

Laboratório de Controle de Processos Industriais (LCPI)

Departamento de Engenharia Eletrônica, Universidade Federal de Minas Gerais

Av. Antônio Carlos 6627, 31270-901 Belo Horizonte, MG Brasil

Fone: +55 3409-4866 - Fax: +55 3409-4850

Implementação de Técnicas de Controle Avançado a uma Planta Piloto de Controle de Vazão e Temperatura de Ar

Eduardo Magalhães Oliveira

Dissertação submetida à Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Minas Gerais, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia Elétrica.

Orientador: Prof. Fábio Gonçalves Jota, PhD

Belo Horizonte, 15 de março de 2008

Agradecimentos

Em primeiro lugar, agradeço a Deus, por ter sido o meu guia e pastor durante toda essa caminhada. Sua força e fé me fizeram acreditar que sempre seria possível alcançar essa glória.

Ao meu grande orientador, Professor Dr. Fábio Gonçalves Jota, agradeço de uma forma única e imensa. Mesmo com todas as minhas limitações e dificuldades, me recebeu e acreditou nesse trabalho. Agradeço pelos grandes ensinamentos, formação, o apoio e as lições de vida que aprendi. Obrigado professor por não ter medido esforços no sentido de me ajudar a crescer e a vencer essa caminhada.

Agradeço aos grandes e sinceros amigos do LCPI que foram colaboradores e companheiros importantes, principalmente Euler Cunha, Rodrigo Abreu, Gustavo, Daniel Martins, Hamilton, Rhuda, Kelton, Pedro Carrião, Mariana, Rafael Pissolato e Tiago, sem esquecer do Daniel, Douglas, Felipe, Caio e Angélica.

Aos amigos do PPGEE, meus sinceros agradecimentos pelos momentos de muita “ralação” e diversão também, sendo eles Levi Lelis, Roger Junior, Vinicius Said, Cássio Pascoal, Leonardo Prudêncio, Erlon, Davidson Lafite, Cristian Bonfim, Rafael, Glaucio, Emerson, Arlindo, Marcão, Luciana Sales e Valdênio.

Ao Breno “bigode” deixo meu agradecimento profundo pela amizade, guia e companheirismo na minha caminhada no PPGEE. Ao primo Leonardo, obrigado pela orientação.

Queria agradecer a equipe do Departamento de Otimização (DOT), pelo companheirismo e compreensão, sendo eles: Bernardo Soares, Fábio Barros, Hamilton Guilherme, Daniel Codo, Marcelo Versiani, Bruno Versiani, Matheus Miranda, Eric Baeta, Thiago Rezende, Deborah Arnaut, Antonio Chaves, Felipe Rezende e Vitor.

Aos amigos de Valadares, os quais devo também agradecimentos pelo voto de confiança e força nas horas difíceis - Ricardo Ferreira, Marcelo Barbalho, Faustim, Alan, Kesley, Claudio Lage, Ulisses, Maurício, Eder, Washington, Maurílio, Marcelo Coelho, Rodrigo PG e Ana Paula. Além disso, agradeço ao grande amigo Fábio “mosquito” pela força no português!

Agradeço também ao grande amigo e professor, Raul Cláudio, o qual me ensinou os primeiros passos da automação e controle de processos ainda na graduação.

Em especial, agradeço imensamente à minha base e referência de tudo que tenho na vida, minha família. Dedico essa conquista aos meus pais, João e Márcia, os quais foram os grandes responsáveis pela conquista desse sonho, além do apoio inestimável em todos os momentos de dificuldades, acreditando que a realização desse sonho seria possível. A minha irmã, Luiza, obrigado pela paciência. A união e amor de todos fizeram com que eu tivesse força para continuar lutando. Agradeço também a minha namorada Isabella e toda a sua família, pelo amor, carinho e companheirismo nos momentos-chaves em que esteve sempre presente.

Agradeço a todos que diretamente e indiretamente fizeram parte deste trabalho e que de alguma forma contribuíram para a conclusão do mesmo.

Quero agradecer também o suporte financeiro fornecido pela CAPES.

Conteúdo

Resumo	xi
Abstract	xiii
Lista de Tabelas	xvi
Lista de Figuras	xxvii
Lista de Símbolos	xxix
Lista de Abreviações	xxxix
1 Introdução	1
1.1 Preliminares	1
1.2 Objetivos	2
1.3 Motivação	3
1.3.1 Controle de Temperatura e Vazão de Ar	6
1.4 Estrutura da Dissertação	10
2 Descrição do SCVT	13
2.1 Introdução	13
2.2 Características Gerais	13
2.3 Características Dinâmicas dos Sensores de Vazão e Temperatura	16

2.4	Características Dinâmicas dos Atuadores	18
2.5	Sistema de Aquisição de Dados e Controle	20
2.6	Considerações sobre as Perturbações do Processo	21
2.7	Correlação entre o SCVT e a planta real de Secagem de Pelotas de Minério de Ferro	22
2.8	Comentários	23
3	Modelagem Matemática do SCVT	25
3.1	Introdução	25
3.2	Considerações Iniciais Sobre Modelos Matemáticos	25
3.3	Modelagem em Tempo Contínuo	27
3.3.1	Método da Resposta Complementar	28
3.3.2	Modelagem da Malha de Temperatura	30
3.3.3	Cálculo dos Parâmetros do Modelo Composto de Tem- peratura - Condição de carga 1	31
3.3.4	Cálculo dos Parâmetros do Modelo Composto de Tem- peratura - Condição de carga 2	34
3.3.5	Modelagem da Perturbação de Vazão na Malha de Tem- peratura	38
3.3.6	Cálculo dos Parâmetros do Modelo Composto de Per- turbação - Efeito do Aumento de Vazão	41
3.3.7	Cálculo dos Parâmetros do Modelo Composto de Per- turbação - Efeito da Diminuição de Vazão	43
3.3.8	Modelagem da Malha de Vazão	48
3.3.9	Cálculo dos Parâmetros do Modelo de Vazão	48
3.4	Modelagem em Tempo Discreto	51
3.4.1	Escolha do Período de Amostragem	51
3.4.2	Desenvolvimento dos Modelos ARX	54

3.5	Comentários	57
4	Projeto das Técnicas de Controle Avançado	59
4.1	Introdução	59
4.2	Considerações sobre os Critérios de Desempenho no Projeto dos Controladores	60
4.3	Projeto dos Controladores PI(D) pelo Método da Síntese Direta	62
4.3.1	Considerações Gerais	62
4.3.2	Definição das Constantes de Tempo em Malha Fechada	63
4.3.3	Determinação dos Parâmetros dos Controladores PI . .	64
4.3.4	Determinação dos Parâmetros do Controlador PID . .	67
4.4	Projeto do Sistema de Controle Antecipatório	68
4.5	Projeto dos Controladores Adaptativos	70
4.5.1	Motivação	70
4.5.2	Controlador de Variância Mínima Generalizado	70
4.5.3	Estimação de Parâmetros	71
4.5.4	Considerações sobre o Preditor Ótimo	72
4.5.5	Escolha dos Parâmetros de R, P e Q	72
4.5.6	Controlador de Variância Mínima Generalizado - Malha de Temperatura	73
4.5.7	Controlador de Variância Mínima Generalizado - Malha de Vazão	75
4.6	Considerações sobre a Implementação Prática e Simulações dos Controladores no SCVT	76
4.6.1	Implementação Prática dos Controladores PI(D) com Compensadores Diretos de Perturbação	87
4.6.2	Implementação Prática dos Controladores Adaptativos	93
4.7	Comentários	99

5	Análise dos Resultados Experimentais	101
5.1	Introdução	101
5.2	Ensaio Experimentais com Controladores PI(D) - Estruturas Preliminares	101
5.2.1	Controladores PI	102
5.2.2	Controlador PID	109
5.3	Ensaio Experimentais com o Sistema de Controle Antecipatório	111
5.3.1	Malha de Temperatura com Compensação Direta de Perturbação	111
5.4	Ensaio Experimentais com os Controladores Adaptativos . . .	120
5.4.1	Controlador de Variância Mínima Generalizado	120
5.5	Análise dos Resultados Experimentais por meio de Índices de Desempenho	127
5.5.1	Considerações sobre os Ensaio Experimentais - Malha de Temperatura	128
5.5.2	Considerações sobre os Ensaio Experimentais - Malha de Vazão	131
5.6	Comentários	132
6	Conclusões e Considerações Finais	135
6.1	Considerações Gerais	135
6.2	Sugestões para Trabalhos Futuros	137
	Bibliografia	141
	Apêndices	149
A	Métodos e Procedimentos Utilizados nos Ensaio do SCVT	149

A.1	Modificação da Placa de Aquisição de Dados JDR Micro Devices PSD-600	149
A.2	Calibração dos Sensores	150
A.2.1	Sensor de Temperatura - Termistor	150
A.2.2	Sensor de Vazão - Transdutor de Velocidade do Ar FMA-900	151
A.3	Procedimento para Modelagem Matemática do SCVT	153
A.3.1	Ensaio para Coleta de Dados	153
A.3.2	Validação dos Modelos	154
A.4	Procedimento para Realização dos Ensaio Simulados e Experimentais	155
A.4.1	Ensaio para Coleta de Dados	156
B	Resultados Experimentais Complementares	159
B.1	Considerações Gerais	159
B.2	Índices de Desempenho e Resultados dos Ensaio Complementares	160
C	Implementação Prática dos Controladores PI(D)	167
C.1	Considerações Gerais	167
D	Algoritmos Desenvolvidos	173
D.1	Algoritmos Desenvolvidos para os Ensaio Simulados - Malha de Temperatura	173
D.2	Algoritmos Desenvolvidos para os Ensaio Simulados - Malha de Vazão	178
D.3	Algoritmos Desenvolvidos para os Ensaio Experimentais	180
D.3.1	Algoritmo dos Índices de Desempenho das Malhas de Controle	185

Resumo

No presente trabalho são apresentadas todas as etapas de projeto de um sistema de controle avançado aplicado a uma planta piloto de controle de vazão e temperatura de ar (SCVT). Compreende as fases de descrição do processo de controle de aquecimento de ar insuflado, modelagem matemática, definição da estratégia de controle, projeto dos controladores PI(D) e compensadores diretos (controle antecipatório), bem como controladores adaptativos de variância mínima generalizado com compensadores adaptativos, considerações sobre a implementação prática do sistema de controle e, finalmente, a avaliação dos resultados obtidos na planta piloto.

O Sistema de Controle de Vazão e Temperatura de Ar (SCVT), que é a planta piloto utilizada para aplicar as técnicas de controle avançado, é analisado detalhadamente. São avaliadas e definidas as variáveis controladas e manipuladas do sistema de controle. Considerações sobre as perturbações presentes também são feitas.

Para a modelagem matemática das malhas de controle é utilizado o método por resposta ao degrau, em particular, o método da Resposta Complementar. São estimadas funções de transferência de 1ª ordem com tempo morto e, em particular, para a malha de temperatura, tais funções são combinadas em paralelo (modelos compostos). A técnica de estimação de parâmetros utilizada nos algoritmos de controle adaptativo é o Mínimos Quadrados Recursivo com fator de esquecimento.

Os controladores PI(D) foram projetados pelo método da Síntese Direta. Foram utilizadas estruturas PI(D), com ação “anti-*windup*” e compensação direta de perturbação. O projeto dos controladores de variância mínima generalizados também é proposto, além da compensação direta adaptativa.

Resultados simulados e experimentais são apresentados para verificação da eficácia das estratégias de controle adotadas.

Abstract

It is presented in this work the design of an advanced control system, applied to a pilot plant in which air flowrate and temperature are the controlled variables. It consists of the description of a process of insufflated air heating control, mathematical modeling, definition of control strategies, design of PI(D) controllers and direct feedforward, as well as adaptive minimum variance controllers with adaptive feedforward action. Considerations about practical implementation of the control system are made and, finally, analysis of the final results in the pilot plant is presented.

The air flowrate and temperature control system is in fact the pilot plant that is used to apply advanced control strategies which will be described in detail. The manipulated and controlled variables of the control system will be determined. Effects of the disturbances present in the process will also be considered.

Step responses are used in the development of the mathematical modeling, in particular, the Percent Complete Response method. First order plus dead time transfer functions were estimated and especially for the temperature loop, these functions were combined. The parameters estimation technique enforced in the adaptive control algorithms was the Recursive Least Square with forgetting factor.

The Direct Synthesis method was used to design the PI(D) controllers. Then, PI(D) controllers with “anti-windup” scheme and feedforward compensation were used. Generalized minimum variance controllers design were also proposed, as well as, the adaptive feedforward compensation.

Simulation and practical results were presented to show the efficacy of the proposed control strategies.

Lista de Tabelas

3.1	Pontos operação para modelagem das malhas do SCVT	29
3.2	Parâmetros dos modelos de temperatura	38
3.3	Parâmetros dos modelos de perturbação	48
3.4	Período de amostragem para as malhas de controle	53
4.1	Valores de τ_c e θ_c para projeto dos controladores PI	64
4.2	Parâmetros dos controladores PI	66
4.3	Valores iniciais do estimador de parâmetros	94
5.1	Índices de desempenho - Malha de Temperatura (E - Especificação; R - Regulação; S - Servomecanismo; Comp - Compensador; F - Filtro; IEAT x 10^7)	128
5.2	Valores dos desvios de temperatura - Malha de Temperatura (E - Especificação; R - Regulação; S - Servomecanismo; Máx - Desvio máximo de temperatura em °C; Mín - Desvio mínimo de temperatura em °C; Delta - Diferença entre o desvio máximo e mínimo; Comp - Compensador)	129
5.3	Índices de desempenho - Malha de Vazão (E - Especificação; R - Regulação; S - Servomecanismo; IEAT x 10^7)	132
A.1	Dados coletados do ensaio de calibração do sensor de temperatura	150

A.2	Dados coletados do ensaio de calibração do sensor de temperatura	151
A.3	Dados coletados do ensaio de calibração do sensor de vazão . .	152
B.1	Índices de desempenho - Malha de Temperatura (Exp. - Experimento Extra; IEAT x 10^7)	160
B.2	Índices de desempenho - Malha de Vazão (Exp. - Experimento Extra; F - Filtro; IEAT x 10^7)	160
C.1	Fluxograma do Controlador PI Realimentado	170

Lista de Figuras

2.1	SCVT e seus principais componentes - Inversor de frequência, circuitos eletrônicos e o duto de insuflamento de ar.	14
2.2	Parte interna do duto de alumínio do SCVT e restante dos componentes principais - Resistências elétricas e instrumentação.	15
2.3	Diagrama esquemático de ligação entre os principais componentes do SCVT.	16
2.4	Diagrama esquemático do sensor de temperatura - Termistor (NTC) - Ponte de Wheatstone.	17
2.5	Compensação do sensor de vazão devido a variação de temperatura. (A) Medida de vazão, (B) Sinal de controle de vazão, (C) Sinal de controle de temperatura.	18
2.6	Diagrama de Blocos simplificado do SCVT (2x2) e suas respectivas variáveis de entrada e saída.	21
2.7	Estrutura do SCVT com estratégia multi-malha e perturbação de vazão na temperatura.	22
3.1	Diagrama de Blocos do SCVT - Funções de transferências na configuração multi-malha com perturbação.	28
3.2	Curvas de reação utilizadas para modelar a temperatura.	30

3.3	Diagrama de Blocos do modelo composto da malha de temperatura.	31
3.4	Separação da curva de reação para o cálculo das respostas complementares (vazão de 10%). (A) 1ª parcela da separação em detalhes, (B) Visão geral e da 2ª parcela da separação. . .	32
3.5	Determinação de τ_{T_1} (inclinação da reta).	33
3.6	Determinação de τ_{T_2} (inclinação da reta).	34
3.7	Separação da curva de reação para o cálculo das respostas complementares (vazão de 40%). (A) 1ª parcela da separação em detalhes, (B) Visão geral e da 2ª parcela da separação. . .	35
3.8	Determinação de τ_{T_3} (inclinação da reta).	36
3.9	Determinação de τ_{T_4} (inclinação da reta).	36
3.10	Resposta do modelo composto para vazão de 40%. (A) Resposta individual de G_{T_1} e G_{T_2} , (B) Resposta conjunta dos dois modelos em paralelo.	38
3.11	Comparação do modelo composto com dados reais - Vazão 10% - $\tau_{T_1} = 15$ s e $\tau_{T_2} = 358$ s	39
3.12	Comparação do modelo composto com dados reais - Vazão 40% - $\tau_{T_3} = 20$ s e $\tau_{T_4} = 250$ s	39
3.13	Procedimento de modelagem da perturbação. (A) Medida de vazão, (B) Sinal de controle de vazão, (C) Medida de temperatura e (D) Sinal de controle de temperatura.	40
3.14	Diagrama de Blocos do modelo composto do efeito de perturbação com respectivas funções de transferência.	40
3.15	Separação da curva de reação para o cálculo das respostas complementares separadas (modelo de perturbação Y_{l1}).	41
3.16	Determinação de τ_{l_1} (inclinação da reta).	43

3.17	Determinação de τ_{l_2} (inclinação da reta).	43
3.18	Separação da curva de reação para o cálculo das respostas complementares separadas (modelo de perturbação Y_{l_2}).	44
3.19	Determinação de τ_{l_3} (inclinação da reta).	45
3.20	Determinação de τ_{l_4} (inclinação da reta).	46
3.21	Validação do modelo composto de perturbação Y_{l_1} - (A) Efeito do aumento de vazão, (B) Efeito da diminuição de vazão.	47
3.22	Validação do modelo composto de perturbação Y_{l_2} - (A) Efeito da diminuição de vazão, (B) Efeito do aumento de vazão.	47
3.23	Curva de reação de vazão utilizada na modelagem.	49
3.24	Curva logarítmica para cálculo de τ_V	50
3.25	Validação do modelo de vazão com dados reais.	50
3.26	Diagrama de Blocos da estrutura de controle por computador do SCVT.	51
4.1	Exemplo de malha de controle realimentado.	65
4.2	Malha de controle de temperatura realimentado com controle antecipatório (compensação direta de perturbação a parâmetros fixos).	69
4.3	Ensaio simulado com controlador PI de temperatura (regulação), $K_c = 24,8$ e $T_i = 20$. (A) Perfil de temperatura, (B) Detalhes da 1ª mudança de referência de 29 para 31°C, (C) Sinal de controle de temperatura e (D) Perfil de perturbação.	77
4.4	Ações de controle proporcional e integral do ensaio simulado - Controlador PI de temperatura (regulação).	78
4.5	Ensaio simulado com controlador PI de vazão (regulação), $K_c = 0,5$ e $T_i = 1$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão.	79

4.6	Ações de controle proporcional e integral do ensaio simulado - Controlador PI vazão (regulação).	80
4.7	Ensaio simulado com controlador PI de temperatura (servo- mecanismo), $K_c = 5$ e $T_i = 20$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.	81
4.8	Ações de controle proporcional e integral do ensaio simulado - Controlador PI de temperatura (servomecanismo).	82
4.9	Ensaio simulado com controlador PI de vazão (servomeca- nismo), $K_c = 0,33$ e $T_i = 1$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão.	83
4.10	Ações de controle proporcional e integral do ensaio simulado - Controlador PI vazão (servomecanismo).	83
4.11	Ensaio simulado com o controlador PID de temperatura (ser- vomecanismo), $K_c = 5$, $T_i = 21$ e $T_d = 10$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.	84
4.12	Ensaio simulado com o controlador PI e PID de temperatura em detalhes. (A) e (B) Perfis de rejeição de perturbação na temperatura (instantes de 2200 e 5500s), (C) e (D) Sinais de controle PI e PID nos instantes de incidência de perturbação de vazão (2200 e 5500s).	85
4.13	Ações de controle proporcional, integral e derivativa do ensaio simulado - Controlador PID temperatura (servomecanismo). . .	86
4.14	Perfil do sinal de controle do compensador direto experimental com sintonia original para degrau de 80% com $K_f = 0,52$, $\tau_1 = 20$ e $\tau_2 = 30$	88

4.15	Comparação dos perfis dos sinais de controle dos compensadores direto com sintonia original e resintonizado simulado para entrada em degrau de 40%.	89
4.16	Ensaio simulado com controlador PI servomecanismo sem e com compensação, $K_c = 5$, $T_i = 20$, $K_f = 0,10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle PI e PI + compensador.	90
4.17	Ampliação do ensaio simulado com controlador PI servomecanismo sem e com compensação, $K_c = 5$, $T_i = 20$, $K_f = 0,10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$. (A) e (B) Desvios de temperatura, (C) e (D) Sinal de controle PI e PI + compensador.	91
4.18	Ensaio simulado com controlador PI servomecanismo + compensação - $K_f = 0,10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$ - Perfil do sinal de controle do compensador direto.	91
4.19	Ensaio simulado com controlador PID servomecanismo + compensação, $K_c = 5$, $T_i = 20$, $T_d = 10$, $K_f = 0,10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle PID e PID + compensador.	92
4.20	Ensaio simulado CVMG malha de temperatura, $\beta = 0,999$ e $\lambda = 0,1$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.	95
4.21	Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio simulado - CVMG malha de temperatura sem compensação ($P(k) = 1 \cdot 10^6$).	95
4.22	Ensaio simulado CVMG malha de vazão, $\beta = 0,975$ e $\lambda = 0,28$. (A) Perfil de vazão, (B) 1ª mudança de referência de 11 para 33 l/s em detalhes e (C) Sinal de controle de vazão.	96

4.23	Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio simulado - CVMG malha de vazão ($P(k) = 1 \cdot 10^6$).	97
4.24	Ensaio simulado CVMG malha de temperatura + compensação direta, $\beta = 0,999$ e $\lambda = 0,1$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.	98
4.25	Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio simulado - CVMG malha de temperatura + compensação direta ($P(k) = 1 \cdot 10^8$).	98
4.26	Ensaio simulado com os CVMG de temperatura + compensação direta - Sinal de controle do compensador direto adaptativo.	99
5.1	Ensaio experimental e simulado com controlador PI de temperatura regulação - $K_c = 24$ e $T_i = 20$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Perturbação de vazão.	102
5.2	Ações de controle proporcional e integral do ensaio experimental e simulado - Controlador PI de temperatura (regulação).	103
5.3	Ensaio experimental com o controlador PI de vazão (regulação) - $K_c = 0,5$ e $T_i = 1$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Perturbação de temperatura.	104
5.4	Ações de controle proporcional e integral do ensaio experimental - Controlador PI de vazão (regulação).	105
5.5	Ensaio experimental com o controlador PI de temperatura (servomecanismo) - $K_c = 5$ e $T_i = 20$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.	106
5.6	Ações de controle proporcional e integral do ensaio experimental - Controlador PI de temperatura (servomecanismo).	107

- 5.7 Ensaio experimental com o controlador PI de vazão (servomecanismo) - $K_c = 0,33$ e $T_i = 1$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão. 108
- 5.8 Ações de controle proporcional e integral do ensaio experimental - Controlador PI de vazão (servomecanismo). 109
- 5.9 Ensaio experimental com o controlador PID de temperatura (servomecanismo) - $K_c = 5$, $T_i = 21$ e $T_d = 10$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura. 110
- 5.10 Ações de controle proporcional, integral e derivativa do ensaio experimental - Controlador PID de temperatura (servomecanismo). 111
- 5.11 Ensaio experimental com o controlador PI de temperatura (servomecanismo) + compensação direta de perturbação. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle (PI + compensador). 112
- 5.12 Ação de controle do compensador direto do ensaio experimental - $K_f = 0,10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$ 113
- 5.13 Experimento com PI servomecanismo sem e com compensação direta. (A) Rejeição para a redução de vazão (B) Rejeição para o aumento de vazão, (C) e (D) Sinais de controle PI sem e com compensação para a redução e aumento de vazão, respectivamente. 114
- 5.14 Ensaio experimental com o controlador PI de temperatura (servomecanismo) + compensação direta de perturbação com filtro. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle (PI + compensador com filtro). 115

