_c \text{ inicial} = 48,73 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$  até  $K_c \text{ final} = 13,25 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}$  crítico,  $\tau_i \text{ inicial} = 50,84 \text{ s}$  até  $\tau_i \text{ final} = 211,67 \text{ s}$  e  $\tau_d \text{ inicial} = 3,18 \text{ s}$  até  $\tau_d \text{ final} = 13,24 \text{ s}$ . Observa-se que o valor do parâmetro de controle  $K_c$  inicial apresentou um valor maior que o valor de  $K$  crítico encontrada na análise de estabilidade, isso ocorre devido a operação ser batelada e o método de análise de estabilidade ser para operação contínua.



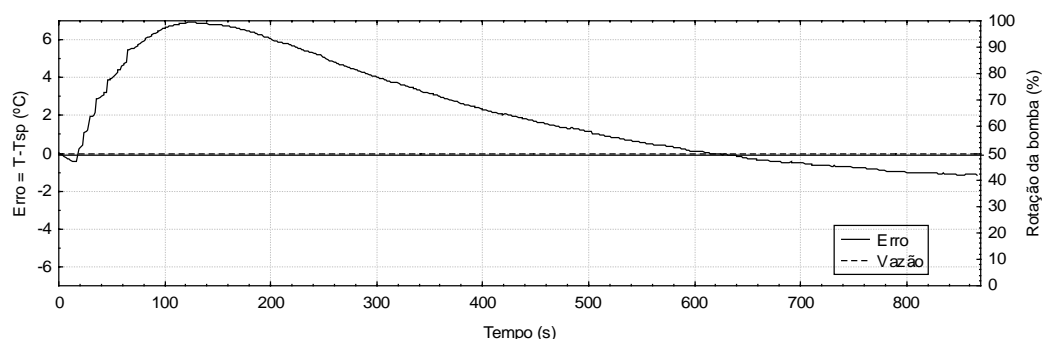
**Figura B.9 – Comportamento do desvio da temperatura (Erro=T-Tsp) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:**

$$K_c \text{ inicial} = 48,73 \text{ \%}/^{\circ}\text{C} \text{ até } K_c \text{ final} = 13,25 \text{ \%}/^{\circ}\text{C}, \tau_i \text{ inicial} = 50,84 \text{ s} \text{ até } \tau_i \text{ final} = 211,67 \text{ s} \\ \tau_d \text{ inicial} = 3,18 \text{ s} \text{ até } \tau_d \text{ final} = 13,24 \text{ s}$$

Observa-se através da Figura B.9 que o controlador proposto para este ensaio preliminar apresentou um desempenho satisfatório na manutenção da temperatura do meio, reduzindo as variações ocorridas pela adição do que seria o etanol, e pelo aumento de eficiência de troca térmica no final do processo. Um outro importante fator é o comportamento da variável manipulada que neste caso não apresentou saturação, ou seja, não se mantém nos limites superior e/ou inferior durante um período longo de tempo. Esta característica favoreceu a escolha do PID mais adequado para este sistema.

### **Ensaio de Precipitação**

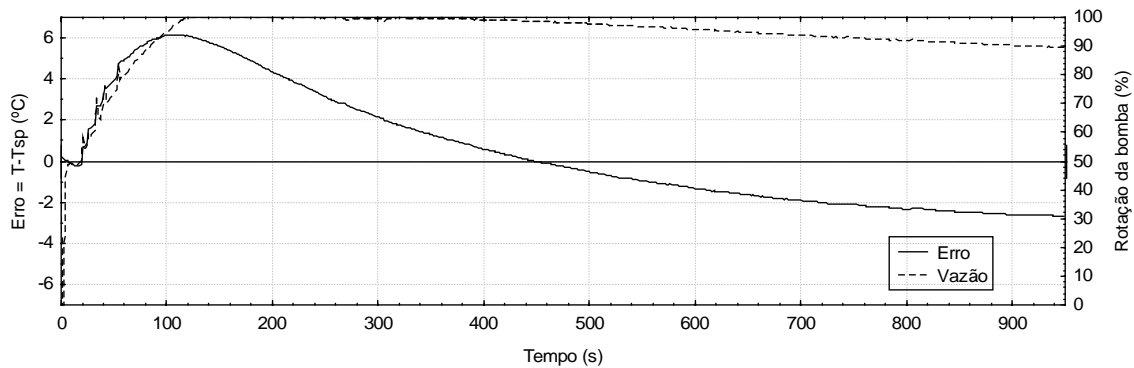
Inicialmente fez-se um ensaio em malha aberta, com a vazão de 0,42 mL/s de etanol e 100 mL de caldo de abacaxi no abacaxi. Na Figura B.10 é apresentado o comportamento da temperatura no meio de precipitação da bromelina para esta condição.