5.15	Experimento com PI servomecanismo sem e com compensação com filtro. (A) Rejeição para a redução de vazão (B) Rejeição para o aumento de vazão, (C) e (D) Sinais de controle PI sem e com compensação com filtro para a redução e aumento de vazão, respectivamente.	116
5.16	Ação de controle do compensador direto com filtro no sinal de entrada (medida de vazão) - Ensaio experimental - $K_f = 0, 10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$	117
5.17	Ensaio experimental com o controlador PID de temperatura (servomecanismo) + compensação direta de perturbação. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle (controlador PID + compensador).	118
5.18	Ensaio experimental com o controlador PID de temperatura (servomecanismo) + filtro na PV + compensação direta de perturbação com filtro. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle (PID + compensador com filtro).	119
5.19	Ensaio experimental e simulado com CVMG malha de temperatura - $\beta = 0,999$ e $\lambda = 0,1$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.	121
5.20	Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio experimental e simulado - CVMG malha de temperatura ($P(k) = 1 \cdot 10^6$).	122
5.21	Ensaio experimental com CVMG malha de vazão, $\beta = 0,975$ e $\lambda = 0,28$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão.	123
5.22	Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio experimental - CVMG malha de vazão ($P(k) = 1 \cdot 10^6$).	124

5.23	Ensaio experimental e simulado com CVMG malha de temperatura com compensação direta, $\beta = 0,999$ e $\lambda = 0,1$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.	125
5.24	Estimação de parâmetros do ensaio experimental e simulado - CVMG malha de temperatura com compensação ($P(k) = 1 \cdot 10^8$)	126
5.25	Sinal de controle da compensação direta do ensaio experimental e simulado.	126
A.1	Conjunto de dados para modelagem da malha de temperatura - Condição de carga 1 (temperatura 100% e vazão de 10%).	154
A.2	Conjunto de dados para modelagem da malha de temperatura - Condição de carga 2 (temperatura 100% e vazão de 40%).	154
A.3	Conjunto de dados para modelagem da malha de vazão (vazão 60% e temperatura 10%).	155
A.4	Conjunto de dados para modelagem da perturbação de vazão na malha de temperatura.	155
A.5	Perfil de <i>set point</i> - Controladores PI(D) sem e com compensação direta da malha de temperatura. (A) <i>Set point</i> em unidades de engenharia, (B) <i>Set point</i> em porcentagem.	157
A.6	Perfil de <i>set point</i> - Controlador PI da malha de vazão. (A) <i>Set point</i> em unidades de engenharia, (B) <i>Set point</i> em porcentagem.	157
A.7	Perfil de <i>set point</i> - CVMG sem e com compensação direta da malha de temperatura. (A) <i>Set point</i> em unidades de engenharia, (B) <i>Set point</i> em porcentagem.	158
A.8	Perfil de <i>set point</i> - CVMG da malha de temperatura. (A) <i>Set point</i> em unidades de engenharia, (B) <i>Set point</i> em porcentagem.	158

B.1	Experimento extra (1) - Controlador PI de temperatura (servomecanismo) - $K_c = 3$, $T_i = 20$ - (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Ações de controle (PI).	161
B.2	Experimento extra (2) - Controlador PI de temperatura (servomecanismo) - $K_c = 6$, $T_i = 20$ - (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Ações de controle (PI).	162
B.3	Experimento extra (3) - CVMG de temperatura - $\beta = 0,967$, $\lambda = 1$ e $T = 1,1$ s - (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Parâmetros a_1 e b_0	163
B.4	Experimento extra (4) - CVMG de temperatura - $\beta = 0,999$, $\lambda = 1$ e $T = 1,1$ s - (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Parâmetros a_1 e b_0	163
B.5	Experimento extra (5) - Controlador PI de vazão com filtro de 1ª ordem (servomecanismo) - $K_c = 0,33$, $T_i = 1$ e $T = 0,11$ s - (A) Perfil de Vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Ações de controle (PI).	164
B.6	Experimento extra (6) - Controlador PI de vazão com filtro de 1ª ordem (servomecanismo) - $K_c = 0,33$, $T_i = 1$ e $T = 0,33$ s - (A) Perfil de Vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Ações de controle (PI).	164
B.7	Experimento extra (7) - Controlador PI de vazão (servomecanismo) - $K_c = 0,33$, $T_i = 1$ e $T = 0,33$ s - (A) Perfil de Vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Ações de controle (PI).	165

B.8	Experimento extra (8) - CVMG de vazão - $\beta = 0,999$, $\lambda = 0,28$ e $T = 0,33$ s - (A) Perfil de Vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Perfil de estimação de parâmetros - a_1 e b_0 . . .	165
C.1	Estrutura da malha de controle PI industrial implementado no SCVT.	168
C.2	Estrutura da malha de controle PID industrial implementado no SCVT.	170

Lista de Símbolos

T	Período de amostragem;
K_c	Ganho proporcional;
T_i	Tempo integral (repetições/s);
T_d	Tempo derivativo (s);
β	Fator de esquecimento;
τ_c	Constante de tempo de malha fechada desejada;
λ	Ponderação da variação do sinal de controle ;
α	Filtro derivativo;
K_p	Ganho estático do processo;
K_T	Ganho estático da malha de temperatura;
K_V	Ganho estático da malha de vazão;
K_l	Ganho estático da perturbação;
K_f	Ganho estático do compensador direto;

τ	Constante de tempo;
τ_T	constante de tempo da malha de temperatura;
τ_V	constante de tempo da malha de vazão;
τ_l	constante de tempo da perturbação;
τ_f	constante de tempo do filtro anti- <i>Spike</i> ;
τ_c	constante de tempo de malha fechada desejada;
θ	Atraso puro de tempo (tempo morto);
θ_T	Atraso puro de tempo da malha de temperatura;
θ_V	Atraso puro de tempo da malha de vazão;
θ_l	Atraso puro de tempo da perturbação;
θ_c	Atraso puro de tempo desejado da malha fechada;
U_T	Sinal de comando do aquecedor;
U_V	Sinal de comando do inversor de frequência;
$U_{V_{aum}}$	Sinal de comando do inversor de frequência de 10 para 40%;
$U_{V_{dim}}$	Sinal de comando do inversor de frequência de 40 para 10%;
$C(s)$	Variável controlada;
$R(s)$	Referência (<i>Set point</i>);
$L(s)$	Variável de perturbação (Medida de vazão de ar);
z	Domínio da frequência;
s	Domínio da frequência contínuo;
V	Volts;
A	Ampere;

Lista de Abreviações

ARX	Modelo Auto-Regressivo com Variável Exógena;
CVMG	Controlador de Variância Mínima Generalizado;
DCS	Sistema de controle distribuído (<i>Distributed Control System</i>);
EOZ	Extrapolador de ordem zero (<i>Zero order holder</i>);
GMV	Generalized Minimum Variance Controller;
IEQ	Integral do Erro Quadrático;
IEA	Integral do Erro Absoluto;
IEAT	Integral do Erro Absoluto ponderada pelo Tempo;
IMC	Controle por modelo interno (<i>Internal Model Control</i>);
JTA	Janela Temporal Assintótica;

LCPI	Laboratório de Controle de Processos Industriais;
MIMO	Múltiplas entradas e múltiplas saídas (<i>Multiple-Input and Multiple-Output</i>);
MQR	Mínimos Quadrados Recursivo;
MV	Variável manipulada (<i>manipulated variable</i>);
PI	Proporcional + Integral;
PID	Proporcional + Integral + Derivativo;
P.O.	Percentual de <i>overshoot</i> ;
PV	Variável de processo (<i>process variable</i>);
SCVT	Sistema de Controle de Vazão e Temperatura do Ar;
SISO	Uma entrada e uma saída (<i>Single-Input and Single-Output</i>);
TRIAC	Tiristor de corrente alternada;

Introdução

“Controle automático otimizado... é o projeto co-ordenado da planta, dos instrumentos e do aparato de controle. O que nós temos em mente é mais um conhecimento filosófico dos sistemas, que pode nos levar a melhorar a qualidade de um produto... a proteção da saúde da população adjacente a grandes parques industriais contra a poluição atmosférica e dos mananciais é um problema suficientemente sério para nos manter constantemente atentos para os avanços no estudo e na técnica de controle automático, não só por causa do aspecto humano, mas por causa do aspecto econômico”

Gordon Brown e Duncan Campbell, 1949

1.1 Preliminares

A indústria moderna é fomentada por uma grande demanda por produtos cada vez mais eficientes e com alto grau de qualidade. De fato, esta demanda implica que os processos industriais sejam, ao mesmo tempo, cada vez mais rápidos, confiáveis e eficientes.

Analisando as características de um parque fabril, é sabido que os processos de produção precisam estar dentro de certos patamares aceitáveis e viáveis, tanto de ponto de vista operacional como financeiro. Para isso, algumas condições de controle precisam ser satisfeitas, levando-se em conta, principalmente, o que se deseja controlar [Shinskey, 1996].

Além disso, atualmente, exige-se grande preocupação com o meio ambiente equilibrado. Estudos sobre os impactos ambientais, causados pelas indústrias e meios de produção, no seio da sociedade, deixaram de configurar meros dados científicos. Em consequência do maior número de informações e dados relacionados com os impactos negativos causados na natureza pelas indústrias, os consumidores se tornaram cada vez mais exigentes e preocupados em preservar de alguma forma o meio ambiente. Segundo o site de informações relativas ao empreendedorismo *Starta* [Starta, 2004], dirigido por Fernando Dolabela, empresas que não tiverem ações de responsabilidade social, voltadas principalmente para questões ambientais, estarão fadadas a perderem mercado para clientes com perfil diferenciado, mais seletivos e bem informados sobre os impactos ambientais.

Portanto, o estudo e a aplicação de técnicas de controle de processos industriais, como o controle avançado, são atraentes no sentido de que elas podem melhorar o processo ou produção de um parque fabril. Mesmo que os ganhos provenientes da aplicação de controle avançado sejam da ordem de grandeza de 2 a 3 percentuais, eles são significativos para a maioria das indústrias pelo fato de terem impactos técnicos e financeiros (isto é, não são desprezíveis).

1.2 Objetivos

Essa Dissertação tem por escopo realizar uma revisão das malhas de controle clássico (controladores PI(D)) aplicadas a uma planta piloto e propor estratégias de controle avançado, como o controle antecipatório e controle adaptativo. A planta utilizada é o Sistema de Controle de Vazão e Temperatura de Ar (SCVT), que se encontra instalada no Laboratório de Controle de Processos Industriais (LCPI) do Departamento de Engenharia Eletrônica da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG).

Além disso, apresentar os resultados de ensaios simulados e experimentais das estratégias de controle propostas e avaliar os resultados obtidos nos experimentos (simulados e experimentais) por meio de índices de desempenho, tais como: IEQ (Integral do Erro Quadrático), IEA (Integral do Erro Absoluto), IEAT (Integral do Erro Absoluto ponderada pelo Tempo), variância das variáveis controlada e manipulada (vazão e temperatura de ar) e percentuais de *overshoot*.

1.3 Motivação

A metodologia de controle de processos desenvolvida para sistemas lineares (controle clássico) de uma entrada e uma saída (SISO), como os métodos de resposta em frequência, sintonia de controladores proposta por Ziegler e Nichols e funções de transferência foi desenvolvida principalmente para o controle de sistemas de baterias antiaéreas militares, entre as décadas de 30 e 60 [Bennett, 1996]. Ao final da década de 60, como o controle clássico já vinha sendo aplicado no controle de processos, surgiu a preocupação pela melhoria do controle aplicado nas indústrias e índices de desempenho como o IEQ (Integral do Erro Quadrático) e IEA (Integral do Erro Absoluto) foram propostos com o principal interesse de minimizar o tempo que um sistema (malha de controle de um processo) levaria para alcançar um *set point* [Bennett, 1996].

Atualmente, controladores lineares, principalmente os reguladores a três termos ou PID (Proporcional, Integral e Derivativo) são extremamente populares em sistemas de controle industriais [Clarke, 1984] [Chen et al., 1999] [Chen e Seborg, 2002] [Panagopoulos et al., 2002]. Esses controladores proporcionam desempenho satisfatório para uma ampla classe de processos, além de serem facilmente compreendidos pela equipe técnica (operadores de processo) e simples de implementar usando *hardware* analógico ou digital.

Em geral, o objetivo principal de um sistema de controle industrial é eliminar de forma estável o *offset* devido a distúrbios de carga, dado que em muitos casos os processos são operados de forma contínua em um *set-point* fixo [Chen et al., 1999]. Na maioria das vezes, a eliminação do *offset* é alcançada através dos controladores PI; porém, ação derivativa pode ser adicionada para plantas com atraso de fase excessivo [Clarke, 1984].

Apesar de sua popularidade, os controladores PI(D) têm deficiências que limitam seu desempenho, especialmente em processos com tempo morto dominante e com características não-lineares [Ogunnaike e Mukati, 2006]. Outra dificuldade está relacionada com a implementação do controlador (série ou paralela), em que a correta inserção dos parâmetros (ganho, tempo integral e derivativo) depende de cada estrutura [Cominos e Munro, 2002]. Isaksson e Graebe [Isaksson e Graebe, 2002] ressaltam um problema relacionado à sintonia de controladores PID, em particular, a sintonia do filtro derivativo. Os autores comentam que a escolha apropriada do filtro derivativo deve ser feita em conjunto com o tempo derivativo (T_d) e que escolhas típicas (como por

exemplo, filtro derivativo igual a 0,1) deve ser reconsiderada dependendo do processo que se deseja controlar.

Uma extensão das dificuldades encontradas na sintonia dos controladores PI(D) e suas conseqüências são relatadas por Overschee e De Moor [Overschee e De Moor, 2001]. Segundo estes autores, 80% dos controladores PI(D) industriais estão mal sintonizados; 30% dessas malhas PI(D) operam em modo manual; e 25% das malhas PI(D) em modo automático operam com suas sintonias de fábrica. Números similares também são mostrados no trabalho de Ender [Ender, 1993].

Na maioria dos casos, as plantas industriais são multi-variáveis, não-lineares e passíveis de algum tipo de perturbação. O projeto de controladores PI(D) para sistemas de múltiplas entradas e múltiplas saídas (MIMO) é ainda mais complexo do que para sistemas SISO devido às interações entre as malhas de controle [Chen e Seborg, 2002]. A primeira medida quantitativa de interações em processos MIMO foi introduzida por Bristol [Bristol, 1966], por meio da matriz de ganhos relativos (RGA). Atualmente, trabalhos têm sido realizados com o intuito de estender os controladores PI(D) para sistemas multi-malhas, não-lineares e com perturbações [Zhang et al., 2004] [Wang et al., 2005] [Astrom et al., 2002] [Nordfeldt e Hagglund, 2006]

Entretanto, as técnicas para sistemas MIMO que utilizam os princípios dos controladores PI(D) exigem competência, nem sempre disponível no ambiente industrial. Uma solução mais simples seria o projeto de controle PI(D) com o auxílio de compensadores diretos de perturbação, com redução parcial ou total do distúrbio de carga provocado por uma variável externa ou pelas interações entre as malhas de controle. A essa união do controle clássico com compensadores, em que se reduz o efeito de perturbação antes que ele provoque maiores danos à malha fechada, dá-se o nome de controle antecipatório [Seborg et al., 1989].

O controle antecipatório é uma técnica de controle avançado complementar ao controle clássico. Segundo Seborg e colaboradores [Seborg et al., 1989], os conceitos básicos de controle antecipatório surgiram por volta de 1925, em um sistema de controle de nível para um tubulão de vapor. Porém, ela não era muito usada até a década de 60. O pioneiro neste tipo de aplicação foi F. G. Shinskey, por volta de 1963 com o trabalho *Feedforward control applied* [Shinskey, 1963] e [Shinskey, 1996].

O emprego da combinação controle realimentado e antecipatório é aconselhável nos casos em que a variável de perturbação pode ser mensurada

[Adam e Marchetti, 2004]. Algumas investigações importantes com relação ao uso dessa combinação tiveram início em 1988 com os trabalhos de Sternad e Soderstrom [Sternad e Soderstrom, 1988] e Grimble [Grimble, 1988], em que, nos projetos, foram considerados distúrbios estocásticos. Soderstrom [Soderstrom, 1999], utiliza controle antecipatório baseado na parametrização IMC, considerando distúrbios correlacionados; Grimble [Grimble, 1999], propõe uma solução ótima para um problema de controle antecipatório estocástico H_∞/H_2 .

Uma das premissas para se utilizar o controle antecipatório clássico (ou a parâmetros fixos) é medir ou estimar *on-line* a variável de perturbação. No SCVT, as perturbações estão relacionadas com os acoplamentos existentes entre as malhas de controle, que são conhecidas e podem ser medidas. Portanto, no caso em que é possível mensurar os distúrbios de carga provocados por meio do acoplamento existente entre as variáveis do processo, os efeitos causados pelos distúrbios podem ser aproximados por modelos dinâmicos (como por exemplo, um modelo de 1ª ordem).

O projeto do sistema de controle antecipatório clássico freqüentemente é prejudicado por deficiências intrínsecas à própria estratégia, como exemplos [Adam e Marchetti, 2004]: (i) o projeto deste tipo de controlador requer a identificação da perturbação e um bom modelo do processo, o que muitas vezes é difícil devido a incertezas (processo e distúrbio de carga); (ii) as mudanças dos parâmetros do processo não podem ser compensadas, a não ser que uma estimação adaptativa (contínua e *on-line*) da perturbação seja incorporada; (iii) o compensador geralmente apresenta funções de transferências impróprias, sendo que importantes simplificações devem ser feitas para que o compensador implementado seja realizável. Daí, o interesse em validar e analisar o controle antecipatório em casos reais (experimentos na planta piloto).

Uma possibilidade de investigar possíveis melhorias no sistema de controle com o uso de controle avançado, (em particular, o controle antecipatório) seria utilizar controle adaptativo, cuja estratégia também incorpora a compensação direta (*feedforward*) adaptativa [Harris e Billings, 1985] [Astrom, 1987]. Os coeficientes dos modelos de perturbação são estimados de forma *on-line*, o que contribui para que o modelo da perturbação seja adaptado a cada instante de amostragem. A adaptação dos coeficientes do modelo da perturbação viabiliza que o sinal de controle antecipatório seja atualizado de acordo com as condições do modelo do distúrbio estimado, evitando que

projeto do compensador direto fique restrito a um modelo com parâmetros fixos.

Sistema de controle clássico pode funcionar bem para determinadas condições de operação, sobretudo, nas regiões em que foram feitos os ensaios para a modelagem da planta. Entretanto, o mesmo já não se pode dizer se esse sistema de controle for colocado em pontos de operação distintos aos de modelagem, principalmente, por causa das incertezas dos modelos. No caso da planta piloto, experimento real realizado somente na malha de temperatura mostrou que um controlador PI se comportou de forma estável em toda a faixa de operação. Daí, configura-se o interesse em também utilizar controle adaptativo no SCVT para investigar o desempenho do controlador devido a planta ser não-linear e poder operar em faixas diferentes às de modelagem.

1.3.1 Controle de Temperatura e Vazão de Ar

A planta piloto utilizada neste projeto representa, em escala reduzida, um processo presente em indústrias reais. Trata-se de um sistema de controle de temperatura e vazão de ar. O processo de insuflamento de ar aquecido é encontrado em diferentes setores industriais, tais como mineral, metalúrgico, cimenteiro, químico e farmacêutico. Em geral, plantas industriais que em alguma parte do processo envolvem o controle de vazão ou temperatura de ar (ou ambos), exigem um sistema de controle que tenha robustez frente às incertezas, estabilidade e boa rejeição de perturbação.

Em trabalhos anteriores desenvolvidos na planta piloto, como o de Tolentino [Tolentino, 2002], Pena e colaboradores [Pena et al., 2002] e Pena [Pena, 2002], foram aplicadas técnicas de controle avançado. Tolentino aplicou em 2002 a técnica de controle adaptativo de variância mínima, mono-variável e multi-malha, com compensação direta entre ambas as malhas de controle do SCVT. Já os trabalhos de Pena aplicaram técnicas de controle chaveado, em que a variável controlada é a temperatura do ar e a variável de chaveamento é a vazão. Atualmente, além do presente trabalho, foram validadas técnicas de controle robusto, a fim de analisar o desempenho dos controladores ao se levar em conta as incertezas dos modelos do processo, em especial, os modelos da malha de temperatura [Barbosa, 2007].

O processo industrial de secagem de pelotas de minério de ferro é o que possui maior semelhança com a planta piloto. O trabalho de Borim ([Borim, 2000]) valida algumas técnicas de controle avançado, como controle

em cascata e desacoplamento em uma planta real de secagem de pelotas de minério de ferro. Pomerleau e colaboradores [Pomerleau et al., 2003b] utilizam as técnicas de controle MBPC (*Model-Based Predictive Controller*) multi-variável e PID descentralizado e comparam ambas em ensaios simulados em uma planta de pelotização de minério de ferro. Em outro trabalho similar, Pomerleau e colaboradores [Pomerleau et al., 2003a] comparam o desempenho de controladores preditivos lineares e não-lineares na mesma planta utilizada por [Pomerleau et al., 2003b].

O controle de temperatura e vazão de ar também ocorre tanto em edifícios (comerciais e residenciais) como em residências particulares. O controle dessas duas variáveis é extremamente importante nestes casos, pois visa manter o conforto térmico dos ocupantes e uma boa qualidade do ar [Batista, 2006]. Desde 1980, técnicas de controle digitais vêm sendo aplicadas para controle de processos térmicos. Em 1987, aplicações de controladores adaptativos de Variância Mínima Generalizado (GMV) e Controle Preditivo Generalizado (GPC) em uma planta de condicionamento de ar são apresentadas [Jota, 1987].

Nos últimos anos, Singh e colaboradores [Singh et al., 2000] utilizaram controle adaptativo multi-variável em um sistema de Ventilação, Aquecimento e Condicionamento de AR (HVAC), em que um regulador linear quadrático (LQG) por meio de simulação é utilizado no controle do sistema. Os trabalhos de Engdahl e Johansson [Engdahl e Johansson, 2004] e Atthajariyakul e Leephakpreeda [Atthajariyakul e Leephakpreeda, 2004] citam a importância do controle dessas variáveis em função de otimizar índices que medem a qualidade do ar em ambientes (como por exemplo, o índice IAQ *Indoor Air Quality*) e o impacto que o controle causa na economia de energia. Wachenfeldt e seus colaboradores [Wachenfeldt et al., 2007], citam a importância do controle de temperatura e vazão de ar variável nas escolas da Noruega, em que reduziu-se o consumo de energia e melhorou a qualidade do ar nas salas de aula. Anderson e colaboradores [Anderson et al., 2007], montam um sistema piloto para o controle avançado de aquecimento, ventilação e condicionamento de ar (HVAC). Eles implementam estratégia de controle robusto multi-variável e comparam os resultados experimentais dessa estratégia com resultados usando o controle PI convencional. Yuan e Perez [Yuan e Perez, 2006] validam duas estratégias de controle avançado, controle preditivo MPC e controle PI em cascata, em uma planta de volume de ar variável (VAV) de duto único e certificam, por meio de experimentos, que o

controle MPC foi mais eficiente em poupar energia.

O trabalho de Montenegro e colaboradores [Montenegro et al., 2006], utiliza um controlador PID auto-sintonizável e a estratégia de controle preditivo generalizado (GPC) para controlar uma planta denominada Túnel Psicrométrico. Esta planta possui características muito similares às do SCVT, como o princípio construtivo e de funcionamento, malhas de controle de temperatura e vazão de ar. Porém, os controladores são implementados somente na malha de temperatura com a malha de vazão com *set point* fixo. A estimação de parâmetros dos modelos não é detalhada e nem mesmo as validações dos modelos estão presentes. Os resultados experimentais mostram que o controlador PID auto-sintonizável apresentou maior velocidade de resposta e *overshoot* menor do que o controlador preditivo. Entretanto, os autores propõem estudar mais a fundo o GPC, a fim de que o mesmo possa vir a ter um desempenho superior ao PID auto-sintonizável.

Artigo de relevância é o de Thomas e outros [Thomas et al., 2005]. A proposta desse trabalho consiste em investigar as vantagens de se usar controle antecipatório em comparação com o controle realimentado tradicional (sem compensação) e comparar as diferenças entre o controle de temperatura para edifícios com controle antecipatório dinâmico, estático e sem compensação. Em sistemas HVAC, controle antecipatório geralmente é utilizado para compensar variações de temperatura externa, porém, os autores utilizam o modelo matemático de uma máquina elétrica com potência de 1500W - segundo os autores, pode ser um forno, fotocopiadora ou qualquer outra máquina que produza calor-, para simular as perturbações de carga dentro de um escritório. Os resultados experimentais mostram que o uso do controle antecipatório dinâmico proporciona melhor rejeição de perturbação do que a compensação estática; porém, mesmo a compensação estática de perturbação mostrada no trabalho sendo menos eficiente que a dinâmica, já apresenta resultados melhores se comparada ao controle sem nenhuma compensação de perturbação.

No artigo de Thomas e colaboradores [Thomas et al., 2005], os ensaios em malha aberta para obter a curva de reação e modelar a planta utilizada mostrou que a curva de temperatura apresenta característica de sistema composto (dois modelos de 1ª ordem em paralelo). Porém, os autores modelam a temperatura por apenas um modelo de 1ª ordem. Assim como realizado em 2000, por Pena e outros [Pena et al., 2002], surge novamente o interesse em explorar a modelagem da malha de temperatura do SCVT por meio de

sistema composto.

Em muitas plantas de processos químicos, como por exemplo, reatores e polimerização, o controle de temperatura é crítico [Dassau et al., 2006]. Em geral, essas plantas apresentam acoplamento entre as variáveis, o que motiva o uso de alguma técnica que reduza as interações entre as malhas ou até mesmo de variáveis externas. Dassau e colaboradores [Dassau et al., 2006] citam a importância do controle avançado no controle regulatório de temperatura de um processo de fabricação de componentes eletrônicos, dadas as características não-lineares e incertezas do processo. Foi possível notar que a curva de reação da malha de temperatura apresentada no artigo poderia ser representada por meio de um sistema composto. Em reatores químicos por batelada, o controle de temperatura com técnicas de controle avançado é proposto por Louleh e colaboradores [Louleh et al., 1999], em que são apresentadas as dificuldades do controle PID quando aplicado nesses tipos de reatores. No trabalho de Louleh e colaboradores [Louleh et al., 1999], os autores utilizam controle preditivo generalizado (GPC) na malha externa da estratégia de controle em cascata. Tadeo e Grimble [Tadeo e Grimble, 2002] utilizam controle preditivo baseado em uma técnica de otimização denominada por eles de l_1 . Os autores defendem a idéia de que esta é uma técnica simples e que pode ser implementada no sistema de controle distribuído (DCS) já existente no processo. Os autores enfatizam as dificuldades encontradas para aplicar controle avançado na indústria de processo. Outros trabalhos também aplicam controle avançado no controle de temperatura em reatores, porém, são realizados apenas ensaios simulados: [Aguilar et al., 2002] [Sampath et al., 2002] [Carrizales-Martínez e Femat, 2006].

Aplicações específicas de controle antecipatório em processos industriais são mostradas, como por exemplo, em Nava e outros [Nava et al., 2002]. Controle avançado é aplicado a uma planta piloto de secagem por spray. Discute-se a questão do compensador estático e dinâmico, porém, não é mostrado como foram obtidos os parâmetros dos modelos de perturbação para projetar os compensadores. Lawton e Patterson [Lawton e Patterson, 2000] adotam uma estratégia de controle multi-malha para controle de temperatura do ar em uma câmara (*chamber*) que simula um forno utilizando compensação direta de perturbação. A planta utilizada no artigo tem princípio de funcionamento semelhante ao da planta piloto do LCPI (SCVT).

Em termos de aplicação da compensação direta com estimação *on-line* de parâmetros, há o trabalho de Graichen e outros [Graichen et al., 2006],

os quais aplicam controle antecipatório clássico e adaptativo em um reator do tipo *benchmark*, denominado *Chylla-Haase*. Os autores chamam atenção para a dificuldade de projeto do compensador, tendo em vista a necessidade de um modelo apurado das perturbações devido à incertezas nos processos em estudo. A estimação *off-line* dos parâmetros do compensador é realizada por equações da física do processo do reator. Estimação *on-line*, somente para o projeto de compensador adaptativo através de filtro de Kalman estendido, é utilizada para tentar contornar as dificuldades relativas às incertezas do processo.

Pelos exemplos apresentados de implementação de técnicas de controle em processos industriais, sejam eles simulados ou experimentais, verifica-se um extenso uso de estratégias de controle avançado. A implementação de soluções com base no controle avançado (como por exemplo, do controle antecipatório), antes mesmo do início de sua utilização no processo em que se deseja controlar já traz benefícios. Adquire-se mais conhecimento sobre o processo, por meio de auditorias e trocas de experiências com operadores e identificam-se malhas que operam continuamente em modo manual e também malhas cuja sintonia é inadequada. O controle regulatório ou servomecanismo do processo é analisado em detalhe, isto é, procura-se obter um bom desempenho (como por exemplo, velocidade de resposta e rejeição a perturbação) do controlador realimentado (na maioria dos casos PI(D)). Então, utiliza-se o controle avançado como uma estratégia complementar ao controle clássico [Eder, 2003] [McMillan et al., 2003].

O motivo de se utilizar estratégias de controle clássico (PI(D)) em conjunto com controle avançado (controle antecipatório), bem como controle adaptativo, se caracteriza na validação de tais técnicas em uma planta real. Não obstante, se constitui o interesse de avaliar possíveis melhorias no desempenho do sistema de controle da planta piloto, em vista do comportamento dinâmico não-linear e acoplamento entre as malhas de controle.

1.4 Estrutura da Dissertação

A Dissertação apresenta-se dividida em cinco capítulos, a seguir expostos:

- Capítulo 1: Neste capítulo é apresentado o estado da arte relativo a ciência de Controle de Processos, em particular, as técnicas de controle

avanzado; os objetivos do trabalho e um pequeno descritivo sobre as técnicas que serão implementadas;

- Capítulo 2: São descritos os componentes do SCVT, como os sensores, os atuadores, sistema de aquisição de dados, as variáveis controladas e manipuladas. Além disso, uma breve comparação entre o SCVT e a planta real de Secagem de Pelotas de Minério de Ferro é feita;
- Capítulo 3: Apresenta-se a modelagem matemática da planta piloto e das perturbações do processo. O método e os modelos obtidos, tanto contínuos quanto discretos, são apresentados. Alguns aspectos relativos às características dinâmicas da planta e da nova instrumentação são apresentados;
- Capítulo 4: Neste capítulo é apresentado o projeto das técnicas de controle clássico e avançado juntamente com os critérios de desempenho adotados;
- Capítulo 5: São apresentados e comentados, resultados dos ensaios realizados na planta. São discutidos os índices de desempenho apresentados por cada controlador;
- Capítulo 6: Conclusões gerais do trabalho bem como propostas para trabalhos futuros, tanto para a planta, quanto para as estratégias de controle são apresentadas;
- Apêndice A: Métodos e procedimentos utilizados nos ensaios do SCVT;
- Apêndice B: Experimentos reais realizados no SCVT complementares aos resultados apresentado no Capítulo 5;
- Apêndice C: Considerações de implementação prática dos algoritmos PI(D);
- Apêndice D: Algoritmos desenvolvidos tanto para os ensaios simulados como para os experimentais.

Descrição do SCVT

“ Existem momentos e situações em que temos que transmitir uma imagem - um lugar, uma pessoa, uma obra artística, para isso utilizamos a linguagem - essa atitude é chamada de descrição. ”

Folha de São Paulo, 1999

2.1 Introdução

Esse capítulo tem por finalidade apresentar as características físicas e dinâmicas do Sistema de Controle de Vazão e Temperatura de Ar, descrevendo seu princípio de funcionamento, os sensores, atuadores e a interface de aquisição de dados. Após a etapa de descrição da planta piloto será mostrada a estrutura do sistema de controle do SCVT, isto é, as variáveis controladas e manipuladas, bem como suas respectivas malhas de controle. Além disso, serão tecidos comentários referentes às perturbações existentes na planta piloto sobre suas características e os efeitos que estas podem causar no sistema de controle. Por último, será apresentada uma breve correlação entre a planta real de secagem de pelotas de minério de ferro e o SCVT, com o intuito de contextualizar as características semelhantes de ambos os processos.

2.2 Características Gerais

O Sistema de Controle de Vazão e Temperatura de Ar, denominado SCVT, foi concebido no Laboratório de Controle de Processos Industriais, LCPI,

com o principal objetivo de representar, em escala reduzida, o processo real de secagem de pelotas de minério de ferro que é descrito com detalhes na Dissertação de Borim [Borim, 2000]. A planta piloto tem características semelhantes às das plantas reais de pelletização, tais como comportamento dinâmico não-linear, acoplamento entre as variáveis e multi-variável. Uma visão geral do SCVT, com alguns dos seus componentes principais, pode ser vista na Figura 2.1.

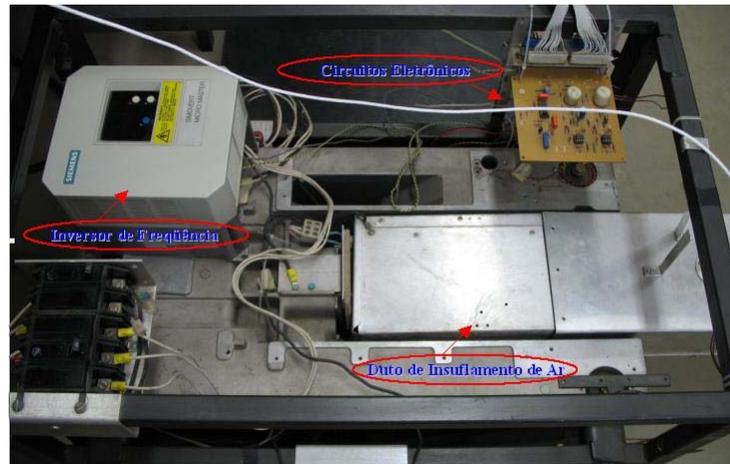


Figura 2.1: SCVT e seus principais componentes - Inversor de frequência, circuitos eletrônicos e o duto de insuflamento de ar.

O sistema é composto de um ventilador, que é acionado por um conjunto inversor de frequência - motor, que insufla ar através de um duto (túnel) de alumínio. Nesse duto, há um conjunto de resistências elétricas que aquecem o ar insuflado pelo ventilador. Logo na saída do duto, há o conjunto de medição (instrumentação), composto pelos sensores de temperatura e vazão de ar. Na Figura 2.2 pode ser vista a parte interna do duto, enfatizando o restante dos componentes principais da planta piloto: resistências elétricas e os sensores.

Além da planta real de secagem de pelotas de minério de ferro, o SCVT pode também ser usado como modelo de outros processos reais presentes no cotidiano. Como exemplos, tem-se os sistemas industriais que possuem estufas para secagem e conservação de alimentos, grãos, materiais e remédios, que exigem condições especiais restritivas de temperatura e ventilação. Outros setores industriais que utilizam o princípio de funcionamento do SCVT são as aciarias - na secagem e molde do aço -, e as cimenteiras - na secagem

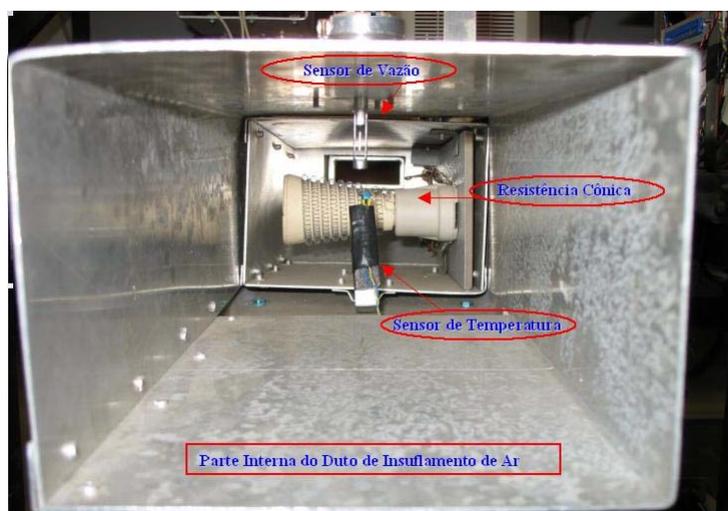


Figura 2.2: Parte interna do duto de alumínio do SCVT e restante dos componentes principais - Resistências elétricas e instrumentação.

das pelotas do produto. No caso das cimenteiras, as pelotas necessitam secar e esfriar em uma determinada temperatura de forma a atingirem dimensões adequadas. Nas residências, o sistema de controle de vazão e temperatura de ar também é utilizado em condicionamento de ambientes, em processos de resfriamento ou aquecimento. Em ambos os casos, o controle adequado visa garantir a satisfação do usuário.

A representação esquemática das interligações existentes entre os componentes do SCVT pode ser visualizada na Figura 2.3. Nesta figura, observa-se que o ventilador que insufla ar, fica na parte traseira do duto acoplado à carcaça do SCVT. Observa-se também o conjunto de resistências (número (3) da legenda) e, na parte final do duto, o conjunto de medição (sensores de temperatura e vazão de ar). Além disso, a Figura 2.3 mostra que tanto as variáveis de entrada (sinais medidos de temperatura e vazão de ar), bem como as variáveis de saída (sinais de comando do aquecedor e inversor) são controladas por um computador.

A seguir, são descritas em detalhes as características dos sensores e atuadores do SCVT.

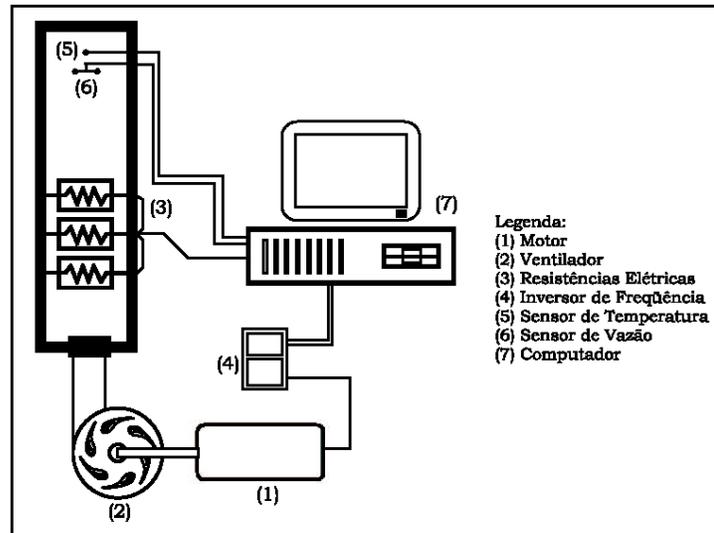


Figura 2.3: Diagrama esquemático de ligação entre os principais componentes do SCVT.

2.3 Características Dinâmicas dos Sensores de Vazão e Temperatura

Como existem duas variáveis de interesse para o controle do processo de insuflamento de ar no SCVT, a instrumentação da planta piloto consiste de dois sensores, sendo que um mede a temperatura e o outro a vazão volumétrica de ar.

Nos trabalhos anteriores realizados no SCVT, como em Pena [Pena, 2002] e Tolentino [Tolentino, 2002], foram utilizados sensores de temperatura e vazão concebidos no LCPI. Porém, um dos propósitos deste trabalho é substituir o antigo sensor de vazão por um sensor comercial. Portanto, o novo sensor, que na verdade é um transdutor de velocidade do ar, é de fabricação da *Omega Engineering, Inc.*, série FMA-900. A proposta de substituir o antigo sensor de vazão se justifica pela forte presença de ruído e pela constante de tempo do instrumento ser de aproximadamente 179s. Este valor aproximado de 179s considera a diferença entre a constante de tempo estimada da malha de vazão apresentada no trabalho de Tolentino em 2002, equivalente a 180s contra 1s da constante de tempo (τ_V) estimada para este trabalho (mostrada no Capítulo 3).

O sensor de temperatura realiza a medição dessa variável por meio de

um termistor com coeficiente de temperatura negativo (NTC) que é ligado a uma Ponte de Wheatstone. Variações de temperatura no termistor provocam mudanças no valor da sua resistência, causando um desequilíbrio na Ponte de modo a alterar a tensão. Essa variação de tensão é amplificada e convertida por um conversor A/D de 12 bits, bem como, é calibrada para uma unidade de engenharia, neste caso, grau Celsius ($^{\circ}\text{C}$). A Figura 2.4 apresenta um diagrama esquemático do conjunto do sensor de temperatura (NTC - Ponte de Wheatstone).

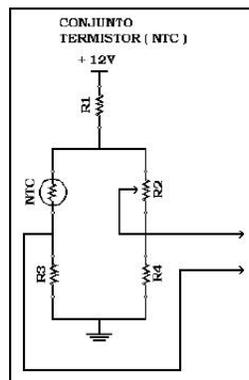


Figura 2.4: Diagrama esquemático do sensor de temperatura - Termistor (NTC) - Ponte de Wheatstone.

O transdutor de velocidade do ar mede a velocidade da corrente de ar que flui na parte interna do duto do SCVT. Essa velocidade então é convertida em unidades de engenharia, neste caso, em litros por segundo (l/s), determinando assim, a vazão volumétrica de ar. O sensor possui saída analógica de 4 a 20 mA que é convertida para um sinal de analógico de tensão de 1 a 5V.

A medição de vazão volumétrica de ar em processos industriais se caracteriza por uma relação inversamente proporcional à variação da temperatura do ar, ou seja, se a temperatura do ar aumenta, a medida de vazão diminui e vice-versa, conforme descrito em detalhes no trabalho do Tolentino [Tolentino, 2002].

Contudo, o novo sensor de vazão instalado no SCVT, devido a seus aspectos construtivos (conforme manual do fabricante [Omega-Engineering, 2002]), apresenta compensação para variações de temperatura do ar ambiente quase imediata (aproximadamente 1 minuto conforme mostra a Figura 2.5 no instante de 110s) e mantém um erro de $\pm 5\%$ em torno de 5 minutos (Figura 2.5). Dificuldade parecida já havia sido vista em trabalho anterior [Tolentino, 2002].

O teste em malha aberta (Figura 2.5) realizado na malha de vazão da planta piloto mostra o efeito de compensação do sensor de vazão para variação de temperatura do ar ambiente.

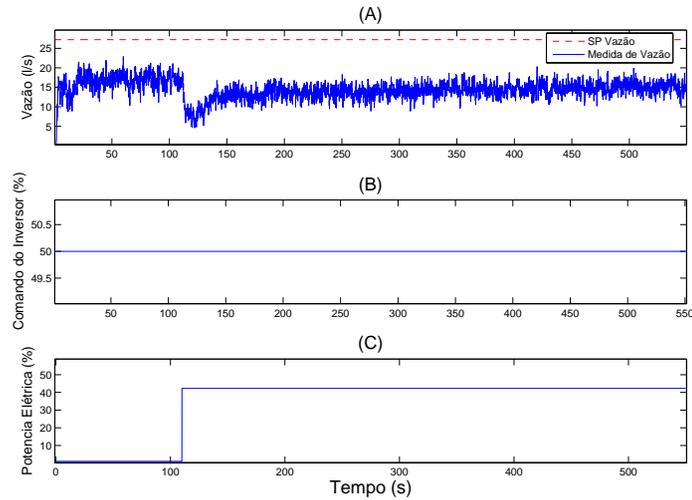


Figura 2.5: Compensação do sensor de vazão devido a variação de temperatura. (A) Medida de vazão, (B) Sinal de controle de vazão, (C) Sinal de controle de temperatura.

Apesar de a Figura 2.5 (A) apresentar *offset* em relação a medida de vazão, o principal objetivo é mostrar a variação na medida de vazão quando se varia o *set point* do sinal de controle de temperatura no instante de 110s.

As escalas escolhidas para representar as medidas de engenharia dos sensores foram:

- Temperatura de 25 a 40 °C (graus Celsius)
- Vazão de 0 a 54 l/s (litros por segundo)

Os métodos utilizados para a calibração dos instrumentos são apresentados no Apêndice A.

2.4 Características Dinâmicas dos Atuadores

O SCVT possui dois atuadores, sendo um para cada malha de controle. O primeiro é o conjunto inversor de frequência - motor, que define a velocidade

de rotação do ventilador e, conseqüentemente, a vazão volumétrica de ar no duto. O segundo elemento é o conjunto circuito de potência - resistências elétricas, em que um circuito eletrônico determina o ângulo de disparo de um TRIAC (tiristor de corrente alternada), definindo-se assim, a potência elétrica entregue às resistências elétricas, que por último definem a temperatura do ar.

O ventilador que insufla ar por meio do duto do SCVT é acionado por um motor de indução trifásico com potência de 3/4 CV. Logo, o controle de velocidade do motor é feito por um inversor de frequência PWM (modulação por largura de pulso) MicroMaster MM150, de fabricação Siemens, que possui alimentação de entrada bifásica de 220V e tensão de saída trifásica com potência de até 1,5HP. O mencionado inversor é capaz de produzir tensões de saída com frequência variável na faixa de 0 a 650Hz.

Apesar da ampla faixa disponível, o equipamento foi limitado para trabalhar na faixa de 20 a 100Hz, por questões de segurança e proteção da vida útil do motor. Além disso, o inversor é comandado por dois sinais. O primeiro, o habilitador, é o comando liga e desliga do equipamento. Para colocá-lo em operação, um sinal de tensão constante entre 13 e 33V é suficiente. O segundo sinal é o de controle, variando de 0 a 10 V, que corresponde ao nível de frequência (20 a 100Hz), o qual controla a velocidade do motor [Tolentino, 2002].

Já o segundo atuador é composto pelo circuito de potência e resistências elétricas responsáveis pelo aquecimento da corrente de ar interna do duto. Podem ser usadas três resistências cônicas de estufa padrão com potência máxima de 1200W. Apesar de o sistema possuir três resistências, apenas uma foi utilizada neste trabalho. O circuito de aquecimento do ar foi limitado ao uso de apenas uma resistência cônica devido ao fato de o sensor de vazão ter um faixa de operação limitada de 0 a 50°C. O uso de três resistências cônicas (conforme testes experimentais realizados no SCVT) aumenta o limite superior de 40 °C da faixa de operação da malha de temperatura para 85 °C.

A energia térmica entregue ao ar, a cada instante, é função do ângulo de disparo do TRIAC. Se o ângulo de disparo é 0° (sinal de controle de temperatura igual 0 V), a tensão de saída do TRIAC é máxima. Assim, a potência elétrica entregue às resistências também é máxima (400W). Para o ângulo de 180°, a tensão de saída e a potência são nulas (sinal de controle de temperatura igual a 10 V). O valor do ângulo de disparo do TRIAC é convertido por uma interface que recebe sinais de tensão de 0 a 10 V e envia

pulsos ao *gate* do TRIAC em instantes de tempo correspondentes ao ângulo de disparo definido. O circuito de potência (controle de disparo) é sempre sincronizado com a frequência da rede elétrica.

2.5 Sistema de Aquisição de Dados e Controle

O sistema de aquisição de dados e controle é composto por um PC - Pentium II 400 MHz, uma placa JDR Micro-Devices PSD-600 e uma interface desenvolvida no LCPI. A interface recebe os sinais de tensão medidos pelos sensores, processa-os em um supervisor (também desenvolvido no LCPI em linguagem C) de acordo com o algoritmo de controle implementado (como por exemplo, o PID) e envia os sinais de controle para os atuadores.

A interface desenvolvida em um *proto-board* possui um conversor A/D e dois conversores D/A, todos de 12 bits. As variáveis de entrada, temperatura e vazão de ar, são representadas em uma escala de 0 a 5 V e, posteriormente, são convertidas para valores binários de 0 a 4095 (correspondente à faixa de 12 bits).

Um novo conversor D/A AD7248JN da *Analog Devices* foi instalado para envio do sinal de controle do disparo do TRIAC, tendo substituído o antigo conversor AD667, também da *Analog Devices*. Já o envio do sinal de controle do inversor de frequência continua sendo realizado por meio do circuito integrado AD667. Maiores detalhes referentes a essa instalação do novo conversor no sistema de aquisição de dados podem ser encontrados no Apêndice A.

Após descrever a estrutura física e as características dos componentes do SCVT (sensores e atuadores), tem-se condições de representar as malhas de controle do SCVT em um diagrama de blocos simplificado. O SCVT é um sistema de duas entradas e duas saídas, em que tal planta foi concebida com o intuito de ser flexível com relação à implementação das estratégias de controle, podendo ser analisada tanto da forma multi-variável, como multi-malha. Para esse trabalho, foi adotada somente estratégia de controle multi-malha. A Figura 2.6 mostra o referido sistema com suas respectivas variáveis controladas e manipuladas de cada malha de controle.