**Figura B.10 - Ensaio de determinação da vazão de processo de etanol (0,42 mL/s)**

Realizando uma análise comparativa entre os ensaios em malha aberta apresentados nas Figuras B.7 e Figura B.10, pode-se observar que o meio de precipitação da bromelina despreendeu maior quantidade de calor, principalmente no início da adição do álcool devido a dissolução exotérmica do etanol em água.

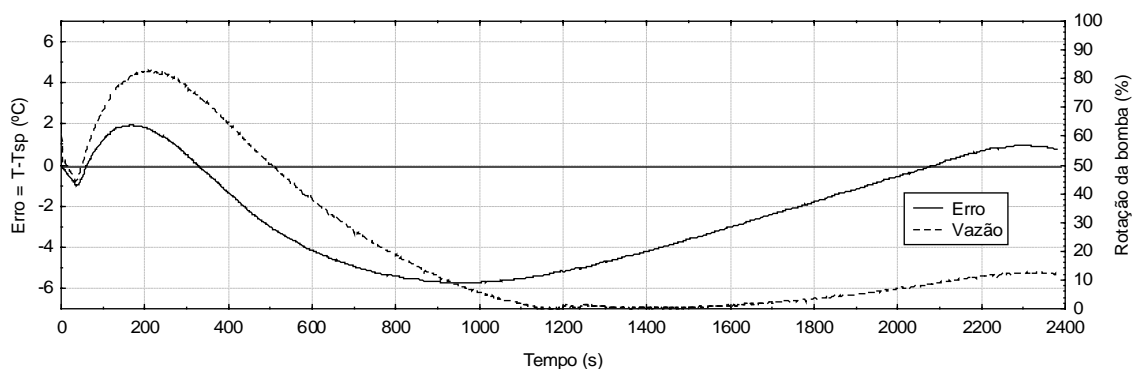
Na Figura B.11 pode ser observado o ensaio realizado com o controlador PID adaptativo com os valores utilizados nos ensaios com água, ou seja, vazão de 0,42 mL e os parâmetros de controle: variação de  $K_c$  inicial = 48,73 %/°C até  $K_c$  final = 13,25 %/°C,  $\tau_i$  inicial = 50,84 s até  $\tau_i$  final = 211,67 s e  $\tau_d$  inicial = 3,18 s até  $\tau_d$  final = 13,24 s.



**Figura B.11- Comportamento do desvio da temperatura (Erro=T-Tsp) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:**  
 $K_c$  inicial = 48,73 %/°C até  $K_c$  final = 13,25 %/°C,  $\tau_i$  inicial = 50,84 s até  $\tau_i$  final = 211,67 s e  
 $\tau_d$  inicial = 3,18 s até  $\tau_d$  final = 13,24 s e vazão 0,42 mL/s.

Pode-se notar através do gráfico da Figura B.11 que a variável manipulada (a % rotação da bomba), manteve-se saturada uma boa parte do tempo, além da temperatura do sistema chegar a mais de 10° C o que desnaturaria a bromelina.