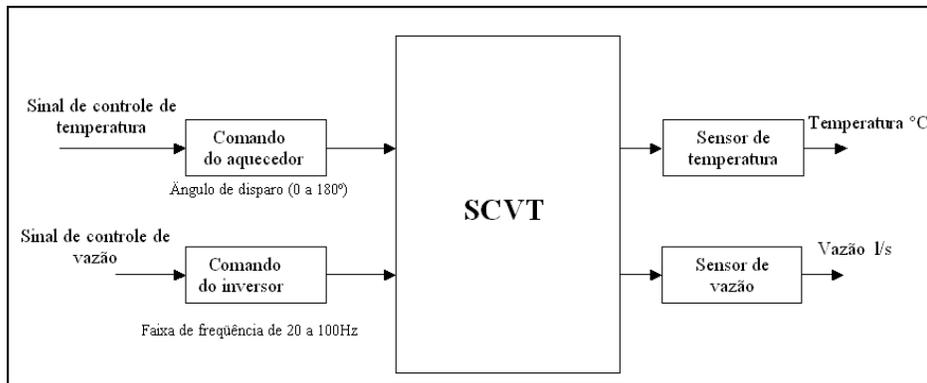


Figura 2.6: Diagrama de Blocos simplificado do SCVT (2x2) e suas respectivas variáveis de entrada e saída.

2.6 Considerações sobre as Perturbações do Processo

Na maioria dos casos, o objetivo principal de se controlar uma variável é mantê-la em um dado valor desejado. Se mesmo com um sistema de controle atuando nessa variável, a mesma “foge” do valor desejado, pela ação de uma outra variável conhecida ou não, diz-se que essa variável de interesse do controle sofreu um distúrbio ou perturbação. Existem, em muitos processos industriais reais, perturbações que prejudicam o objetivo básico de muitos sistemas de controle (manter a variável de processo mais próxima possível da referência). Além disso, essas perturbações geralmente são de natureza desconhecida e em muitos casos não podem ser mensuradas (como por exemplo, devido à complexidade e concepção do processo).

No SCVT, as perturbações que são conhecidas e que podem ser mensuradas são os acoplamentos existentes entre ambas as malhas de controle. O fato de se poder mensurar as perturbações no SCVT possibilita a utilização de técnicas de controle avançado que têm o objetivo principal de reduzir distúrbios de carga (provenientes de uma variável externa ao processo ou de outra malha de controle), como o controle antecipatório (clássico e adaptativo).

O acoplamento que a malha de vazão tem com a temperatura ocorre da seguinte forma: se a vazão aumenta, a temperatura diminui e vice-versa. Além disso, como a temperatura possui característica dinâmica mais lenta que a de vazão, o desvio na malha de temperatura na ocorrência de variações

de vazão é mais perceptível. Portanto, é proposto para o presente trabalho, projetar e validar na planta piloto, a técnica de controle antecipatório para a malha de temperatura, visando reduzir antecipadamente o efeito na temperatura devido ao aumento ou redução de vazão volumétrica de ar.

Assumindo que apenas estratégias de controle multi-malha serão usadas e considerando que será investigado o efeito de perturbação de vazão na malha de temperatura, a estrutura que define o sistema tanto para a modelagem quanto para o projeto do sistema de controle é mostrada na Figura 2.7.

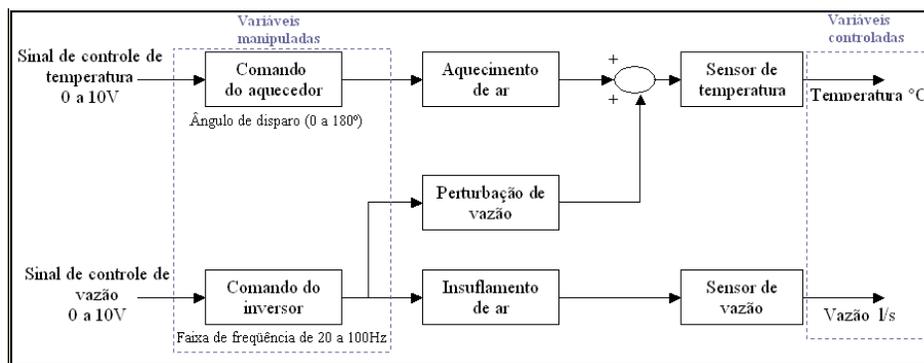


Figura 2.7: Estrutura do SCVT com estratégia multi-malha e perturbação de vazão na temperatura.

2.7 Correlação entre o SCVT e a planta real de Secagem de Pelotas de Minério de Ferro

Apesar de ser uma planta piloto, o SCVT pode ser visto como tendo as características dinâmicas e físicas similares a alguns processos reais. Assim, mesmo podendo emular diversos processos industriais e de outros tipos (conforme descrito na Seção 2.2), o principal objetivo é emular a planta de secagem de pelotas de minério de ferro.

A planta real de secagem de pelotas pode ser vista como um forno industrial utilizado para o processo de pelletização de minério de ferro. Esse forno possui uma série de compartimentos que são denominados de zonas. Em cada uma dessas zonas é realizada uma etapa do processo (como por exemplo, queima, secagem e resfriamento) relacionado à secagem e endurecimento

das pelotas. O SCVT representa apenas a parte de secagem das pelotas, que, neste caso, acontece na câmara de secagem do processo real.

Fazendo-se uma analogia do mencionado sistema (SCVT) com as plantas reais, o ventilador do SCVT insuflando ar representa os ventiladores que fazem a circulação dos gases na câmara de secagem de pelotas do processo real. A energia elétrica da planta piloto representa o óleo combustível ou o gás natural da planta real. O ar quente dentro do duto do SCVT representa os gases aquecidos que entram na câmara de secagem na planta real [Borim, 2000].

2.8 Comentários

Neste capítulo, foi descrito o protótipo utilizado para realização desse trabalho (componentes físicos, sensores, atuadores e interface de aquisição de dados e controle). As malhas de controle são descritas de forma sucinta, apenas com o objetivo de ilustrar a estrutura do sistema de controle do SCVT. Outro ponto de relevância se refere às considerações feitas com relação às perturbações existentes na planta piloto.

Modelagem Matemática do SCVT

“Um modelo matemático não é nada mais do que uma abstração matemática de um processo real. A equação ou o conjunto de equações que compõem o modelo, são na melhor das hipóteses, uma aproximação do processo real.”

Dale E. Seborg, 1989

3.1 Introdução

Neste Capítulo são apresentadas as modelagens matemáticas das malhas de temperatura e vazão de ar e da perturbação de vazão na malha de temperatura. São também apresentados os modelos matemáticos baseados em funções de transferência (tempo contínuo) e equações de diferenças (tempo discreto). A escolha do período de amostragem e necessidade de implementação do filtro anti-*spike*, para as malhas, também será discutida.

3.2 Considerações Iniciais Sobre Modelos Matemáticos

Os modelos matemáticos são utilizados para “traduzir” ou representar, de alguma forma, um comportamento ou uma relação de causa e efeito, como por exemplo, de fenômenos e processos industriais, por meio de expressões,

equações e números. Em especial, o presente trabalho utiliza modelos matemáticos aplicados para representar um protótipo de um processo industrial, que, neste caso, é o próprio SCVT.

Nos diversos campos da ciência os modelos matemáticos são utilizados com suas devidas finalidades, tais como: na economia, para fazer análises e previsões de uma bolsa de valores; na agricultura, para analisar o comportamento de uma determinada cultura, dada sua sazonalidade; na medicina, simular os efeitos de medicamentos em pacientes antes de testá-los em seres humanos. No campo da engenharia e, especialmente na área de controle de processos, os modelos matemáticos são utilizados para representar ainda que de uma forma muito compacta, o comportamento dominante de processos industriais. Pois, busca-se na maioria dos casos, por modelos simples, mas que tenham um desempenho satisfatório do ponto de vista do controle do sistema em questão.

Para modelar as malhas de controle do SCVT, foi utilizada a técnica da Curva de Reação [Seborg et al., 1989], em que um sinal de teste (degrau) é aplicado nas malhas e, por meio dos dados de entrada e saída, isto é, da relação de causa e efeito observada, as malhas e as perturbações são representadas por modelos simples (1ª ordem mais tempo morto) que serão descritos na seção seguinte deste capítulo. O mesmo tipo de modelagem foi utilizado em trabalhos anteriores, como em [Tolentino, 2002] e [Pena, 2002].

O trabalho de Montenegro e colaboradores [Montenegro et al., 2006], cujas singularidades entre a planta do artigo [Montenegro et al., 2006] e o SCVT são mostradas na seção 1.3.1, também usou modelagem a partir da resposta ao degrau. Outros trabalhos, que de alguma forma abordam técnicas de controle aplicadas em plantas de temperatura e vazão de ar, utilizaram modelagem baseada nas Leis físicas do processo, como em [Nava et al., 2002] e [Yuan e Perez, 2006].

Os modelos obtidos para o SCVT, mostraram-se satisfatórios, tendo em vista que representaram bem o comportamento dinâmico dominante das malhas e são práticos para o projeto do sistema de controle.

Os modelos deste trabalho foram representados por funções de transferência e equações de diferenças.

3.3 Modelagem em Tempo Contínuo

A estrutura de modelo escolhida para representar as malhas da planta piloto e as perturbações é uma estrutura de primeira ordem com atraso puro de tempo [Pena, 2002], [Pena et al., 2002] e [Tolentino, 2002]:

$$G(s) = \frac{K_p e^{-s\theta}}{\tau s + 1} \quad (3.1)$$

em que:

- $G(s)$ - Função de transferência no domínio de Laplace (plano s);
- K_p - Ganho da malha (ganho dc);
- τ - Constante de tempo da malha (pólo = $-1/\tau$);
- θ - Atraso puro de tempo (tempo morto).

A estrutura de modelo adotada se deve à sua simplicidade e facilidade de aplicação, tanto do ponto de vista da modelagem, bem como para o projeto do sistema de controle.

Um parâmetro importante que foi estimado para os modelos utilizados nesse trabalho, se refere ao atraso puro de tempo. Nos trabalhos anteriores, [Tolentino, 2002] e [Pena, 2002], os modelos das malhas não apresentaram atraso puro de tempo significativo. Um dos motivos pelos quais esse parâmetro não foi estimado se deve à presença de ruído nas medições, fato este que dificultava a visualização da curva de reação, principalmente, na malha de vazão. Porém, no presente trabalho os atrasos de tempo foram estimados previamente pela curva de reação, devido às melhorias obtidas com o novo sensor de vazão.

Após ser definida a estrutura dos modelos é possível representar cada malha por funções de transferência de 1ª ordem com tempo morto conforme mostra a Figura 3.1, porém, sendo a função de transferência de temperatura sub-dividida em dois sub-sistemas (1a e 1b), devido ao efeito da perturbação de vazão. Portanto:

1. Malha de Temperatura:

Sub-sistema 1a: Temperatura x Sinal de Comando do Aquecedor (Temperatura)

$$Y_T(s) = \frac{K_T e^{-s\theta_T}}{\tau_T s + 1} \cdot U_T(s) \quad (3.2)$$

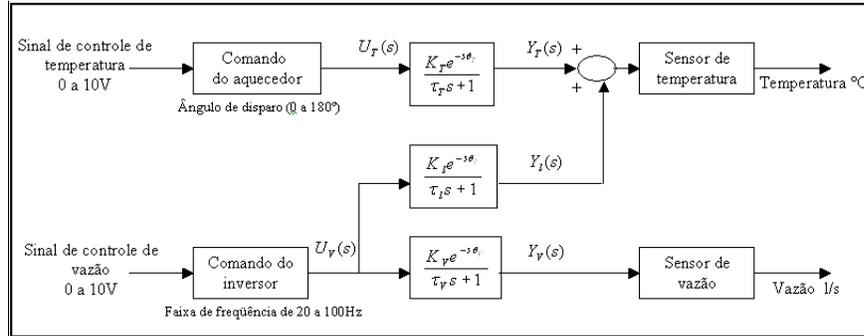


Figura 3.1: Diagrama de Blocos do SCVT - Funções de transferências na configuração multi-malha com perturbação.

em que $U_T(s)$ é o sinal de comando do aquecedor (sinal de controle de temperatura).

Sub-sistema 1b: (Perturbação de Vazão): Temperatura x Sinal de Comando do Inversor (Vazão)

$$Y_I(s) = \frac{K_I e^{-s\theta_I}}{\tau_I s + 1} \cdot U_V(s) \quad (3.3)$$

em que $U_V(s)$ é o sinal de comando do inversor (sinal de controle de vazão).

2. Malha de Vazão:

Sistema único: Vazão x Sinal de Comando do Inversor (Vazão)

$$Y_V(s) = \frac{K_V e^{-s\theta_V}}{\tau_V s + 1} \cdot U_V(s) \quad (3.4)$$

em que $U_V(s)$ é o sinal de comando do inversor (sinal de controle de vazão).

3.3.1 Método da Resposta Complementar

O método utilizado para estimar os parâmetros (ganho e constante de tempo) dos modelos do SCVT é baseado na identificação das características dominantes de um sistema dinâmico, a partir da sua resposta a um degrau, conhecido como método da Resposta Complementar (*Percent Incomplete Response*) [Rodrigues et al., 1998] e [Doebelin, 1989].

Este método consiste em: (i) obter a curva logarítmica da resposta complementar, ou seja, $\ln(1 - q_0/kq_i)$ em função do tempo, onde k é o ganho

da planta, q_0 é a saída do sistema, q_i é a entrada do sistema em função do tempo (descontado o tempo morto determinado previamente), e (ii) a partir desta curva, encontrar a melhor função linear correspondente à assíntota da curva logarítmica para valores elevados de t (tempo).

Além de ser um método simples e prático, este é capaz de determinar, por meio do perfil das curvas logarítmicas, se o sistema ou malha de controle pode ser aproximado por um modelo de primeira ou segunda ordem [Pena, 2002], [Rodrigues et al., 1998] e [Doebelin, 1989].

Para realizar o procedimento de modelagem matemática da planta piloto é necessário definir em qual ponto de operação esse procedimento será realizado. Essa escolha é importante no sentido de ter um ponto de partida para desenvolver o trabalho, dado que a planta piloto apresenta ampla faixa de operação (Seção 2.3). Assim sendo, foi escolhido para a malha de vazão um ponto intermediário da faixa controlável (60%), avaliando o efeito de variação de temperatura do ar ambiente nas condições máxima (100%) e próxima da mínima (10%). Para malha de temperatura, foi escolhido de forma arbitrária um ponto de operação (fixo), variando-se a condição de carga da outra. Interessante ressaltar que foi observado de maneira sucinta, por meio de testes experimentais, o efeito de se variar a vazão de ar em faixas maiores que 40% (por exemplo, de 10 para 80%) com temperatura fixa. Neste caso, variações de vazão maiores que 40% não apresentaram diferença significativa em relação à faixa de 10 para 40%. A Tabela 3.1 mostra a faixa de operação escolhida com as respectivas variações de carga.

Tabela 3.1: Pontos operação para modelagem das malhas do SCVT

Malha de Temperatura	Temperatura	Vazão
Condição de carga 1	100%	10%
Condição de carga 2	100%	40%
Malha de Vazão	Vazão	Temperatura
Condição de carga 1	60%	10%
Condição de carga 2	60%	100%

O procedimento para realização dos ensaios experimentais e obtenção dos dados para a modelagem pode ser visto em detalhes no Apêndice A. A seguir, será descrita a característica dinâmica de cada malha, inclusive as características do efeito de perturbação de vazão na malha de temperatura e o procedimento para a estimação de parâmetros dos modelos.

3.3.2 Modelagem da Malha de Temperatura

O comportamento dinâmico que se observa na malha de temperatura ao aplicar um degrau na potência elétrica do SCVT se caracteriza pelo fato de que a temperatura do ar (dentro do duto) se eleva e, aos poucos, provoca aumento da temperatura do forno (carcaça) propriamente dito. As curvas de reação da malha de temperatura, com degraus de 100% na potência elétrica e variação de carga de vazão de 10 e 40% são mostradas na Figura 3.2.

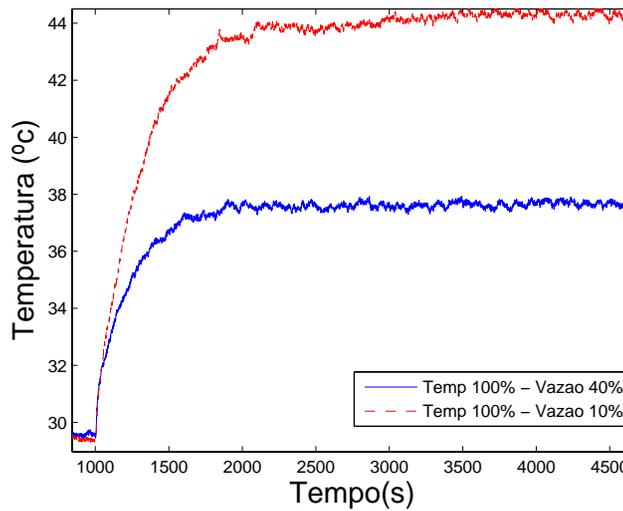


Figura 3.2: Curvas de reação utilizadas para modelar a temperatura.

Ao aplicar o método da Resposta Complementar nas curvas de reação de temperatura para as duas condições de carga, percebeu-se que a resposta complementar poderia ser separada em duas partes, assim como no trabalho de Pena [Pena, 2002]. A primeira parte (parcela) da resposta complementar consiste nos primeiros instantes após aplicação do degrau. A segunda consiste nos instantes finais da curva de reação (subtraído o efeito dos primeiros instantes à aplicação do degrau).

O modelo para cada condição de carga associa em paralelo duas funções de transferência de primeira ordem (G_{T1} e G_{T2}), ambas com atraso puro de tempo (Figura 3.3). Esta estrutura de modelo foi denominada para o presente trabalho de modelo composto, em que:

- G_{T1} é a função de transferência com dinâmica mais rápida (elevação de temperatura do ar ambiente, τ menor) com seu respectivo atraso θ_1 ;

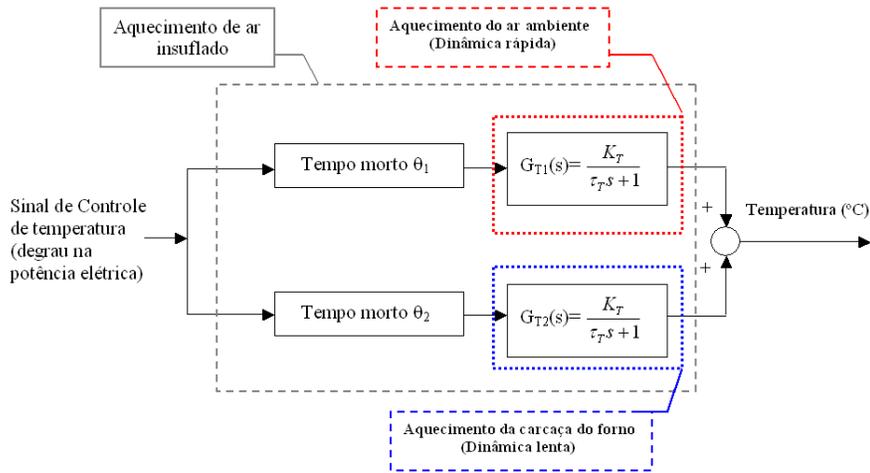


Figura 3.3: Diagrama de Blocos do modelo composto da malha de temperatura.

- G_{T2} é a função de transferência com dinâmica lenta (elevação de temperatura da carcaça do forno, τ maior) com seu respectivo atraso θ_2 .

O primeiro passo para obter duas respostas complementares separadas e estimar duas constantes de tempos (haja visto que são duas funções de transferência de 1ª ordem em paralelo), é fazer a separação da curva de reação de temperatura em duas partes. Essa separação foi feita visualmente por meio da curva de reação de temperatura para as duas condições de carga de vazão. Sendo que esta separação varia para cada condição de vazão e corresponde ao atraso de tempo θ_2 do modelo G_{T2} da Figura 3.3 (maiores detalhes serão apresentados no cálculo dos parâmetros dos modelos de temperatura).

A seguir, será mostrado o procedimento para o cálculo dos parâmetros dos modelos de temperatura para ambas as condições de carga de vazão mostradas na Tabela 3.1.

3.3.3 Cálculo dos Parâmetros do Modelo Composto de Temperatura - Condição de carga 1

A partir do diagrama de blocos da Figura 3.3, define-se a estrutura (duas funções de transferência de 1ª ordem mais tempo morto) de modelo composto para a malha de temperatura, que é representada pela equação (3.5) com os modelos G_{T1} e G_{T2} em paralelo, para vazão de 10%, resultando em:

$$Y_T(s) = \frac{K_{T_1} e^{-s\theta_{T_1}}}{\tau_{T_1} s + 1} \cdot U_T(s) + \frac{K_{T_2} e^{-s\theta_{T_2}}}{\tau_{T_2} s + 1} \cdot U_T(s) + \frac{offset}{s} \quad (3.5)$$

onde:

- Y_T - Temperatura em %;
- U_T - Comando do Aquecedor (Sinal de Controle de Temperatura %);
- *offset* - Valor da temperatura ambiente.

Nos modelos compostos de temperatura do SCVT foram incluídos o valor da temperatura ambiente do LCPI correspondente à temperatura no momento de realização de cada experimento real, o que equivale ao *offset* dos modelos. Nesta situação, se $U_T = 0$, a saída do modelo composto Y_T equivale à temperatura ambiente. Interessante frisar que estas saídas (Y_T) são obtidas em % e, posteriormente, esses valores percentuais são convertidos para unidade de engenharia (°C) com base na escala de 25 a 40 °C (maiores detalhes são apresentados no Apêndice A).

As figuras 3.4 (A) e (B) mostram o ponto escolhido para a separação da curva de reação, correspondente ao atraso puro de tempo θ_{T_2} , utilizada para estimar os ganhos e as constantes de tempo do modelo composto para vazão de 10%. A 1ª parcela compreende o intervalo de 1100 a 1144s e a 2ª de 1145 a 3500s. Importante frisar que os eixos da abscissa das curvas de reação de temperatura mostradas nas figuras 3.4 (A) e (B) estão na escala de 0 a 100% para que o valor do ganho calculado tenha a unidade %/-%.

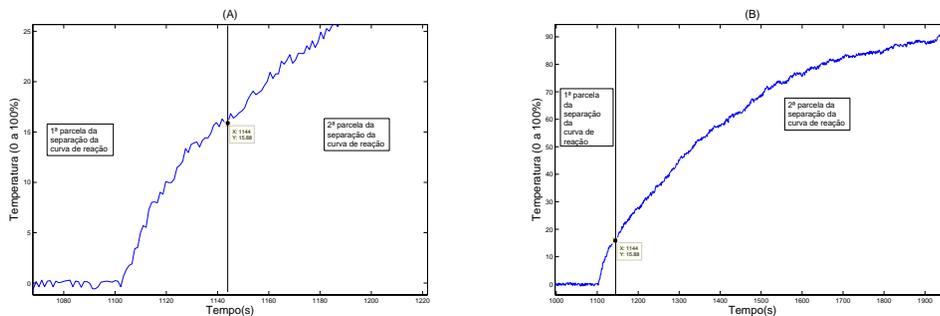


Figura 3.4: Separação da curva de reação para o cálculo das respostas complementares (vazão de 10%). (A) 1ª parcela da separação em detalhes, (B) Visão geral e da 2ª parcela da separação.

Cálculo dos Ganhos

Para calcular os ganhos K_{T_1} e K_{T_2} utiliza-se a relação $\Delta Y_T / \Delta U_T$, ou seja, variação do sinal de saída (temperatura) pela variação do sinal de entrada (sinal de controle). A variação do sinal de controle corresponde a 100%. Os valores de máximo (97%) e mínimo (0%) da temperatura foram calculados fazendo-se uma média do sinal de temperatura nos intervalos de 0 a 1100s e de 2000 a 3500s respectivamente (Figura 3.2). O valor da temperatura (em %), no exato ponto em que ocorreu a separação da curva de reação, corresponde ao valor de 15%, pois é necessário utilizá-lo para o cálculo dos ganhos da 1ª e 2ª parcela (K_{T_1} e K_{T_2} , respectivamente) da curva de reação. Portanto, calculando-se os ganhos, tem-se:

$$K_{T_1} = \frac{15 - 0}{100} = 0,15; \quad K_{T_2} = \frac{97 - 15}{100} = 0,82. \quad (3.6)$$

Cálculo de τ_{T_1}

Da divisão da curva de reação de temperatura da Figura 3.4 (A), tem-se a primeira resposta complementar representada na Figura 3.5. A partir da aproximação linear utilizada para calcular o valor de τ_{T_1} , tem-se:

$$\frac{1}{\tau_{T_1}} = \frac{1,8}{27} = 0,0667 \rightarrow \tau_{T_1} = 15s \quad (3.7)$$

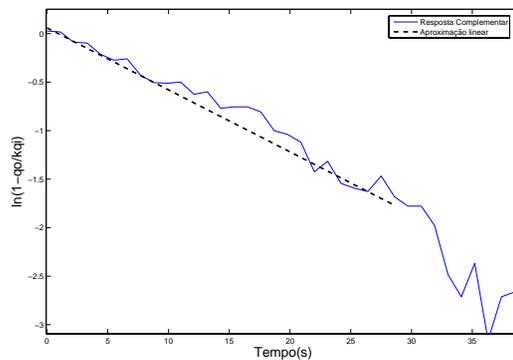


Figura 3.5: Determinação de τ_{T_1} (inclinação da reta).

Cálculo de τ_{T_2}

A Figura 3.6 representa a segunda resposta complementar (1145 a 3500s) da curva de reação da Figura 3.4 (B). O valor de τ_{T_2} é determinado a partir da inclinação da reta de aproximação da curva logarítmica da Figura 3.6, resultando em:

$$\frac{1}{\tau_{T_2}} = \frac{2,32}{830} = 0,0028 \rightarrow \tau_{T_2} = 358s \quad (3.8)$$

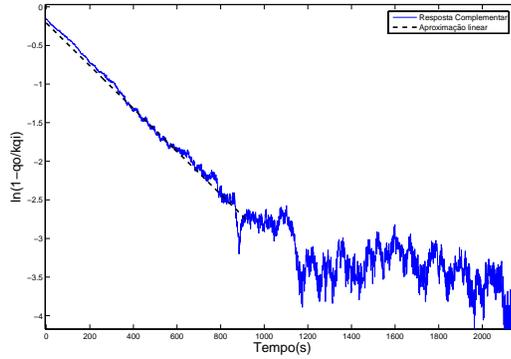


Figura 3.6: Determinação de τ_{T_2} (inclinação da reta).

Dessa forma, após calcular os parâmetros (K_{T_1} , K_{T_2} , τ_{T_1} e τ_{T_2}), obteve-se o seguinte modelo composto para essa malha:

$$Y_T(s) = \frac{0,15e^{-2s}}{15s+1} \cdot U_T(s) + \frac{0,82e^{-44s}}{358s+1} \cdot U_T(s) + \frac{offset}{s} \quad (3.9)$$

3.3.4 Cálculo dos Parâmetros do Modelo Composto de Temperatura - Condição de carga 2

O modelo composto para a Condição de carga 2 (vazão 40%) é apresentado a seguir:

$$Y_T(s) = \frac{K_{T_3}e^{-s\theta_{T_3}}}{\tau_{T_3}s+1} \cdot U_T(s) + \frac{K_{T_4}e^{-s\theta_{T_4}}}{\tau_{T_4}s+1} \cdot U_T(s) + \frac{offset}{s} \quad (3.10)$$

A Figura 3.7 mostra o ponto escolhido para a divisão da curva de reação,

que corresponde ao atraso puro de tempo θ_{T_4} , utilizada para estimar os ganhos e as constantes de tempo do modelo composto para vazão de 40%. A 1ª parcela compreende o intervalo de 1100 a 1158s e a 2ª de 1159 a 3500s.

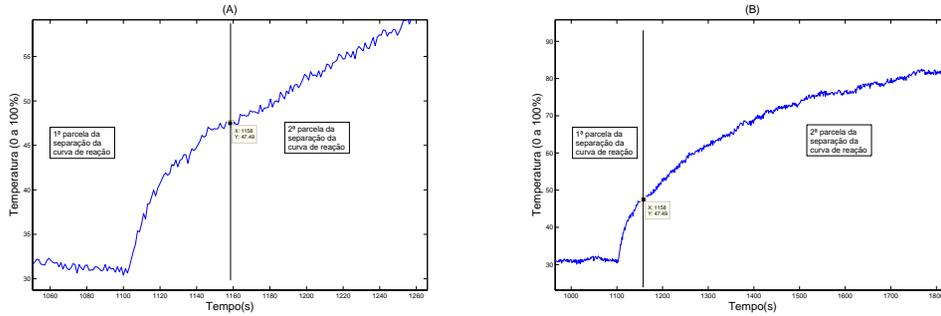


Figura 3.7: Separação da curva de reação para o cálculo das respostas complementares (vazão de 40%). (A) 1ª parcela da separação em detalhes, (B) Visão geral e da 2ª parcela da separação.

Cálculo dos Ganhos

O procedimento para calcular os ganhos K_{T_3} e K_{T_4} é o mesmo utilizado para Condição de carga 1 (vazão 10%). Os valores de máximo (82,5%) e mínimo (30,5%) foram obtidos fazendo-se uma média do sinal de temperatura (para vazão de 40%) nos intervalos de 0 a 1100s e de 2000 a 3500s respectivamente (Figura 3.2). O valor da temperatura (%), no exato ponto em que ocorreu a separação da curva de reação, corresponde ao valor de 47%, necessário para o cálculo dos ganhos K_{T_3} e K_{T_4} . Portanto, calculando-se os ganhos pela relação de $\Delta Y_T / \Delta U_T$, tem-se que:

$$K_{T_3} = \frac{47 - 30,5}{100} = 0,16; \quad K_{T_4} = \frac{82,5 - 47}{100} = 0,35. \quad (3.11)$$

Cálculo de τ_{T_3}

Da separação da curva de reação de temperatura da Figura 3.7 (A), tem-se a primeira resposta complementar representada na Figura 3.8 e com a aproximação linear utilizada para calcular o valor de τ_{T_3} , tem-se que:

$$\frac{1}{\tau_{T_3}} = \frac{2,5}{50} = 0,05 \rightarrow \tau_{T_3} = 20s \quad (3.12)$$

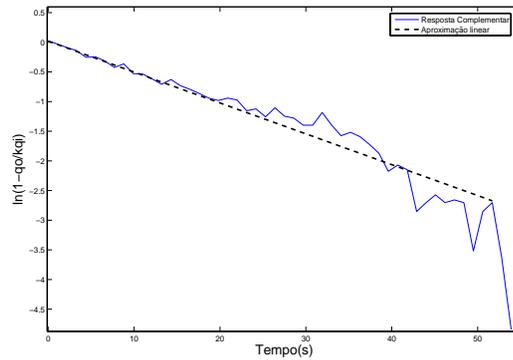


Figura 3.8: Determinação de τ_{T_3} (inclinação da reta).

Cálculo de τ_{T_4}

A Figura 3.9 representa a segunda resposta complementar (1159 a 3500s) da curva de reação da Figura 3.7 (B). A inclinação da aproximação linear dessa curva logarítmica determina o valor de τ_{T_4} da seguinte forma:

$$\frac{1}{\tau_{T_4}} = \frac{1,6}{400} = 0,004 \rightarrow \tau_{T_4} = 250s \quad (3.13)$$

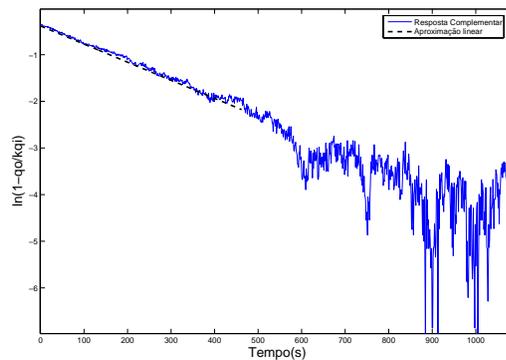


Figura 3.9: Determinação de τ_{T_4} (inclinação da reta).

Após calculados os parâmetros (K_{T_3} , K_{T_4} , τ_{T_3} e τ_{T_4}), obteve-se o seguinte

modelo composto:

$$Y_T(s) = \frac{0,16e^{-2s}}{20s + 1} \cdot U_T(s) + \frac{0,35e^{-58s}}{250s + 1} \cdot U_T(s) + \frac{offset}{s}$$

O ganho *dc* do modelo composto Y_T para vazão de 40% equivale a 0,51. Entretanto, ao realizar ensaios simulados em malha fechada com controladores PI(D) da malha de temperatura para validar este modelo, percebeu-se que na verdade o ganho *dc* da planta é aproximadamente 1. Interessante ressaltar que estes reajustes nos ganhos individuais de cada função de transferência foi realizado devido à validação do modelo composto ser em malha fechada e em ponto de operação distinto ao de modelagem. Desta forma, os ganhos de K_{T_3} e K_{T_4} foram reajustados, resultando em $K_{T_3} = 0,32$ e $K_{T_4} = 0,7$. Portanto, o modelo composto de temperatura com os ganhos K_{T_3} e K_{T_4} reajustados resulta em:

$$Y_T(s) = \frac{0,32e^{-s^2}}{20s + 1} \cdot U_T(s) + \frac{0,70e^{-s^{58}}}{250s + 1} \cdot U_T(s) + \frac{offset}{s} \quad (3.14)$$

Durante o desenvolvimento do trabalho (simulação e projeto dos controladores PI(D), controle antecipatório e adaptativo), optou-se pelos modelos de temperatura, G_{T_1} e G_{T_2} , do modelo composto Y_T para vazão de 40%. Adotou-se esses modelos pelo fato de estes terem sido estimados para uma condição de vazão intermediária (considerando toda a faixa de 0 a 100%), a fim de evitar, assim como a escolha de 100% de temperatura, condição de vazão perto do limite de 0%.

A Tabela 3.2 apresenta os parâmetros (ganho, constante de tempo e tempo morto) dos modelos compostos para as condições de vazão de 10 e 40%.

O modelo composto de temperatura (3.14) para vazão de 40% (considerando ganho *dc* igual a 0,51) é simulado com temperatura ambiente nula (0 °C) e a resposta deste modelo composto, para entrada ao degrau unitário, é apresentada na Figura 3.10.

A seguir são mostradas as comparações com os dados reais dos dois modelos compostos de temperatura, G_{T_1} e G_{T_2} para vazão de 10 e 40%. A Figura 3.11 mostra a comparação para o modelo composto com vazão de 10% e a Figura 3.12 mostra a comparação para o modelo composto com vazão de 40% (considerando ganho *dc* igual a 0,51). Percebe-se na Figura 3.12 que, apesar de o modelo composto para vazão de 40% representar bem os da-

Tabela 3.2: Parâmetros dos modelos de temperatura

Vazão	Modelo	Ganho (%/%)	τ_T (s)	θ_T (s)
10%	G_{T_1}	K_{T_1}	τ_{T_1}	θ_{T_1}
		0,15	15	2
	G_{T_2}	K_{T_2}	τ_{T_2}	θ_{T_2}
		0,82	358	44
40%	G_{T_1}	K_{T_3}	τ_{T_3}	θ_{T_3}
		0,32	20	2
	G_{T_2}	K_{T_4}	τ_{T_4}	θ_{T_4}
		0,70	250	58

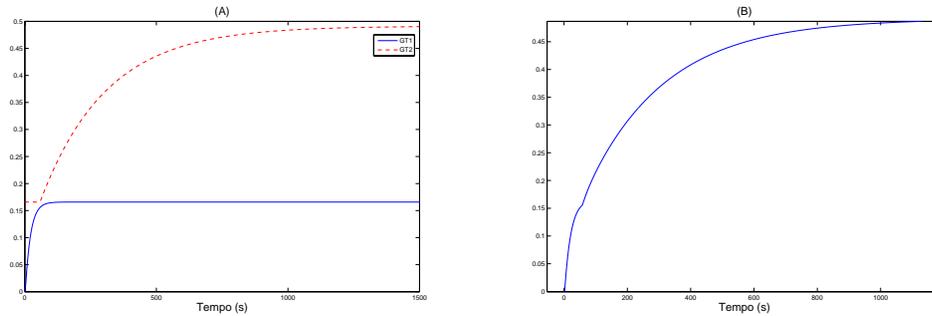


Figura 3.10: Resposta do modelo composto para vazão de 40%. (A) Resposta individual de G_{T_1} e G_{T_2} , (B) Resposta conjunta dos dois modelos em paralelo.

dos reais utilizados para modelagem, foi necessário reajustá-lo para validação em malha fechada.

3.3.5 Modelagem da Perturbação de Vazão na Malha de Temperatura

Um dos objetivos da presente Dissertação consiste em avaliar o efeito que a variação de vazão provoca na malha de temperatura. A partir das considerações feitas no Capítulo 2 (Seção 2.6) a respeito das perturbações do SCVT (acoplamentos entre as malhas de controle), caracteriza-se a proposta do uso de controle avançado, em particular, o controle antecipatório, em que é necessário fazer a modelagem matemática do comportamento dinâmico dos efeitos que a perturbação de vazão provoca na temperatura.

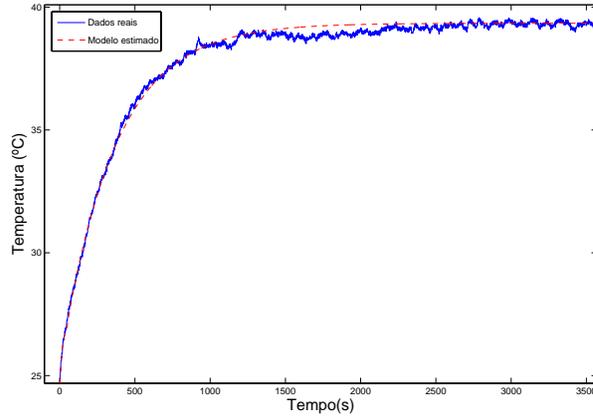


Figura 3.11: Comparação do modelo composto com dados reais - Vazão 10% – $\tau_{T_1} = 15$ s e $\tau_{T_2} = 358$ s .

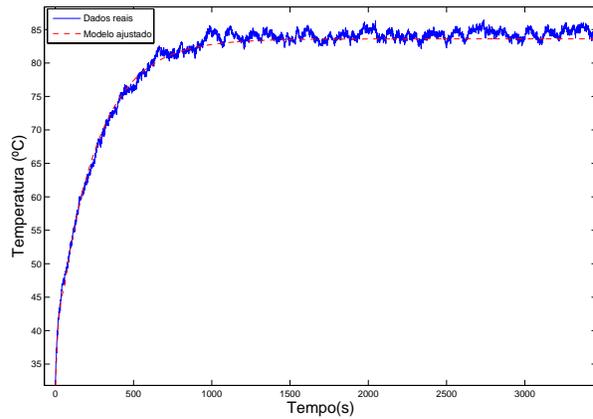


Figura 3.12: Comparação do modelo composto com dados reais - Vazão 40% – $\tau_{T_3} = 20$ s e $\tau_{T_4} = 250$ s .

Os ensaios para modelar esses efeitos foram feitos aplicando-se degraus de vazão de 10 para 40% e de 40 para 10% e um comando (sinal de controle fixo) de 45% na potência elétrica. Mantendo a temperatura constante, o efeito do distúrbio também é aproximado para um modelo composto, seguindo a mesma estrutura da Figura 3.3, conforme descrito seção 3.3.2.

O efeito de variação de vazão volumétrica de ar é que se a vazão de ar aumenta, a temperatura diminui, e vice-versa (conforme mostram as figu-

ras 3.13 (A), (B), (C) e (D)). Essas mesmas figuras ilustram o procedimento para os testes de modelagem da perturbação. A Figura 3.14 ilustra a estrutura do modelo composto utilizado para representar o efeito de perturbação na temperatura com suas respectivas funções de transferência.

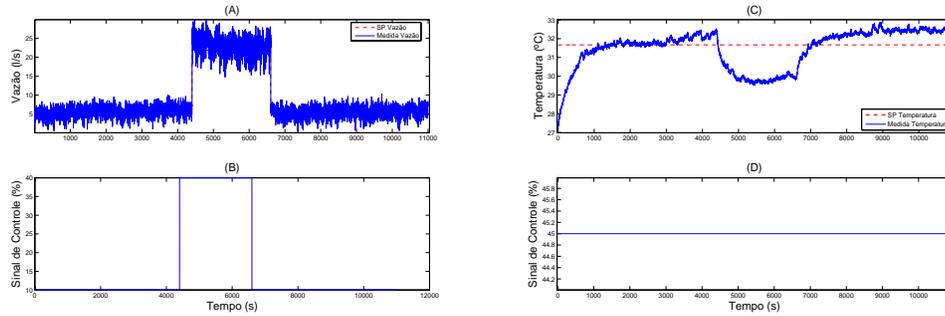


Figura 3.13: Procedimento de modelagem da perturbação. (A) Medida de vazão, (B) Sinal de controle de vazão, (C) Medida de temperatura e (D) Sinal de controle de temperatura.

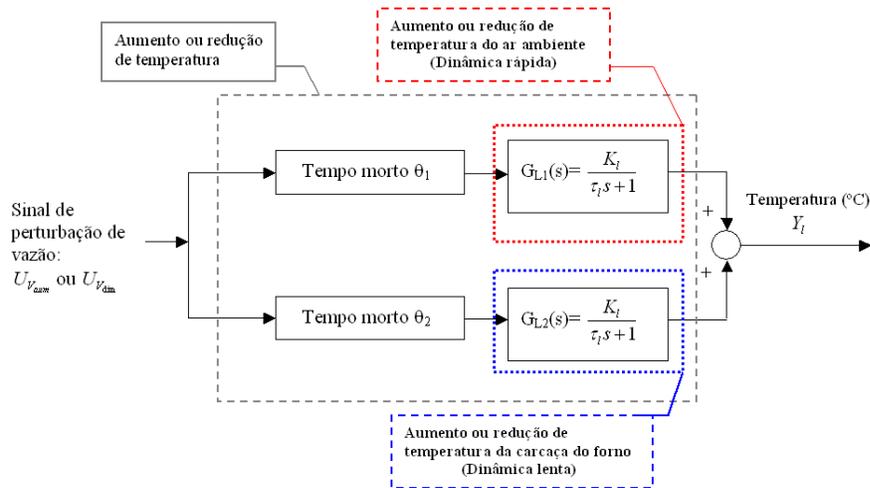


Figura 3.14: Diagrama de Blocos do modelo composto do efeito de perturbação com respectivas funções de transferência.

3.3.6 Cálculo dos Parâmetros do Modelo Composto de Perturbação - Efeito do Aumento de Vazão

O seguinte modelo composto de perturbação de vazão na malha de temperatura (G_{l1} e G_{l2}) para o efeito de aumento de vazão é mostrado a seguir:

$$Y_{l1}(s) = \frac{K_{l1}e^{-s\theta_{l1}}}{\tau_{l1}s + 1} \cdot U_{V_{aum}}(s) + \frac{K_{l2}e^{-s\theta_{l2}}}{\tau_{l2}s + 1} \cdot U_{V_{aum}}(s) \quad (3.15)$$

em que:

- Y_{l1} - Temperatura em relação ao efeito de perturbação de vazão aumentando;
- $U_{V_{aum}}$ - Sinal de Controle de vazão de 10 para 40%.

A Figura 3.15 mostra em detalhes a curva de reação do efeito da perturbação (aumento de vazão) na temperatura, correspondente ao intervalo de aproximadamente 4000 a 6500s da Figura 3.13 (C). Na Figura 3.15, também pode ser visto o ponto escolhido para a separação da curva de reação que corresponde ao atraso puro de tempo θ_{l2} , utilizada para estimar os ganhos e as constantes de tempo do modelo composto de perturbação para o aumento de vazão (10 para 40%). A 1ª parcela compreende o intervalo de 0 a 88s e a 2ª de 89 a 2200s.

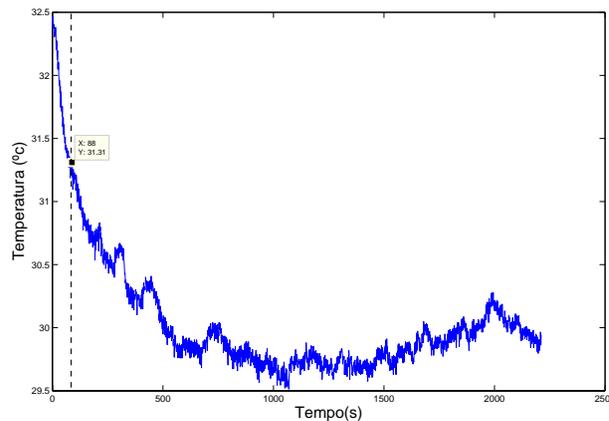


Figura 3.15: Separação da curva de reação para o cálculo das respostas complementares separadas (modelo de perturbação Y_{l1}).

Cálculo dos Ganhos

Para calcular os ganhos K_{l_1} e K_{l_2} também utiliza-se a relação $\Delta Y_l / \Delta U_{V_{aum}}$, ou seja, variação de temperatura dividida pela variação do sinal de entrada (sinal de controle de perturbação). Como foi aplicado um degrau de 10 a 40% na vazão, a variação do sinal de controle corresponde a 30%. Os valores de mínimo e máximo da temperatura foram obtidos utilizando-se o valor no instante da aplicação da perturbação (32,45°C) e calculando-se a média da temperatura no intervalo de 1000 a 2200s (29,95°C), respectivamente na Figura 3.15. O valor da temperatura, no exato ponto em que ocorreu a separação da curva de reação, corresponde ao valor de 31,31°C, necessário para o cálculo dos ganhos individuais (K_{l_1} e K_{l_2}) de cada modelo. Outra observação vale para a conversão dos valores de 29,95, 31,31 e 32,45°C para valores percentuais de 33,85, 42,64 e 50,27% (com base na escala de temperatura de 25 a 40 °C), devido ao valor de $\Delta U_{V_{aum}} = 30$ ser porcentual. Portanto, os cálculos dos ganhos são mostrados a seguir:

$$K_{l_1} = \frac{42,64 - 50,27}{30} = -0,25; \quad K_{l_2} = \frac{33,85 - 42,64}{30} = -0,29. \quad (3.16)$$

Cálculo de τ_{l_1}

A separação da curva de reação de temperatura da Figura 3.15, apresenta a primeira resposta complementar na Figura 3.16, em que a aproximação linear utilizada para calcular o valor de τ_{l_1} , é mostrada a seguir:

$$\frac{1}{\tau_{l_1}} = \frac{2,2}{66} = 0,033 \rightarrow \tau_{l_1} = 30s \quad (3.17)$$

Cálculo de τ_{l_2}

A Figura 3.17 representa a segunda resposta complementar (88 a 2200s) da curva de reação da Figura 3.15. O cálculo do valor de τ_{l_2} é feito pela inclinação da reta da curva logarítmica mostrado a seguir:

$$\frac{1}{\tau_{l_2}} = \frac{0,88}{182} = 0,00483 \rightarrow \tau_{l_2} = 207s \quad (3.18)$$

Dessa forma, depois de encontrados os parâmetros (K_{l_1} , K_{l_2} , τ_{l_1} e τ_{l_2}), obteve-se o modelo composto para o efeito de vazão aumentando (10 para

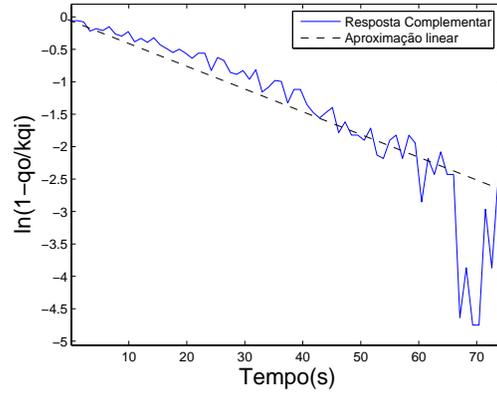


Figura 3.16: Determinação de τ_{l1} (inclinação da reta).

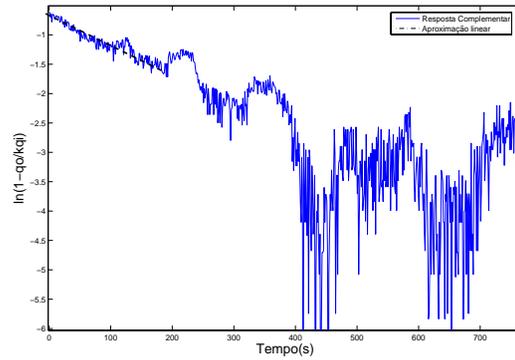


Figura 3.17: Determinação de τ_{l2} (inclinação da reta).