Assim houve a necessidade de se alterar algumas condições de operação e ajustar os parâmetros PID para que apresentasse um comportamento satisfatório. Foram feitos diversos ensaios com este objetivo. Na Figura B.12 é apresentado o ensaio com PID adaptativo sob as seguintes condições: 0,18 mL/s a vazão do Etanol e os seguintes parâmetros de controle: variação de  $K_c$  inicial = 97,46 %/°C até  $K_c$  final = 26,49 %/°C,  $\tau_i$  inicial = 152,53 s até  $\tau_i$  final = 634,99 s e  $\tau_d$  inicial = 3,18 s até  $\tau_d$  final = 13,24 s.

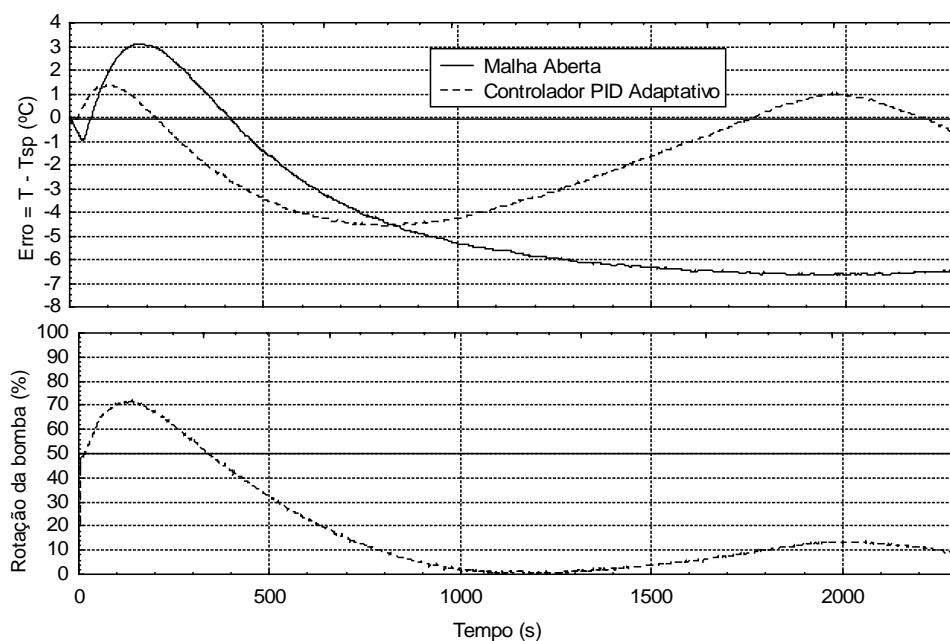


**Figura B.12 - Comportamento do desvio da temperatura (Erro=T-Tsp) do meio de precipitação da bromelina sob ação dos seguintes parâmetros de controle:**  
 $K_c$  inicial = 97,46 até  $K_c$  final = 26,49,  $\tau_i$  inicial = 152,53 s até  $\tau_i$  final = 634,99 s e  $\tau_d$  inicial = 3,18 s até  
 $\tau_d$  final = 13,24 s e vazão 0,18 mL/s.

Observa-se na Figura B.12 que houve uma redução do erro, favorecendo uma precipitação da Bromelina abaixo de  $10^{\circ}\text{C}$ , e conseqüentemente um maior rendimento do processo. O comportamento da variável manipulada não apresentou saturação. Observou-se que com o aumento do volume no tanque de precipitação melhorou a troca térmica devido o aumento da área de troca com a camisa do tanque de precipitação.