40%) na temperatura:

$$Y_{l1}(s) = \frac{-0,25e^{-2s}}{30s + 1} \cdot U_{V_{aum}}(s) + \frac{-0,29e^{-88s}}{207s + 1} \cdot U_{V_{aum}}(s) \quad (3.19)$$

3.3.7 Cálculo dos Parâmetros do Modelo Composto de Perturbação - Efeito da Diminuição de Vazão

O modelo composto de perturbação para o efeito de diminuição de vazão (G_{l3} e G_{l4}) é mostrado a seguir:

$$Y_{l_2}(s) = \frac{K_{l_3} e^{-s\theta_{l_3}}}{\tau_{l_3} s + 1} \cdot U_{V_{dim}}(s) + \frac{K_{l_4} e^{-s\theta_{l_4}}}{\tau_{l_4} s + 1} \cdot U_{V_{dim}}(s) \quad (3.20)$$

em que:

- Y_{l_2} - Temperatura medida em relação ao efeito de perturbação de vazão diminuindo;
- $U_{V_{dim}}$ - Sinal de Controle de vazão de 40 para 10%.

A Figura 3.18 mostra em detalhes a curva de reação do efeito da perturbação (redução de vazão) na temperatura, correspondente ao intervalo de aproximadamente 650 a 1100s da Figura 3.13 (C). A Figura 3.18 também mostra o ponto escolhido em que ocorre a separação da curva de reação que corresponde ao atraso puro de tempo θ_{l_4} . A 1ª parcela compreende o intervalo de 0 a 149s e a 2ª de 150 a 4000s.

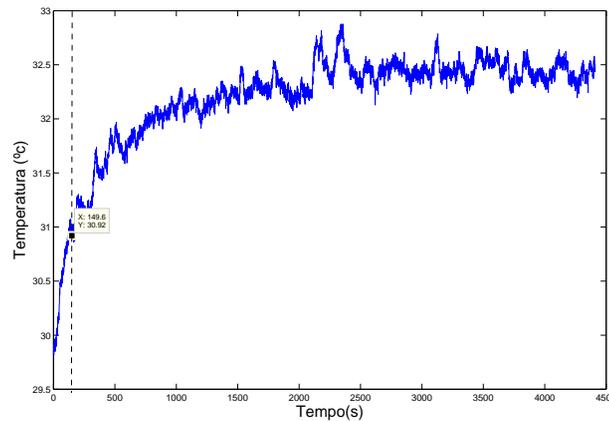


Figura 3.18: Separação da curva de reação para o cálculo das respostas complementares separadas (modelo de perturbação Y_{l_2}).

Cálculo dos Ganhos

Para calcular os ganhos K_{l_3} e K_{l_4} utilizou-se o mesmo procedimento para modelo Y_{l_1} . Os valores de mínimo e máximo da temperatura foram obtidos utilizando-se o valor no instante à aplicação da perturbação ($29,86^\circ\text{C}$) e calculando a média da temperatura no intervalo de 2000 a 4000s ($32,4^\circ\text{C}$)

respectivamente (Figura 3.18). Como foi aplicado um degrau de 40 a 10% na vazão, a variação do sinal de controle corresponde a -30. O valor da temperatura, no exato ponto em que ocorreu a divisão da curva de reação, corresponde ao valor de 30,92°C, necessário para o cálculo dos ganhos individuais (K_{l_3} e K_{l_4}) de cada modelo. Também foi realizada a conversão dos valores de 29,86, 30,92 e 32,40°C para valores percentuais de 33,12, 40,07 e 49,84% respectivamente (mesmo procedimento adotado para o modelo Y_{l_1}). Os ganhos são calculados conforme é mostrado a seguir:

$$K_{l_3} = \frac{40,07 - 33,12}{-30} = -0,23; \quad K_{l_4} = \frac{49,84 - 40,07}{-30} = -0,32. \quad (3.21)$$

Cálculo de τ_{l_3}

A partir da separação da curva de reação de temperatura da Figura 3.18, obteve-se a primeira resposta complementar representada na Figura 3.19, em que a aproximação linear da curva logarítmica é utilizada para calcular o valor de τ_{l_3} , conforme mostrado a seguir:

$$\frac{1}{\tau_{l_3}} = \frac{1,85}{112} = 0,0165 \rightarrow \tau_{l_3} = 60s \quad (3.22)$$

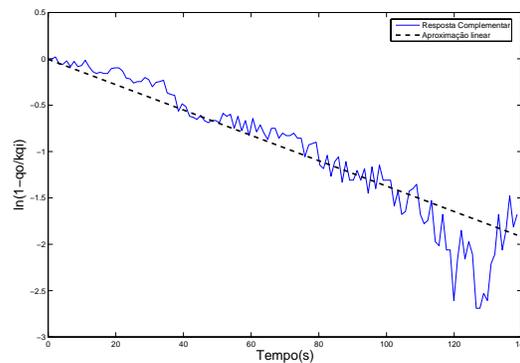


Figura 3.19: Determinação de τ_{l_3} (inclinação da reta).

Cálculo de τ_{l_4}

A Figura 3.20 representa a segunda resposta complementar (88 a 3500s) da curva de reação da Figura 3.18. A inclinação da reta dessa curva logarítmica possibilita o cálculo do valor de τ_{l_4} , conforme é mostrado a seguir:

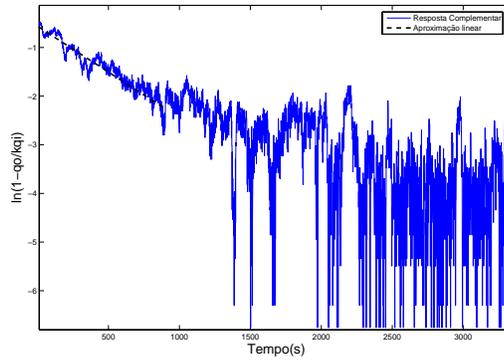


Figura 3.20: Determinação de τ_{l_4} (inclinação da reta).

$$\frac{1}{\tau_{l_4}} = \frac{1.755}{880} = 0,00199 \rightarrow \tau_{l_4} = 502s \quad (3.23)$$

Após calcular os parâmetros (K_{l_3} , K_{l_4} , τ_{l_3} e τ_{l_4}), obteve-se o modelo composto para o efeito de vazão diminuindo (40 para 10%) na temperatura:

$$Y_{l_2}(s) = \frac{-0,23e^{-2s}}{60s + 1} \cdot U_{V_{dim}}(s) + \frac{-0,32e^{-149s}}{502s + 1} \cdot U_{V_{dim}}(s) \quad (3.24)$$

Comparação dos Modelos de Perturbação com Dados Reais

Como há duas condições de perturbação de vazão (aumento e diminuição) é necessário comparar os dois modelos compostos (Y_{l_1} e Y_{l_2}) para ambos os efeitos de perturbação de vazão. Essa validação é feita no sentido de definir qual desses dois modelos que melhor se ajusta às duas condições e, a partir desse modelo, projetar o compensador direto. A comparação do modelo composto Y_{l_1} com os dados reais, para a condição de aumento e diminuição de vazão pode ser visualizada na Figura 3.23.

A validação do modelo composto Y_{l_2} com os dados reais, para a condição de aumento e diminuição de vazão pode ser visualizada na Figura 3.22.

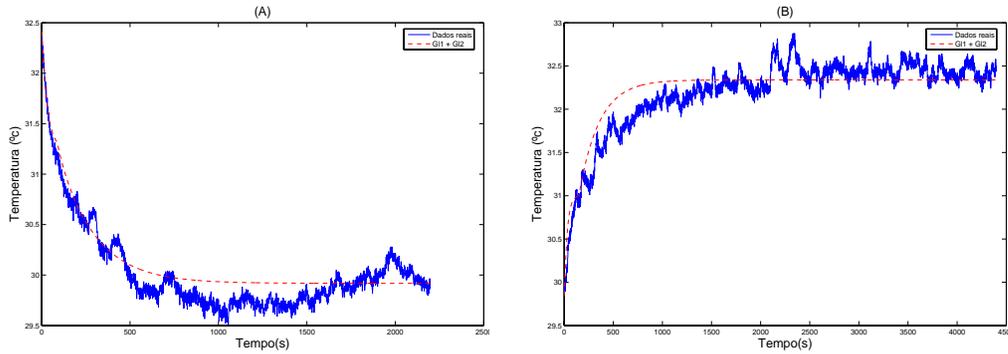


Figura 3.21: Validação do modelo composto de perturbação Y_{l_1} - (A) Efeito do aumento de vazão, (B) Efeito da diminuição de vazão.

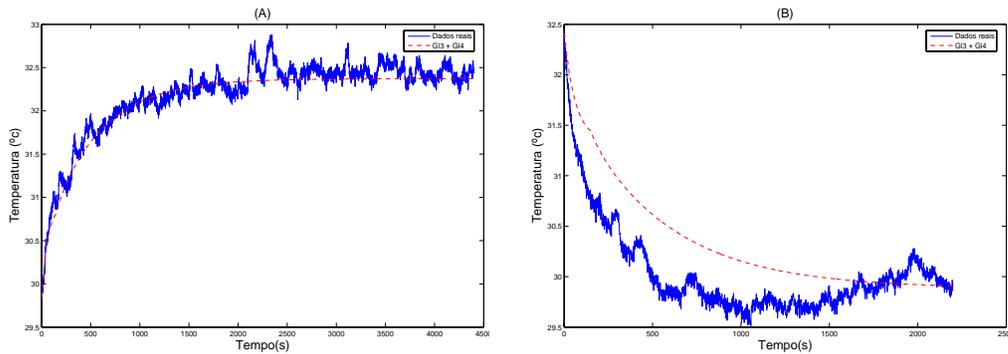


Figura 3.22: Validação do modelo composto de perturbação Y_{l_2} - (A) Efeito da diminuição de vazão, (B) Efeito do aumento de vazão.

Percebe-se visualmente nas figuras 3.23 e 3.22 que o modelo composto Y_{l_1} (aumento de vazão), se ajusta melhor a ambas às condições de perturbação de vazão e, portanto, será o modelo escolhido para representar as perturbações de vazão na planta piloto, bem como servirá de referência para o projeto do compensador direto.

A Tabela 3.3 mostra os parâmetros obtidos para os modelos compostos de perturbação de vazão.

Tabela 3.3: Parâmetros dos modelos de perturbação

Teste	Perturbação	Modelo	Ganho (%/%)	τ_l (s)	θ_l (s)
1	Vazão aumentando	G_{l_1}	K_{l_1}	τ_{l_1}	θ_{l_1}
			-0,25	30	2
		G_{l_2}	K_{l_2}	τ_{l_2}	θ_{l_2}
			-0,29	207	88
	Vazão diminuindo	G_{l_3}	K_{l_3}	τ_{l_3}	θ_{l_3}
			-0,23	60	2
		G_{l_4}	K_{l_4}	τ_{l_4}	θ_{l_4}
			-0,32	502	149

3.3.8 Modelagem da Malha de Vazão

A respeito do comportamento dinâmico da malha de vazão, percebe-se que esta exibe um comportamento dinâmico com um tempo de subida muito pequeno. Para a modelagem dessa variável, foram aplicados degraus de 20 para 60% no sinal de controle de vazão (inversor de frequência), no modo manual, para dois níveis de temperatura (10% e 100%).

Como o sensor de vazão possui compensação para variações de temperatura do ar, o ganho estimado do modelo de vazão é o mesmo, independente do *set point* de temperatura. Portanto, as variações em degraus de temperatura ocasionam apenas um efeito transitório na medida da vazão (conforme mostrado na Figura 2.5), não interferindo na estimação do ganho. O procedimento para estimação dos parâmetros dessa malha é mostrado a seguir.

3.3.9 Cálculo dos Parâmetros do Modelo de Vazão

O seguinte modelo da malha de vazão é representado por uma estrutura simples (1ª ordem mais tempo morto) para ambos os níveis de temperatura (Tabela 3.1), conforme mostrado a seguir:

$$Y_V(s) = \frac{K_V e^{-s\theta_V}}{\tau_V s + 1} \cdot U_V(s) \quad (3.25)$$

A Figura 3.23 mostra a curva de reação utilizada para estimar o ganho e a constante de tempo do modelo de vazão (para temperatura de 10 e 100%).

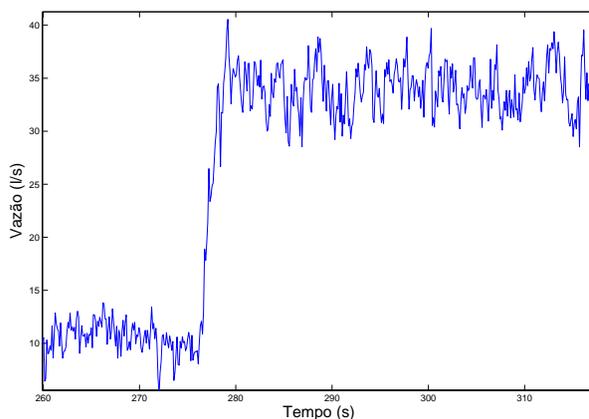


Figura 3.23: Curva de reação de vazão utilizada na modelagem.

Cálculo dos Ganhos

O procedimento para calcular o ganho K_V também utiliza a relação $\Delta Y_V / \Delta U_V$ (para temperatura de 10 e 100%). Os valores de vazão máxima (33,07 l/s) e mínima (10,85 l/s) foram obtidos calculando a média da vazão nos intervalos de 0 a 270s (valor mínimo) e de 280 a 500s (valor máximo) com os dados de saída da curva de reação mostrada na Figura 3.23. Estes valores de máximo e mínimo de vazão equivalem aos valores médios de 20 e 60%, respectivamente (com base na escala de vazão de 0 a 54 l/s). A variação do sinal de entrada corresponde a 40%. O ganho K_V é obtido conforme:

$$K_V = \frac{60 - 20}{40} = 1(\%/%) \quad (3.26)$$

Cálculo de τ_V

A resposta complementar da curva de reação de vazão é apresentada na Figura 3.24, com a aproximação linear utilizada para calcular o valor de τ_V , obtendo-se assim:

$$\frac{1}{\tau_V} = \frac{2,68}{2,72} = 0,9853 \rightarrow \tau_V = 1s \quad (3.27)$$

Após calcular os parâmetros K_V e τ_V , apresenta-se a seguir o modelo de vazão:

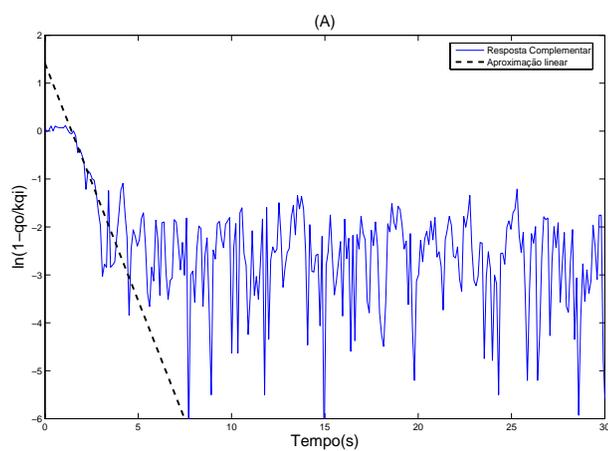


Figura 3.24: Curva logarítmica para cálculo de τ_V .

$$Y_V(s) = \frac{1e^{-s1}}{s+1} \cdot U_V(s) \quad (3.28)$$

A Figura 3.25 mostra a comparação do modelo de vazão com os dados reais.

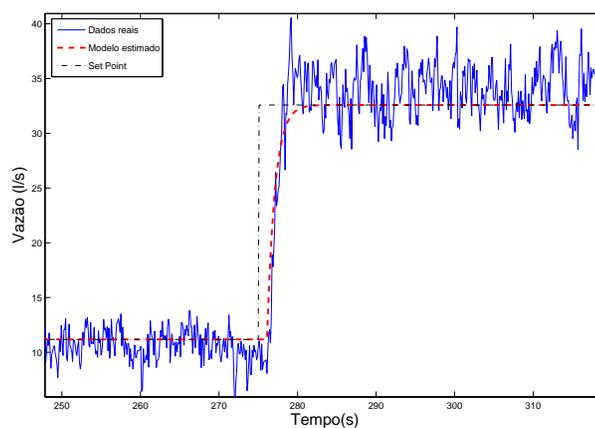


Figura 3.25: Validação do modelo de vazão com dados reais.

3.4 Modelagem em Tempo Discreto

Os modelos matemáticos apresentados até então neste capítulo são modelos contínuos no tempo, representados por funções de transferência no domínio de Laplace [Dorf e Bishop, 1998] e [Ogata, 1997]. Como a aquisição de dados do SCVT é realizada por um computador digital dedicado ao processo, os modelos matemáticos e algoritmos de controle devem ser discretos no tempo. A Figura 3.26 ilustra o sistema de controle digital do SCVT.

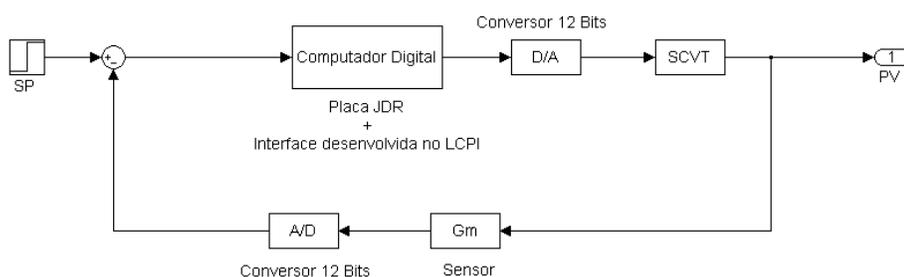


Figura 3.26: Diagrama de Blocos da estrutura de controle por computador do SCVT.

Para este trabalho, foi de grande valia realizar o controle do processo (SCVT) por computador digital, devido à flexibilidade de implementação de algoritmos de controladores de diversos tipos. Portanto, adquiriu-se experiência prática no controle de processos industriais.

3.4.1 Escolha do Período de Amostragem

Um dos pontos críticos na implementação de sistemas digitais é a escolha do período ou taxa de amostragem (T). O sistema utilizado na aquisição dos sinais deve satisfazer o Teorema da Amostragem proposto por Shannon [Phillips e Nagle, 1995].

Caso o Teorema da Amostragem não seja satisfeito, surge o fenômeno conhecido como falseamento da informação *aliasing*, que é o aparecimento de baixas frequências falsas no sinal amostrado. Estas frequências são repetições de outras mais altas, estas sim contidas no sinal real. Estas frequências trazem problemas ao sistema de controle.

A atualização das entradas analógicas, na placa de aquisição de dados, é feita com um período de 55ms. A ordem de grandeza verificada para cons-

tantes de tempo e tempo morto, nos modelos matemáticos relativos a malha de temperatura e vazão de ar e perturbação, sinaliza a utilização de uma taxa de amostragem menor do que a taxa limite da placa de aquisição de dados, considerando que esta permite a aquisição de dados em taxas menores do que 1s. Esta constatação indica que o desenvolvimento do trabalho poderá ser feito sem maiores restrições neste aspecto.

Para a escolha do período de amostragem várias regras podem ser consideradas; Seborg [Seborg et al., 1989], por exemplo, apresenta uma série de regras para escolha do período de amostragem T , algumas baseadas na variável física do processo, outras no modelo matemático ou, ainda, em parâmetros do controlador PID. Em um destes critérios, $T \leq 0,1 \tau$, em que τ é a constante de tempo dominante; em outro, $0,2 \leq T/\theta \leq 1,0$, em que θ é o tempo morto.

Para o SCVT, a escolha do período de amostragem para ambas as malhas baseou-se, primeiramente, nos trabalhos anteriores, [Tolentino, 2002], [Pena, 2002] e [Pena et al., 2002], em que foi escolhido $T = 1,1$ s.

Entretanto, como a constante de tempo de vazão estimada é igual a 1s, optou-se por utilizar o critério $T \leq 0,1 \tau_V$ para a escolha do período de amostragem desta malha. Para o algoritmo de controle adaptativo da malha de vazão adotou-se como referência para a escolha do período de amostragem as considerações sugeridas por Jota [Jota, 1987]. Neste sentido, o critério de escolha visa uma solução de compromisso entre simplicidade de aplicação do controlador e precisão do modelo de vazão nos casos em que o tempo morto é maior ou igual a constante de tempo. Como essa malha apresenta atraso puro de tempo de 1s, se fosse utilizado $T = 0,11$ s (considerando ainda um atraso por amostra do extrapolador de ordem zero), o atraso z^{-r} do controlador de variância mínima (apresentado no Capítulo 4) seria da ordem de 11. Portanto, adota-se $T = 0,33$ s para que o controlador de variância mínima tenha ordem 4.

Para a malha de temperatura, pelo fato de a constante de tempo do modelo composto para vazão de 40% equivaler a 20s, cogitou-se utilizar um período de amostragem de 2,2s (com base no critério $T \leq 0,1 \tau_{T_3}$) para os algoritmos de controle adaptativo. Porém, como foi estimada uma constante de tempo menor que τ_{T_3} (modelo composto para vazão de 10%), ou seja, $\tau_{T_1} = 15$ s, a escolha do período de amostragem com base no critério $T \leq 0,1 \tau_{T_1}$, resultaria em um valor de $T = 1,5$ s. Entretanto, como a placa de aquisição de dados possui um relógio com período de 55 ms, o valor escolhido

de T tinha que ser múltiplo desse período, o que motivou a manter o valor de $T = 1,1s$.

A Tabela 3.4 mostra os valores escolhidos para as malhas para cada algoritmo de controle.

Tabela 3.4: Período de amostragem para as malhas de controle

Algoritmo	Malha	Parâmetros do modelo	T (s)
PI(D)	Temperatura	$\tau_{T_3} = 20 \theta = 2T$	1,1
PI	Vazão	$\tau_V = 1 \theta = 1T$	0,11
Adaptativo	Temperatura	$\tau_{T_3} = 20 \theta = 2T$	1,1
Adaptativo	Vazão	$\tau_V = 1 \theta = 3T$	0,33

Não foi implementado nenhum filtro “anti-aliasing” digital por já ter sido implementado em trabalhos anteriores [Tolentino, 2002] um filtro analógico RC na entrada do amostrador da placa de aquisição de dados do SCVT.

Filtro Anti-Spike

Um problema encontrado durante os primeiros ensaios em malha aberta na planta piloto, realizados com o objetivo de calibrar os sensores de temperatura e vazão de ar, foi a presença de ruído *spike* [Seborg et al., 1989]. O referido ruído possui a característica de provocar variação muito brusca na medição de uma variável e, logo após essa variação, o valor da variável medida retorna ao seu valor original, ou próximo disso, na amostragem seguinte [Seborg et al., 1989]. Se esse tipo de ruído não for filtrado, variações bruscas e indesejáveis na variável manipulada também podem ocorrer, prejudicando a eficácia do controlador (aumento de variabilidade no sinal de controle).

Apesar de este tipo de filtro aplicado no SCVT ter sido comentado somente no final deste capítulo, o referido filtro foi implementado no momento da calibração dos sensores. Portanto, pode-se considerar que este já foi utilizado para os testes de modelagem apresentados no início deste capítulo.

Para filtrar o ruído *spike* presente nas variáveis controladas do SCVT, foi utilizado um filtro digital, do tipo média móvel de primeira ordem, com janela assintótica de 10 amostras, dado por:

$$F'(z^{-1}) = \frac{(1 - \alpha)z^{-1}}{1 - \alpha z^{-1}} \quad (3.29)$$

em que F' é o filtro e $\alpha = e^{-0,1}$, ou em termos de equação de diferenças:

$$Sinal_{filtrado} = \alpha \cdot Sinal_{filtradoanterior} + (1 - \alpha) \cdot Sinal_{original} \quad (3.30)$$

O filtro anti-*spike* é então implementado fazendo com que caso o sinal medido desvie-se bruscamente de sua média, esse valor do sinal que foi medido, no instante em que acontece o “*spike*”, seja substituído pelo valor filtrado de uma amostra anterior à atual [Jota, 1987]. O algoritmo completo do filtro anti-*spike* utilizado para filtrar as duas variáveis é mostrado no Apêndice D.

3.4.2 Desenvolvimento dos Modelos ARX

Os modelos do tipo ARX (auto-regressivo com variável exógena) serão usados na implementação da estimação de parâmetros *on-line* do algoritmo de controle adaptativo, por meio do método de Mínimos Quadrados Recursivo com fator de esquecimento (Capítulo 4).

Após a escolha dos períodos de amostragem das malhas de controle do SCVT são feitas as conversões das funções de transferência contínuas no tempo (modelos compostos de temperatura e perturbação e modelo de 1ª ordem de vazão) para funções de transferência discretas no tempo dado por:

$$Y(z) = \frac{B_0(z^{-1}) \cdot z^{-r}}{A_1(z^{-1})} \cdot U_1(z) + \frac{D_0(z^{-1}) \cdot z^{-r}}{A_2(z^{-1})} \cdot U_2(z) + offset \quad (3.31)$$

Cada modelo contínuo no tempo de temperatura (Y_T para vazão de 40%) e perturbação de vazão (Y_{I1}) apresentam duas funções de transferência. Portanto, é importante ressaltar a dificuldade na escolha da ordem do modelo ARX.

Primeiramente, escolheu-se um modelo ARX para estimar os parâmetros de uma das funções de transferência do modelo composto tanto de temperatura como de perturbação, fazendo com que o polinômio $A(z^{-1})$ seja igual ao mínimo comum entre $A_1(z^{-1})$ (coeficientes da equação característica do modelo do processo) e $A_2(z^{-1})$ (coeficientes da equação característica do modelo de perturbação). Esta escolha resultou em problemas de convergência numérica, pois, era necessário estimar um total de 8 parâmetros. Apesar de os coeficientes do polinômio $A_2(z^{-1})$ terem sido estimados, considerou-se

que o polinômio $A_1(z^{-1})$ é o mesmo para a perturbação, a fim de estimar um modelo ARX de primeira ordem com no máximo 3 parâmetros.

A consideração de que os polinômios A_1 e A_2 são iguais se baseia no fato de a constante de tempo do modelo de dinâmica rápida de temperatura (G_{T1} para vazão de 40%) ser menor que a do modelo de perturbação Y_{I1} , isto é, a dinâmica da malha de temperatura é 50% mais rápida ($\tau_{T3} = 20s$ e $\tau_{I1} = 30s$) que a de perturbação. Assim, considerou-se que o modelo de perturbação a ser estimado para aplicação do compensador direto adaptativo é restringido a apenas um ganho, determinado por d_0 . Portanto, considerando o mesmo denominador comum (polinômio de perturbação igual o do processo), tem-se que:

$$Y(z) = \frac{B(z^{-1}) \cdot z^{-r}}{A(z^{-1})} \cdot U_1(z) + \frac{D(z^{-1}) \cdot z^{-r}}{A(z^{-1})} \cdot U_2(z) + offset \quad (3.32)$$

em que:

$$A(z^{-1}) = A_1(z^{-1}) \cdot A_2(z^{-1});$$

$$B(z^{-1}) = B_0(z^{-1}) \cdot A_2(z^{-1});$$

$$D(z^{-1}) = D_0(z^{-1}) \cdot A_1(z^{-1});$$

$Y(z)$ - Variável Auto-Regressiva (variável controlada discreta no tempo);

$U_1(z)$ - Variável Exógena (variável manipulada discreta no tempo);

$U_2(z)$ - Variável de Perturbação (medida de vazão discreta no tempo);

z^{-r} - Operador de atraso por amostras.

A partir das equações discretas dos modelos das malhas de controle e de perturbação de vazão, tem-se os modelos discretos do tipo ARX (Auto-Regressivo com Variável Exógena), com presença de variável de perturbação, conforme será mostrado a seguir.

Modelo ARX da Malha de Temperatura

Discretizando a equação (3.14) (com extrapolador de ordem zero) tem-se que

$$Y_T(z) = \frac{0,0171z^{-3}}{1 - 0,9465z^{-1}} \cdot U_T(z) + \frac{0,0031z^{-54}}{1 - 0,9956z^{-1}} \cdot U_T(z) + offset \quad (3.33)$$

que é o modelo composto discreto no tempo da malha de temperatura. A discretização da equação (3.19), que corresponde à equação do modelo com-

posto (contínuo no tempo) de perturbação (com extrapolador de ordem zero), resulta em:

$$Y_{l_1}(z) = \frac{-0,009166z^{-3}}{1 - 0,9640z^{-1}} \cdot U_{V_{aum}}(z) + \frac{-0,001554z^{-80}}{1 - 0,9947z^{-1}} \cdot U_{V_{aum}}(z) \quad (3.34)$$

A seguinte estrutura do modelo ARX de temperatura com o polinômio do processo igual ao de perturbação, considera que serão estimados somente os parâmetros de uma das funções de transferência de 1ª ordem (dinâmica rápida ou lenta) do modelo composto do processo (equação (3.33)) com o menor atraso por amostras (z^{-3}). Para o modelo de perturbação, considera-se somente o ganho dc do modelo composto (equação (3.34)) também com o menor atraso por amostras. A variável *offset* não é estimada em tempo real juntamente com os valores dos demais parâmetros da planta nos algoritmos adaptativos. Neste sentido, o modelo ARX de temperatura com presença da variável de perturbação é apresentado a seguir:

$$Y(z) = \frac{b_0z^{-3}}{1 - a_1z^{-1}} \cdot U_T(z) + \frac{d_0z^{-3}}{1 - a_1z^{-1}} \cdot U_V(z) + offset \quad (3.35)$$

em que U_T é o sinal de controle de temperatura e U_V é a medida de vazão de ar. Apesar de se ter conhecimento a priori dos parâmetros dos modelos discretos no tempo de temperatura e perturbação, a convergência do modelo ARX será analisada por meio dos resultados simulados e experimentais. Esta análise será feita posteriormente por não saber se o estimador irá convergir para os parâmetros da função de transferência de dinâmica rápida ou lenta do processo apresentados na equação (3.33).

Modelo ARX da Malha de Vazão

Para a vazão, são apresentados dois modelos discretos, pelo fato de ter utilizado dois períodos de amostragem diferentes, conforme a implementação do algoritmo de controle. Os modelos discretos obtidos a partir de (3.28), com suas respectivas amostragens de 0,11 e 0,33s são apresentados como:

$$Y_V(z) = \frac{0,1042z^{-10}}{1 - 0,8958z^{-1}} \cdot U_V(z) \quad (3.36)$$

$$Y_V(z) = \frac{0,2811z^{-4}}{1 - 0,7189z^{-1}} \cdot U_V(z) \quad (3.37)$$

Para a estimação de parâmetros será considerado somente o modelo ARX definido a partir do modelo discreto de vazão com amostragem de 0,33s (equação (3.37)). O modelo ARX de vazão resulta em:

$$y_V(k) = 0,7189 \cdot y_V(k-1) + 0,2811 \cdot u_V(k-4) \quad (3.38)$$

3.5 Comentários

Neste capítulo foram apresentados os modelos matemáticos (contínuos e discretos no tempo) das malhas de temperatura e vazão de ar e das perturbações de vazão na malha de temperatura. Os modelos contínuos no tempo foram comparados com os dados reais. Detalhes sobre o comportamento dinâmico de cada malha foram apresentados.

Aspectos importantes relacionados à nova instrumentação do SCVT, principalmente para o controle de vazão, também foram comentados. Os critérios para a escolha dos períodos de amostragem para cada malha, a implementação do filtro anti-*spike* e dos modelos ARX foram apresentados.

Projeto das Técnicas de Controle Avançado

“Apesar de os modelos de 1ª e 2ª ordem serem representações muito compactas do processo, o projeto de controladores PI(D) parte do pressuposto que o comportamento das malhas seja representável por esses modelos.”

Fábio Gonçalves Jota

4.1 Introdução

Antes de apresentar o projeto dos controladores, são discutidos aspectos relacionados ao sistema de controle como critérios de desempenho (estabilidade e rejeição a perturbações). Inicialmente, considerou-se o projeto de controladores do tipo PI(D) sem controle antecipatório.

Posteriormente, é feito o projeto do sistema de controle antecipatório, cujo objetivo principal é reduzir o efeito do acoplamento existente entre a malha de vazão e a de temperatura.

Por último, é apresentado o projeto da técnica de controle adaptativo, em particular, o controlador de Variância Mínima Generalizado. A proposta do projeto desse controlador se justifica pela possibilidade de estimar os coeficientes do modelo referente às perturbações de vazão de forma contínua (*on-line*).

No final do capítulo são discutidas as etapas de implementação prática. Os resultados dos ensaios simulados das técnicas de controle propostas são comentados.

4.2 Considerações sobre os Critérios de Desempenho no Projeto dos Controladores

Para resolver um problema de controle é preciso saber qual o seu objetivo primário. As especificações típicas de sistemas de controle incluem [Astrom e Hägglund, 1995]

- Atenuação de distúrbios de carga;
- Redução de sensibilidade ao ruído de medição;
- Garantia de robustez à incerteza do modelo;
- Capacidade de seguir *set point*.

Dentre essas especificações, os objetivos principais propostos para o controle da planta piloto são: (i) seguir um perfil de *set point* (controle para servomecanismo) e (ii) rejeitar perturbações (controle regulatório). Outro aspecto relevante diz respeito ao conhecimento das restrições que podem existir no processo, como dinâmica do sistema, não-linearidades e incertezas.

Do ponto de vista prático, é sabido que uma resposta em malha fechada satisfatória (rápida e sem *overshoot*), ajustada para seguir *set point*, não garante necessariamente, uma boa rejeição a perturbação [Zhang et al., 2004] [Kristiansson e Lennartson, 2002]. De fato, procura-se considerar os objetivos do projeto de controle para que as necessidades particulares do sistema sejam atendidas, o que em muitas vezes pode não ser factível. Nos casos em que os objetivos de desempenho almejados para o controle não podem ser alcançados, busca-se a chamada “solução de compromisso”, isto é, contrabalançar objetivos de desempenho com as restrições do processo.

As especificações de desempenho para o projeto do sistema de controle do SCVT são: estabilidade em malha fechada, redução de acoplamento da malha de vazão com a de temperatura e velocidade de resposta.

Assim, o projeto inicial do sistema de controle foi feito com controladores do tipo PI(D), especificados para a condição de regulação. Este tipo de projeto foi proposto com o objetivo de verificar a capacidade do controlador PI(D) em rejeitar as perturbações para diferentes níveis (tanto vazão como temperatura). Posteriormente, os controladores são dessintonizados visando a característica de servomecanismo. A dessintonia é realizada pelo

fato de o perfil de *set point* escolhido para os experimentos (vide Apêndice A) apresentar variações. Neste caso, um projeto com característica para servomecanismo é o mais apropriado [Seborg et al., 1989]. Além de o desempenho nos transientes, também é avaliado o desempenho nas condições estacionárias (rejeição de perturbação) do projeto para servomecanismo, haja vista a presença de perturbação de vazão e temperatura (redução e aumento) no perfil de *set point* escolhido para os experimentos real e simulado.

A incerteza dos modelos também é considerada devido a possíveis variações dos modelos matemáticos utilizados. Como estes modelos foram elaborados em pontos de operação específicos, espera-se algum desvio entre os modelos obtidos e a planta real cujos perfis de *set point* escolhidos para os ensaios experimentais e simulados diferem dos utilizados para a modelagem. Desta forma, deve-se conduzir o projeto dos controladores na direção de ajustes mais conservadores, priorizando robustez e estabilidade em malha fechada.

Devido cuidado com relação ao esforço de controle (variância da variável manipulada) dos dispositivos atuadores também foi levado em conta, analisando o valor calculado da variância do sinal de controle. Mesmo no caso da malha de temperatura, em que o chaveamento do atuador (TRIAC) não apresenta desgaste físico ou mecânico, como ocorre com válvulas de controle, foi considerado o aspecto de aplicação prática do projeto do sistema de controle em sistemas reais, em que excursions excessivos (variância elevada) das variáveis manipuladas são indesejáveis.

A partir das considerações de desempenho dos controladores PI(D) apresentadas nesta seção, conduz-se o projeto dos controladores clássicos de forma que as respostas em malha fechada, tanto dos ensaios simulados bem como experimentais, atendam aos critérios propostos (estabilidade, regulação e velocidade de resposta).

A seguir são feitas considerações de aspecto prático sobre o projeto dos controladores clássicos.

Considerações Práticas sobre o Projeto dos Controladores

No Capítulo 3, foi observado que a malha de temperatura e o fenômeno da perturbação apresentaram comportamento dinâmico caracterizado por duas funções de transferência de 1ª ordem em paralelo com tempo morto, denominado de modelo composto. Portanto, como nesses modelos existe uma

constante de tempo pelo menos cinco vezes menor que a outra, caracteriza-se dentre as duas funções de transferência do sistema composto, uma com dinâmica rápida e outra com dinâmica lenta. Em consequência disso, o projeto dos controladores dessa malha pode ser feito com base em critérios e objetivos de desempenho distintos.

Na prática, a maioria dos projetos de controladores são feitos com base no modelo com pólo dominante (τ maior), principalmente, por questões de estabilidade. Entretanto, conduziu-se o projeto dos controladores PI(D) da malha de temperatura com base nas funções de transferência de dinâmica rápida (isto é, que têm pólo não-dominante ou τ menor). Nos trabalhos anteriores de Tolentino [Tolentino, 2002] e Pena [Pena, 2002], o projeto dos controladores da malha de temperatura foram feitos com base no modelo com pólo dominante, o que motivou a avaliar nos experimentos reais do presente trabalho a possibilidade de se projetar controladores PI(D) com pólo não-dominante.

Desta forma, os controladores da malha de temperatura PI(D) foram elaborados a partir das funções de transferência de dinâmica rápida G_{T1} do modelo composto para vazão de 40%, em que $-1/\tau_{T3}$ é considerado o pólo não-dominante.

4.3 Projeto dos Controladores PI(D) pelo Método da Síntese Direta

4.3.1 Considerações Gerais

As estratégias de controle clássico realimentado utilizando controladores lineares de três termos do tipo PI(D) são largamente empregadas na indústria moderna. Diversas técnicas de projeto são bem fundamentadas na literatura [Astrom e Hägglund, 1995] [Shinskey, 1996] [Seborg et al., 1989] [Jota, 2006b]. Exemplos dessas técnicas com base em algum critério de desempenho são:

- Critérios de especificação de resposta transitória - Síntese Direta, Controle por Modelo Interno (IMC) e Ziegler-Nichols;
- Minimização de índices de desempenho (IEQ, IEA, IEAT, etc);

- Critérios de resposta em frequência - Compensadores em avanço e atraso.

Considerando os critérios de desempenho adotados para o projeto do sistema de controle do SCVT e, restringindo o projeto dos controladores de temperatura a apenas o modelo de dinâmica rápida do modelo composto para vazão de 40%, optou-se por controladores do tipo PI(D) projetados pelo método da Síntese Direta [Jota, 2006b]. Por tal método, o projeto de um controlador, associado ao modelo matemático, produz uma resposta em malha fechada definida a priori.

As funções de transferência em malha fechada desejadas especificadas neste projeto são de 1ª ordem com tempo morto do tipo:

$$\left(\frac{C(s)}{R(s)}\right)_d = \frac{e^{-\theta_c s}}{\tau_c s + 1} \quad (4.1)$$

em que τ_c é a constante de tempo de malha fechada desejada e θ_c o tempo morto da malha fechada desejado. Como os modelos identificados da planta piloto possuem atraso puro de tempo, θ_c deve ser escolhido de tal forma que $\theta_c \geq \theta$, já que a variável controlada não pode responder a variações de *set point* em um tempo menor do que o tempo morto do processo [Jota, 2006b] [Jota e Pena, 1995].

4.3.2 Definição das Constantes de Tempo em Malha Fechada

O parâmetro que define o comportamento dominante da resposta em malha fechada (τ_c) deve ser escolhido de forma a evitar variância (ou variabilidade) elevada da variável manipulada. Também deverá ser avaliada a relação entre o tempo de resposta e o *overshoot* observados na variável controlada em malha fechada.

Em cada malha de controle o valor de τ_c , em última instância, é o que define os parâmetros de sintonia dos controladores. Esses valores de sintonia serão utilizados como ajustes preliminares na implantação real dos controladores; ajustes finos poderão ser realizados durante os testes experimentais visando a compensação de erros na modelagem [Martins, 2001].

O valor da constante de tempo e do tempo morto em malha fechada para o controlador de cada malha são definidos em função da constante de tempo dominante e do tempo morto de cada modelo das malhas de controle.

Para a malha de temperatura, o projeto dos controladores PI(D) experimentais foram feitos inicialmente com o modelo G_{T1} considerando ganho dc igual a 0,51 (%/%). Entretanto, conforme já mencionado na Seção 3.3.4, o ganho dc da planta é aproximadamente 1. Assim, a escolha do valor de $\tau_c = 6s$ para o projeto de servomecanismo, tendo como referência a constante de tempo de malha aberta (τ_{T3}) e o ganho dc da planta igual a 0,51 (%/%), mostrou que, na verdade, o valor de τ_c é três vezes menor que o anterior (ou seja, $\tau_c = 2s$). O reajuste de τ_c , dada a escolha do valor inicial de 6s, foi realizado devido ao reajuste do ganho dc da planta para o modelo composto de temperatura com vazão de 40%.

Neste sentido, devido a especificação de regulação indicar um valor de τ_c menor que 2s, o projeto do controlador PI para malha de temperatura especificado para condição de regulação teve que utilizar o método da Síntese Direta sem considerar tempo morto.

No caso da malha de vazão, para especificação de regulação o valor de τ_c escolhido é igual à constante de tempo de malha aberta (τ_V), pelo fato dessa malha já apresentar característica dinâmica rápida (tempo de subida pequeno comparado ao da malha de temperatura).

Os valores de τ_c e do tempo morto desejado para a malha fechada (θ_c) são apresentados na Tabela 4.1 (já considerados os valores de τ e θ dos modelos).

Tabela 4.1: Valores de τ_c e θ_c para projeto dos controladores PI

Malha	Parâmetros em Malha Aberta	Especificação - Regulação	Especificação - Servomecanismo
Temperatura	$\tau_{T3} = 20$ e $\theta_{T3} = 2$	$\tau_c = 0,8$	$\tau_c = 2$ e $\theta_c = 2$
Vazão	$\tau_V = 1$ e $\theta_V = 1$	$\tau_c = 1$ e $\theta_c = 1$	$\tau_c = 2$ e $\theta_c = 1$

4.3.3 Determinação dos Parâmetros dos Controladores PI

Uma malha de controle realimentado típica de processos industriais pode ser vista na Figura 4.1. Nessa malha a função de transferência do controlador é representada por $G_c(s)$, do processo por $G_p(s)$, do sensor $G_m(s) = 1$ e do atuador $G_a(s) = 1$. A partir dessas funções, a função de transferência em malha fechada ($C(s)/R(s)$) é dada por:

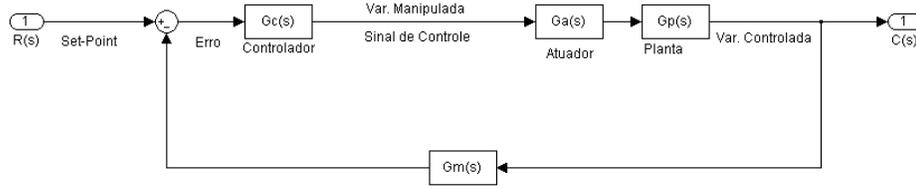


Figura 4.1: Exemplo de malha de controle realimentado.

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{G_c(s)G_p(s)}{1 + G_c(s)G_p(s)} \quad (4.2)$$

O procedimento para obter a função de transferência do controlador é feito com base em [Jota, 2006b]. A seguir será mostrado o desenvolvimento do projeto do controlador PI para a malha de vazão especificado para regulação. Assim, as equações (4.1) e (4.2) são combinadas e faz-se $\theta_c = \theta$ e o termo $G_c(s)$ da equação (4.2) é isolado, obtendo-se:

$$G_c(s) = \frac{1}{G_V(s)} \frac{e^{-\theta_c s}}{\tau_c s + 1 - e^{-\theta_c s}} \quad (4.3)$$

O termo de atraso, presente no denominador em (4.3), pode ser substituído pelos termos até 1ª ordem da expansão da série de Taylor correspondente:

$$e^{-\theta s} = 1 - \theta s \quad (4.4)$$

que, empregada no denominador de (4.3) e com a substituição dos parâmetros τ_c e θ_c da Tabela 4.1 nesta mesma equação resulta em:

$$G_c(s) = \frac{1}{G_V(s)} \frac{e^{-1s}}{s(1 + 1)} \quad (4.5)$$

Considerando a função de transferência de vazão $G_V(s)$ como de 1ª ordem mais tempo morto e substituindo os parâmetros dessa função (já definidos na equação (3.28)) em (4.5), a função de transferência do controlador correspondente é:

$$G_c(s) = \frac{s + 1}{1 \cdot s(1 + 1)} \quad (4.6)$$

A equação (4.7) representa a forma da equação de um controlador PI ideal

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{sT_i} \right). \quad (4.7)$$

Reordenando os termos da equação (4.6), tem-se que esta pode ser expressa na forma da equação (4.7), resultando em:

$$G_c(s) = \frac{1}{2} \cdot \left(1 + \frac{1}{s} \right) \quad (4.8)$$

em que os parâmetros de sintonia são:

$$K_c = \frac{\tau}{K(\tau_c + \theta)}; \quad T_i = \tau. \quad (4.9)$$

O projeto do controlador PI para a malha de vazão especificado para condição de servomecanismo é feito com base na substituição dos parâmetros da função de transferência G_V da equação (3.28) e dos parâmetros τ_c e θ_c da Tabela 4.1 na equação (4.9). Para a malha de temperatura especificada para as condições de regulação e servomecanismo, o projeto é elaborado com base na substituição da constante de tempo τ_{T_3} da função de transferência G_{T_1} (vazão de 40%) da Tabela 3.2 e nos parâmetros τ_c e θ_c da Tabela 4.1 na equação (4.9). A Tabela 4.2 apresenta os parâmetros encontrados para o projeto dos controladores PI.

Tabela 4.2: Parâmetros dos controladores PI

Malha	Especificação	K_c	T_i
Temperatura	Regulação	24,84	20
	Servomecanismo	5,02	20
Vazão	Regulação	0,5	1
	Servomecanismo	0,33	1

4.3.4 Determinação dos Parâmetros do Controlador PID

Controladores do tipo PID são projetados geralmente a partir de modelos de segunda ordem do processo [Jota, 2006b]. Contudo, é possível realizar o projeto do controlador a partir de modelos de primeira ordem que possuem atraso puro de tempo aproximando-se o tempo morto por Padé de primeira ordem utilizando o método da Síntese Direta [Jota, 2006b] [Seborg et al., 1989]. Optou-se por manter o projeto do PID a partir do modelo de 1ª ordem pelo fato de se ter considerado que esses modelos, além de serem os mais simples possíveis para o projeto de controle, representaram bem a dinâmica dominante do processo. A seguir, será mostrado o desenvolvimento para o projeto do controlador PID da malha de temperatura (com base no modelo G_{T1} para vazão de 40%) para condição de servomecanismo. Aproximando o atraso θ_{T3} por Padé de 1ª ordem, tem-se:

$$e^{-\theta_{T3}s} = \frac{1 - s\frac{\theta_{T3}}{2}}{1 + s\frac{\theta_{T3}}{2}} \quad (4.10)$$

Substituindo (4.10) em (3.1), obtem-se o modelo correspondente

$$G_T(s) = \frac{(K_{T3} + K_{T4})}{(\tau s + 1)(1 + s\frac{\theta_{T3}}{2})} \quad (4.11)$$

Re-arranjando os termos de (4.11) e substituindo os parâmetros do modelo de temperatura, o modelo final, com aproximação do tempo morto por Padé de 1ª ordem, pode ser expresso em função de quatro parâmetros, conforme se observa na equação (4.12):

$$G_T(s) = \frac{(K_{T3} + K_{T4})}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (4.12)$$

em que $\tau_1 = \tau_{T3}$ e $\tau_2 = \beta' = 1$, sendo que $\beta' = \theta_{T3}/2 = 1$. Considerando a equação característica típica de sistemas de 2ª ordem como $s\tau^2 + 2\zeta\tau s + 1$, igualando-a ao denominador de (4.12) e isolando cada termo, resulta em:

$$\tau = \sqrt{\tau_1\tau_2} = \sqrt{20 \cdot 1} = 4,47; \quad \zeta = \frac{\tau_1 + \tau_2}{2\sqrt{\tau_1\tau_2}} = \frac{20 + 1}{2\sqrt{20 \cdot 1}} = 2,35 \quad (4.13)$$

Desta forma, os parâmetros do controlador PID podem ser expressos como [Jota, 2006b]:

$$K_c(s) = \frac{2\zeta\tau}{(K_{T_3} + K_{T_4})(\tau_c + \beta')}, \quad T_i = 2\zeta\tau, \quad T_d = \frac{\tau}{2\zeta}. \quad (4.14)$$

Para o projeto do controlador PID de temperatura, o valor de τ_c é escolhido de forma a manter os mesmos parâmetros de projeto do PI para servomecanismo. Portanto, substituindo os valores calculados de τ e ζ , bem como $\tau_c = 3s$ e $\beta' = 1$ em (4.14), obtém-se:

$$K_c = 5, \quad T_i = 21, \quad T_d = 0,95. \quad (4.15)$$

4.4 Projeto do Sistema de Controle Antecipatório

Apesar de os controladores clássicos PI(D) da malha de temperatura terem sido projetados para obter bom desempenho em controle regulatório, a dessintonia dos controladores PI(D) visando controle para servomecanismo sugere uma avaliação da capacidade desses controladores em rejeitar as perturbações de vazão.