### **Análise comparativa do PID Adaptativo e PID Convencional e Sistema em Malha Aberta**

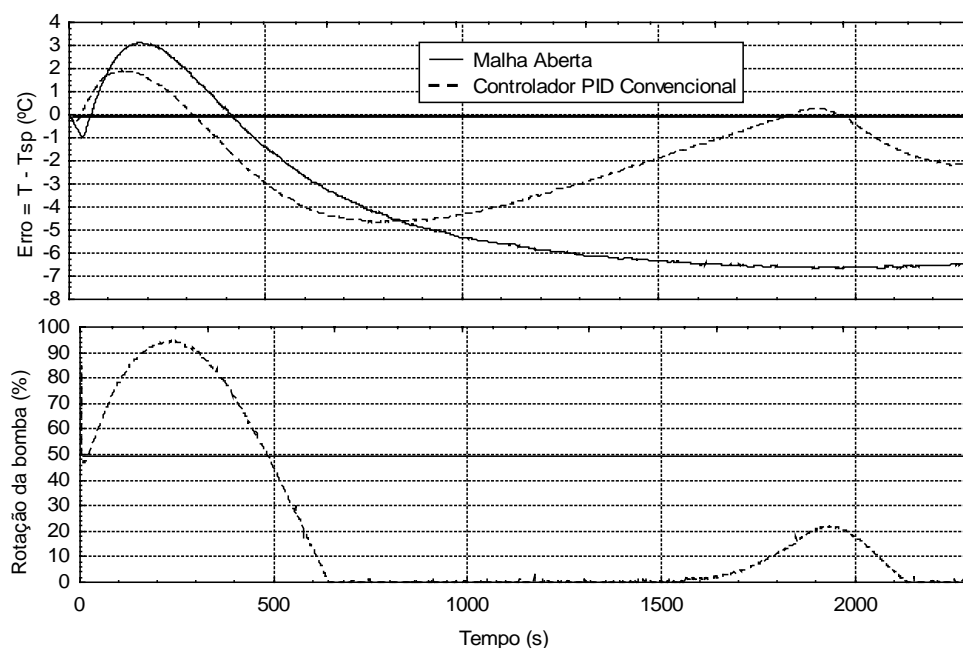
Na Figura B.13 é apresentada uma análise comparativa do comportamento da temperatura do meio de precipitação da bromelina controlada com PID adaptativo e em malha aberta.



**Figura B.13 - Comparação do comportamento dos desvios (T-TSP) da temperatura do meio de precipitação da Bromelina sob a ação do controlador PID adaptativo e em malha aberta**

O mesmo ensaio foi realizado com um controlador PID convencional utilizando parâmetros fixos obtidos da sintonia do sistema a 100 mL (Figura B.14).





**Figura B.14 - Comparação do comportamento dos desvios (T-TSP) da temperatura do meio de precipitação da Bromelina sob a ação do controlador PID convencional e em malha aberta**

Nas figuras acima pode ser observado que os controladores propostos neste trabalho apresentaram um desempenho análogo e satisfatório na manutenção da temperatura do meio de precipitação da bromelina. Reduzindo as variações ocorridas pela adição do etanol e pelo aumento de eficiência de troca térmica no final do processo.

Um importante fator a ser considerado é o comportamento da variável manipulada que no caso do controlador PID adaptativo não apresenta saturação, ou seja, não se mantém no limites superior e/ou inferior durante um período longo de tempo. Essa característica pode ser determinante na escolha da estratégia de controle mais adequada para este sistema.

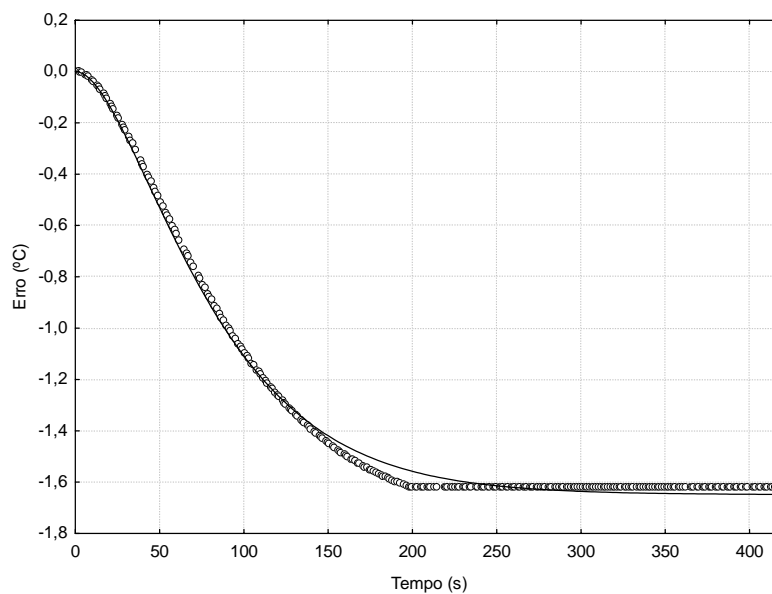
Na Tabela B.3 é apresentado os parâmetros de desempenho como uma análise comparativa do controlador PID adaptativo e PID convencional.

**Tabela B.3– Parâmetros de desempenho dos controladores PID adaptativo e PID convencional.**

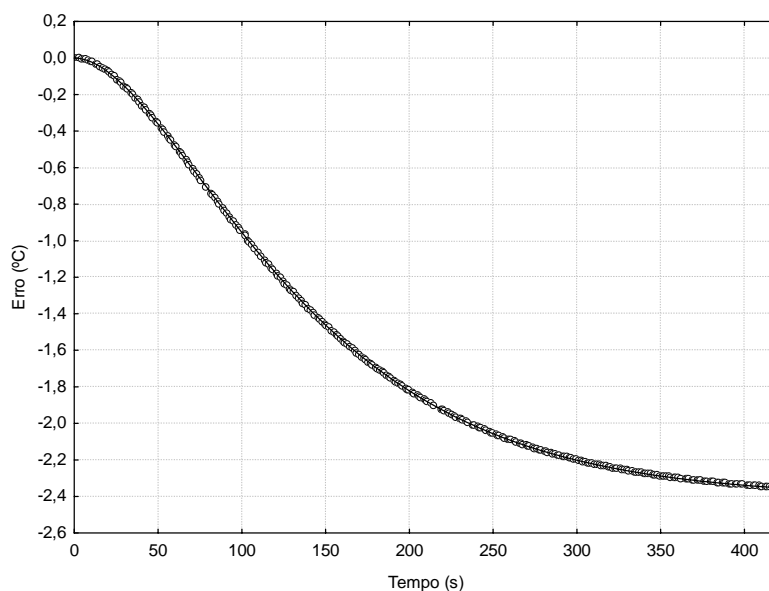
| Parâmetro de Desempenho | Controlador    |                  |
|-------------------------|----------------|------------------|
|                         | PID adaptativo | PID convencional |
| ITAE                    | 4.736.074      | 5.346.902        |
| Overshoot (°C)          | 1,3            | 1,9              |
| Tempo de Subida (s)     | 220            | 320              |

Os valores de desempenho demonstram ser mais vantajosa a utilização da malha de controle PID adaptativo tanto no desempenho global representado pelo parâmetro ITAE como nos desempenho transiente (overshoot e subida).

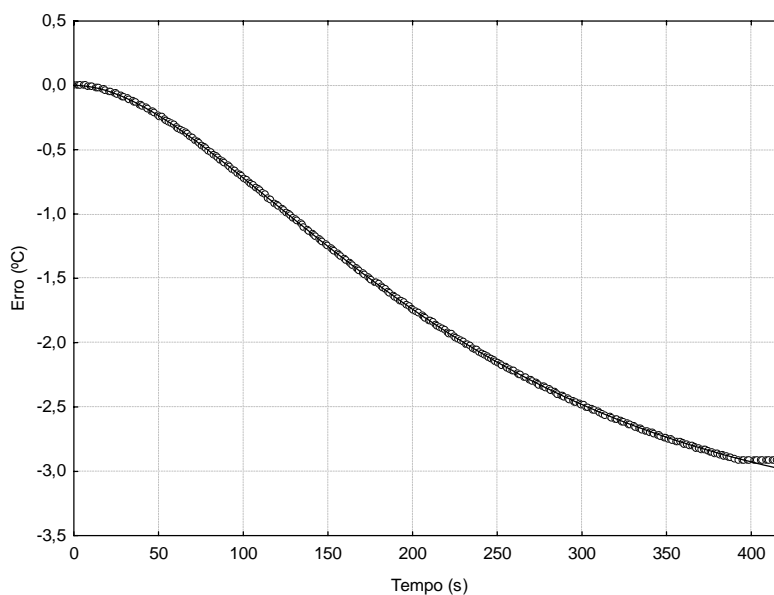
### APÊNDICE C - Gráficos de Sintonia do PID Adaptativo



**Figura C.1 – Curva de reação para determinação dos parâmetros de sintonia do controlador PID adaptativo - - Volume de 300 mL**



**Figura C.2 – Curva de reação para determinação dos parâmetros de sintonia do controlador PID adaptativo - - Volume de 400 mL**



**Figura C.3 – Curva de reação para determinação dos parâmetros de sintonia do controlador PID adaptativo - - Volume de 500 mL**

## **APÊNDICE D – Script utilizado na configuração do PID Adaptativo**

Script para mudança do botão de MANUAL para AUTO e contador de tempo:

```
IF (@FI3021PID.MODE) == 16  
    @modo_control="MANUAL"
```

```

    @tempo1 = 0
    @tempo = 176
ENDIF
IF (@FI3021PID.MODE) == 8
    @modo_control="AUTO"
    @tempo1 = @tempo1 + 1
    @tempo = @tempo + 1
ENDIF

```

Script para correção do ganho no PID adaptativo:

```

IF (@FI3021PID.MODE) == 8
    @Base = 0.57 * @tempo
    @FI3021PID.GAIN = 13775 * @potKc
ENDIF

```

Onde  $FI3021PID.MODE == 8$  - é a configuração em modo automática dos parâmetros de controle

$FI3021PID.MODE == 16$  - é a configuração em modo Manual

$Tempo = 176$  - tempo de processo para vazão de 0,57 mL/s (posição 4 do seletor)

$FI3021PID.GAIN =$  é a configuração para o parâmetro  $K_c$ ,

Equação correspondente ao *script* para os parâmetros  $K_c$ :

$$k_c = 13775 * x^{-1,1174} \quad \text{Equação D.1}$$

Onde:

$$x = v(\text{volume}) \quad \text{Equação D.2}$$

$$F(\text{vazão}) = \frac{v(\text{volume})}{t(\text{tempo})} \quad \text{Equação D.3}$$

Portanto:

$$x = F * t$$

Equação D.4

Na equação D.1, o parâmetro  $K_c$  é relativo ao controle PID adaptativo onde varia de  $K_{c \text{ inicial}}=80,22 \text{ \%}/^\circ\text{C}$  até  $K_{c \text{ final}}=13,28 \text{ \%}/^\circ\text{C}$ . Sendo assim, para 100 ml sendo vazão de etanol 0,57 mL/s pode-se substituir na equação D.3:

$$0,57 = \frac{100}{t}$$

Equação D.5

E assim calcula-se o valor do tempo  $t = 176 \text{ s}$ .

Portanto substitui-se o valor da vazão 0,57 mL/s e do tempo 176 s na Equação D.5. e assim sendo a equação D.1 torna-se:

$$k_c = 13775 * (0,57 * 176)^{-1,1174}$$

Equação D.6

Onde se pode entender no *script* o valor das variáveis de programação como sendo:

Base =13775

Pot $K_c = (0,57 * 176)^{-1,1174}$

Exp $K_c = -1,1174$

tempo=176s.

Que são variáveis previamente definidas no *Configuration Manager Aimax* nos botões *Constant Point* (Utilizado para definição da base, tempo, Exp $K_c$  na expressão descrita no *script*) e *Calculation Point* (Utilizado para definição de Pot $K_c$  na expressão descrita no *script*).