O controle antecipatório mostra-se como uma alternativa interessante a ser aplicada na malha de temperatura, pois, pode ser utilizado para reduzir distúrbios de carga presentes no perfil de *set point* adotado para os experimentos, fazendo com que o sistema tenha ações corretivas mais rápidas (antecipadas) na presença de distúrbios [Seborg et al., 1989] [Thomas et al., 2005]. Desta forma, o projeto do sistema de controle clássico e antecipatório será empregado com o intuito de reduzir antecipadamente os desvios de temperatura que os efeitos de aumento e a diminuição de vazão provocam.

O projeto de um sistema de controle antecipatório resulta em um tipo de controlador, o qual é chamado de compensador direto de perturbação ou *Feedforward*, devido ao fato de o sinal de controle do compensador atuar diretamente nas perturbações de carga presentes no sistema (antecipando e reduzindo o efeito do distúrbio).

A Figura 4.2 mostra a configuração da malha de controle de temperatura realimentado do SCVT em conjunto com um compensador direto. Nessa configuração, a saída do controlador realimentado e a do compensador direto

são somadas e enviadas diretamente para o processo, em que a parcela do sinal de controle do compensador G_f reduz o efeito do distúrbio escolhendo:

$$G_f(s) = -\frac{G_l}{G_p} \quad (4.16)$$

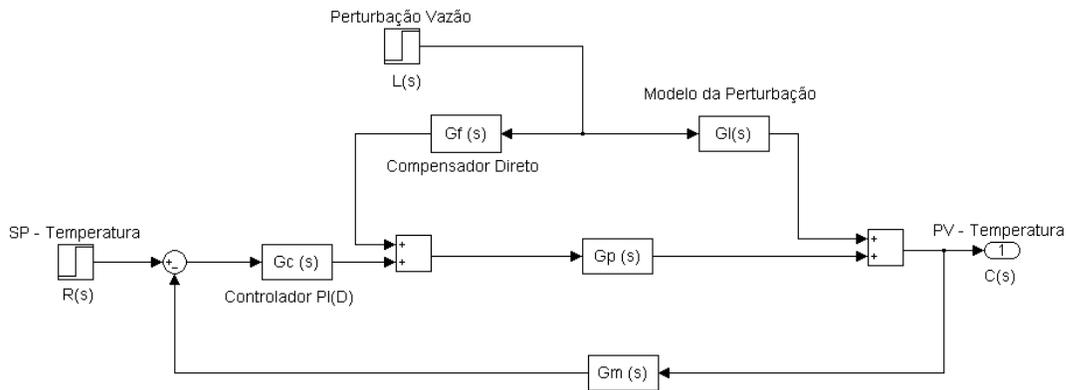


Figura 4.2: Malha de controle de temperatura realimentado com controle antecipatório (compensação direta de perturbação a parâmetros fixos).

Determinação dos Parâmetros do Compensador Direto de Perturbação

A função de transferência do compensador direto (G_f) é implementada tipicamente na forma de compensadores do tipo avanço ou atraso (ou ambos), pois, eles podem fornecer aproximações razoáveis para compensadores ideais, além de serem fáceis de implementar tanto na forma digital como analógica, segundo Seborg [Seborg et al., 1989]. Logo, G_f passa a ter a forma de:

$$G_f(s) = \frac{K_f(\tau_1 s + 1)}{\tau_2 s + 1} \quad (4.17)$$

em que K_f é o ganho do compensador determinado inicialmente pela razão entre os ganhos em estado estacionário do modelo composto de temperatura (1,02 para vazão de 40%) e do modelo composto de perturbação (-0,54); τ_1 e τ_2 as constantes de tempo do compensador.

Assim como o projeto dos controladores PI(D) de temperatura, o projeto inicial do compensador direto é feito a partir das constantes de tempo dos

modelos de dinâmica rápida de perturbação e temperatura, isto é, $\tau_1 = \tau_{l_1}$ e $\tau_2 = \tau_{T_3}$.

A partir da equação (4.17) que define o compensador de perturbação de vazão (com os parâmetros iniciais) e substituindo os ganhos dc de cada malha, bem como as respectivas constantes de tempo (τ_{T_3} e τ_{l_1}) em (4.17), tem-se:

$$G_f(s) = -\frac{-0,25 - 0,29}{0,33 + 0,71} \cdot \frac{20s + 1}{30s + 1} = +0,52 \cdot \frac{20s + 1}{30s + 1} \quad (4.18)$$

4.5 Projeto dos Controladores Adaptativos

4.5.1 Motivação

O principal motivo para implementar controle adaptativo no SCVT se deve à capacidade que esta estratégia de controle tem em estimar e adaptar continuamente os coeficientes de um modelo de perturbação, possibilitando que o projeto de um compensador direto não fique restrito a um controlador com parâmetros fixos.

O controlador de variância mínima também permite que seja incorporada à sua lei de controle compensação direta de perturbação. Diferente da compensação direta clássica (parâmetros fixos), o controle antecipatório adaptativo utiliza estimação *on-line* de parâmetros de modelos de perturbação. Segundo Astrom e Wittenmark [Astrom e Wittenmark, 1995], adaptação é quase um pré-requisito para utilizar controle antecipatório e, além disso, sua aplicação na indústria tem obtido sucesso.

4.5.2 Controlador de Variância Mínima Generalizado

Esse controlador, mais conhecido como GMV (acrônimo de *Generalised Minimum Variance*), que, a partir deste ponto, será referido como CVMG (Controlador de Variância Mínima Generalizado), tem o objetivo de minimizar uma função de custo (J) que representa a variância de uma função auxiliar (ϕ) em cada instante de amostragem k [Jota, 1987], dada por:

$$\begin{aligned} J &= E \{ \phi^2(k + r/k) \} \quad \text{e} \\ \phi(k) &= P(z^{-1})y(k) + Q(z^{-1})u(k - r) - R(z^{-1})\omega(k - r) \end{aligned} \quad (4.19)$$

em que E é a esperança matemática; y é a variável controlada; u a variável manipulada; r o atraso pelo número de amostras; ω o *set point*; z^{-1} o operador de atraso e $P = P_n/P_d$, Q e R são funções de transferência escolhidas pelo usuário que serão apresentadas na Seção 4.5.5.

4.5.3 Estimação de Parâmetros

Para se estimarem os parâmetros dos modelos do processo e da perturbação, foi utilizado o estimador de Mínimos Quadrados Recursivo (MQR), o qual realiza a estimação *on-line* de parâmetros de forma iterativa, em que, a cada instante de amostragem, os parâmetros estimados são atualizados. O método é bastante conhecido e fundamentado na literatura. Maiores detalhes teóricos e práticos podem ser encontrados em [van den Bosch e van der Klauw, 1994] [Ljung, 1987], [Jota, 2006a] e [Astrom e Wittenmark, 1995].

Na implementação recursiva do algoritmo MQR, o número de dados usados para atualizar aumenta constantemente com o tempo. Para permitir que a estimativa dos parâmetros seja realizada com base em dados mais recentes, um fator de esquecimento β é introduzido [Jota, 2006a]. A seguir são mostradas as equações do algoritmo MQR com fator de esquecimento:

$$\theta(k) = \theta(k-1) + K(k)[y(k) - x^T(k)\theta(k)] \quad (4.20)$$

$$K(k) = \frac{P(k-1)x(k)}{\beta + x^T(k)P(k-1)x(k)} \quad (4.21)$$

$$P(k) = \frac{1}{\beta}(P(k-1) - K(k)x^T(k)P(k-1)) \quad (4.22)$$

em que:

- $\theta(k) = [-a_1 - a_2 \cdots b_0 \quad b_1 \cdots]^T$ - Vetor de parâmetros estimados;
- $x(k) = [-y(k-1) - y(k-2) \cdots u(k-r) \quad u(k-r-1) \cdots]$ - Vetor de regressores;
- $K(k)$ - Matriz de ganho de Kalman;
- $P(k)$ - Matriz de covariância dos parâmetros.

4.5.4 Considerações sobre o Preditor Ótimo

O preditor ótimo que define a saída do sistema no k -ésimo instante de amostragem ($P \cdot y(k + r/k)$) e que minimiza a função do erro quadrático médio é calculado para que se resolva uma equação diofantina que descreve o sistema, conforme:

$$\frac{CP_n}{AP_d} = E + z^{-r} \frac{F}{AP_d} \quad (4.23)$$

em que:

C e A - polinômios apresentados na Seção 3.4.2;

P_n e P_d são coeficientes do polinômio P que serão mostrados na Seção 4.5.5;

$$E(z^{-1}) = 1 + e_1 z^{-1} + \dots + e_{r-1} z^{-(r-1)};$$

$$F(z^{-1}) = 1 + f_0 z^{-1} + \dots + f_{n-1} z^{-(n-1)}.$$

As ordens dos polinômios E e F são definidas conforme Jota [Jota, 2006a]. A solução de (4.23) resulta no cálculo dos coeficientes dos polinômios $E(z^{-1})$ e $F(z^{-1})$. Dessa forma, o preditor ótimo resulta em

$$CP \cdot y(k + r/k) = \frac{F}{P_d} \cdot y(k) + EB \cdot u(k) \quad (4.24)$$

Uma segunda equação diofantina que relaciona os termos da perturbação com os termos da predição é calculada da seguinte forma [Jota, 2006a] [Harris e Billings, 1985]:

$$ED = E'C + z^{-r} F' \quad (4.25)$$

em que o polinômio F' com seus respectivos coeficientes ($f'_0 + f'_1 z^{-1} + \dots$) representa a parcela da lei de controle do CVMG responsável pela compensação direta de perturbação. Finalmente, o preditor ótimo que inclui o termo de desacoplamento entre as malhas resulta em:

$$CP \cdot y(k + r/k) = \frac{F}{P_d} \cdot y(k) + G \cdot u_1(k) + F' \cdot u_2(k) \quad (4.26)$$

em que $G = EB$.

4.5.5 Escolha dos Parâmetros de R, P e Q

A escolha das funções de transferência R , P e Q têm impacto na especificação da resposta em malha fechada do sistema. Apesar de o sinal de referência

usado na realimentação poder ser filtrado por meio da função de transferência R , utilizou-se $R = 1$ pelo fato de não se ter utilizado em nenhum algoritmo de controle (PI(D)) filtro no sinal de referência. A função de transferência Q tem a função de reduzir variações do sinal de controle. Neste sentido, foi adotado $Q = \lambda(1 - z^{-1})$.

A definição da função de transferência $P(s)$ é feita a partir da função de transferência $M(s)$, que é uma função do modelo do comportamento desejado do sistema em malha fechada [Harris e Billings, 1985]. No presente trabalho, essa função possui a mesma estrutura da especificação da malha fechada desejada, utilizada nos algoritmos de controle PI, que resulta na função de transferência $M(s) = 1/(\tau_{cf}s + 1)$. Os valores de τ_{cf} , em especial para a malha de temperatura, foram escolhidos utilizando como referência a constante de tempo mais rápida (pólo não-dominante) de malha aberta dos modelos matemáticos, isto é, para o CVMG da malha de vazão $\tau_{cf} = 1$ s e, para a malha de temperatura, $\tau_{cf} = 20$ s. Enfim, apresenta-se P a partir da discretização no tempo de $M(s)$, conforme mostrado a seguir:

$$P(z^{-1}) = \frac{1}{M(z^{-1})} = \frac{1 - P_n z^{-1}}{P_d} \quad (4.27)$$

em que P_n equivale a $e^{-T/\tau_{cf}}$ e P_d equivale a $1 - e^{-T/\tau_{cf}}$.

4.5.6 Controlador de Variância Mínima Generalizado - Malha de Temperatura

As leis de controle desse controlador são feitas a partir dos polinômios A , B , e D (3.35) (Capítulo 3), em que os parâmetros a serem estimados a_1 , b_0 e d_0 serão analisados nos resultados simulados e experimentais

$$A(z^{-1}) = 1 - a_1 z^{-1} \quad (4.28)$$

$$B(z^{-1}) = b_0 \quad (4.29)$$

$$D(z^{-1}) = d_0. \quad (4.30)$$

A malha de temperatura apresenta um atraso puro de tempo de 2s (θ_{T_3}). Então, com o operador de atraso $z = e^{-\theta_{T_3}/T}$, o valor inteiro de amostras do atraso (r), somado com um atraso do extrapolador de ordem zero, resulta em $r = 3$ (com $T = 1, 1$ s). Desta forma, as ordens dos polinômios $E(z^{-1})$ e $F(z^{-1})$ são 2 e 0 respectivamente. Definida a ordem de E e F é possível cal-

cular os coeficientes (e_0, e_1, e_2 e f_0) utilizando a primeira equação diofantina $CP_n = EAP_d + z^{-r}F$.

Após os cálculo dos coeficientes dos polinômios E e F é realizado o cálculo dos coeficientes do polinômio G, em que $G = EB$. A quantidade de coeficientes deste polinômio depende diretamente da ordem de E. Como E possui ordem 2, G possui os coeficientes g_0, g_1 e g_2 .

Para calcular o termo de desacoplamento da lei de controle (f'_0), é preciso calcular a segunda equação diofantina que relaciona os termos da perturbação $ED = E'C + Z^{-r}F'$. Para tanto, foi considerado que o atraso puro de tempo causado pelo distúrbio ($\theta_{l_1} = 2s$) é igual ao atraso da malha de temperatura em malha aberta ($\theta_{T_3} = 2s$) [Harris e Billings, 1985]. Conseqüentemente, o termo $E'C = 0$. Como é estimado somente um parâmetro para a perturbação (ganho d_0), o polinômio F' possui somente um coeficiente, f'_0 .

Lei de Controle CVMG - Malha de Temperatura

A lei de controle deste controlador é definida como

$$u_T(k) = \frac{CR \cdot \omega(k) - (F/P_d) \cdot y_T(k) - F' \cdot u_V(k)}{G + CQ} \quad (4.31)$$

A seguir são definidas as leis de controle com e sem compensação direta de perturbação de vazão.

Controlador com Compensação Direta de Perturbação

A equação que descreve a ação de controle com inserção do termo de compensação direta de perturbação resulta em

$$u_T(k) = \frac{\omega(k) - (f_0/P_d) \cdot y_T(k) - f'_0 \cdot u_V(k)}{(g_0 + \lambda_T)} + \frac{-(g_1 - \lambda_T) \cdot u_T(k-1) - g_2 \cdot u_T(k-2)}{(g_0 + \lambda_T)} \quad (4.32)$$

A lei de controle do CVMG sem compensação direta é obtida fazendo com que o termo de compensação direta f'_0 seja nulo.

4.5.7 Controlador de Variância Mínima Generalizado - Malha de Vazão

Os coeficientes a_1 e b_0 do modelo ARX da malha de vazão (equação (3.38)), definem os polinômios A e B para o CVMG dessa malha, assim como:

$$A(z^{-1}) = 1 - 0,7189z^{-1} = 1 + a_1z^{-1} \quad (4.33)$$

$$B(z^{-1}) = 0,2811 = b_0. \quad (4.34)$$

A vazão apresenta um atraso puro de tempo de 1s (θ_V). Então, com o operador de atraso $z = e^{-\theta_V/T}$, o valor inteiro de amostras do atraso (r), somado com um atraso do extrapolador de ordem zero, resulta em $r = 4$ (com $T = 0,33$ s). As ordens dos polinômios $E(z^{-1})$ e $F(z^{-1})$ são 3 e 0 respectivamente.

A primeira equação diofantina $CP_n = EAP_d + z^{-r}F$ permite calcular os coeficientes dos polinômios E e F (e_0, e_1, e_2, e_3 e f_0). Neste caso, como E é de ordem 3, G possui os coeficientes g_0, g_1, g_2 e g_3 .

Lei de Controle CVMG - Malha de Vazão

A lei de controle para este controlador é definida como

$$u_V(k) = \frac{CR \cdot \omega(k) - (F/P_d) \cdot y_V(k)}{G + CQ} \quad (4.35)$$

Controlador sem Compensação Direta de Perturbação

A equação que descreve a ação de controle vigente para o CVMG da malha de vazão é definida como

$$u_V(k) = \frac{\omega(k) - (f_0/P_d) \cdot y_V(k) - (g_1 - \lambda_V) \cdot u_V(k-1)}{(g_0 + \lambda_V)} + \frac{-g_2 \cdot u_V(k-2) - g_3 \cdot u_V(k-3)}{(g_0 + \lambda_V)} \quad (4.36)$$

4.6 Considerações sobre a Implementação Prática e Simulações dos Controladores no SCVT

A implementação dos algoritmos de controle na planta piloto é feita por meio de supervisor elaborado a partir dos códigos fontes implementados em trabalhos anteriores, como em [Tolentino, 2002] e [Pena et al., 2000]. Apesar disso, foram feitas as modificações necessárias para o controle e supervisão da planta piloto (SCVT) utilizando as estratégias de controle propostas. A linguagem de programação utilizada foi *C*. Este supervisor tem a função de coletar os dados medidos pelos sensores, realizar os cálculos referentes às ações de controle e enviar essas ações a interface de comunicação entre o computador e a planta.

Os algoritmos dos controladores PI(D) implementados no SCVT incorporam aspectos essenciais como ação “anti-*windup*” e transferência de manual para automático sem “solavanco” (*bumpless transfer*), em que as referências utilizadas são: Clarke [Clarke, 1984], Jota e Pena [Jota e Pena, 1995] e Astrom e Hagglund [Astrom e Hagglund, 1995].

Nos perfis de *set point* das malhas de controle de temperatura e vazão de ar, ambos consideram a perturbação provocada pela outra malha (acoplamento), isto é, a temperatura afeta a vazão e vice-versa. Estes perfis podem ser visualizados no Apêndice A.

Análise de Desempenho dos Ensaios Simulados

A fim de evitar que a avaliação dos ensaios simulados seja subjetiva (apenas visualização gráfica), foram calculados os percentuais de *overshoot* para as mudanças de *set point* positivas e as constantes de tempo de malha fechada. Além disso, para avaliar a capacidade regulatória dos controladores de temperatura, são calculados os desvios ocorridos nessa variável, provocados pelas perturbações de vazão, somente para o nível de temperatura de 31 °C. Para os algoritmos de controle de temperatura PI(D) e PI(D) com compensação direta, a variação dos desvios são calculadas nos intervalos de 2200 a 2400s e 5500 a 5700s para as mudanças de *set point* positivas. Para os algoritmos adaptativos, as variações dos desvios são calculadas no intervalo de 2500 a 3000s e 5800 a 6300s pelo fato de o perfil de *set point* dos algoritmos adaptativos considerar um intervalo de 300s para estimação de parâmetros no início

do perfil. Além disso, os tempos de assentamento dos desvios de temperatura são maiores que os apresentados nos algoritmos PI(D) (conforme será apresentado e discutido a seguir nas respostas dos ensaios simulados).

A seguir, são mostrados os ensaios simulados dos algoritmos de controle PI(D), PI(D) + compensação direta, CVMG e CVMG + compensação direta adaptativa. No Capítulo 5, é mostrada de forma conjunta (superpostas) em uma mesma figura, a resposta de um ensaio simulado e experimental (como por exemplo, do controlador PI de temperatura especificado para regulação) com o objetivo principal de avaliar a capacidade do simulador em representar as condições operacionais da planta.

Ensaio Simulado - Controlador PI Industrial com Especificação de Regulação

A seguir, é mostrado o ensaio simulado da malha de temperatura com o controlador PI industrial especificado para regulação.

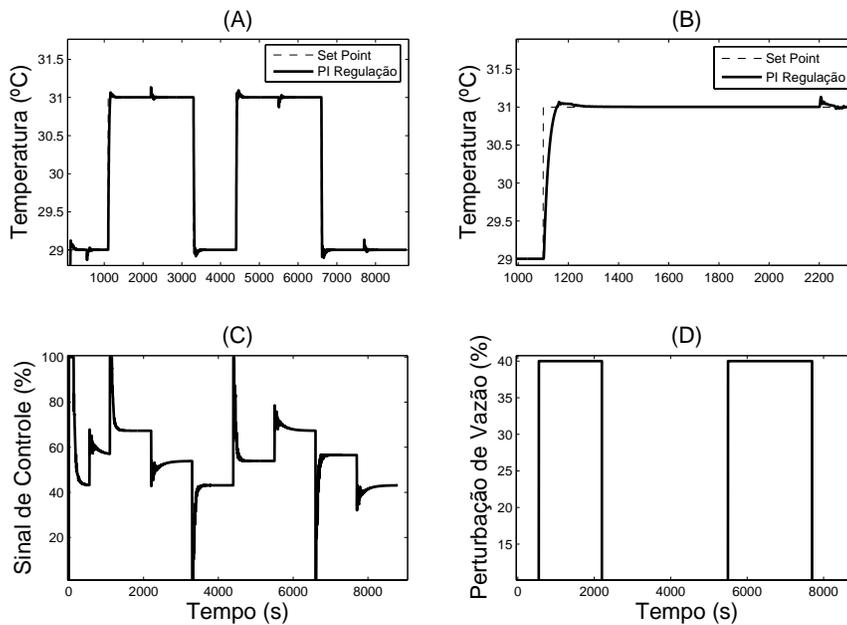


Figura 4.3: Ensaio simulado com controlador PI de temperatura (regulação), $K_c = 24,8$ e $T_i = 20$. (A) Perfil de temperatura, (B) Detalhes da 1ª mudança de referência de 29 para 31°C, (C) Sinal de controle de temperatura e (D) Perfil de perturbação.

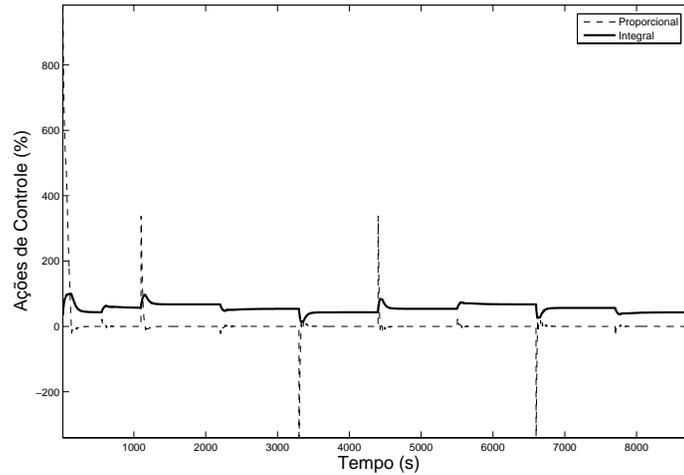


Figura 4.4: Ações de controle proporcional e integral do ensaio simulado - Controlador PI de temperatura (regulação).

Observando as figuras 4.3 (A) e (B), percebe-se uma resposta rápida (tempo de subida pequeno) com $\tau_c = 17s$ para a primeira mudança de *set point* positiva de 29 para 31 °C. Já para a segunda mudança positiva, $\tau_c = 12s$.

Na Figura 4.3 (A), nota-se a ocorrência de desvios na temperatura nos instantes de 2200 e 5500s, provocados, respectivamente, pela redução de vazão de 40 para 10% e aumento de vazão de 10 para 40%, em que o perfil de perturbação é mostrado na Figura 4.3 (D). Nos dois instantes de 2200 e 5500s, o distúrbio de vazão provoca variação de temperatura de 0,16 °C.

Analisando o sinal de controle de temperatura da planta, Figura 4.3 (C) no instante de 1100s (1ª mudança de referência), nota-se que o sinal de controle ficou saturado na região máxima (100%) por aproximadamente 50s e, em 4400s, por aproximadamente 25s. Conclui-se que, a perturbação de vazão em 40%, para a 1ª mudança de referência, contribui para que o sinal de controle da malha fique saturado por um tempo maior (comparado com a 2ª mudança). A saturação do sinal de controle, neste caso, faz com que o perfil de temperatura apresente resposta mais lenta na 1ª mudança em relação à 2ª.

Os percentuais de *overshoot* foram de 3,19 e 4,62% para as respectivas variações de *set point* positivas.

A Figura 4.4 mostra o comportamento das ações de controle proporcional e integral do controlador. Nos instantes de 1100 e 4400s, percebe-se saturação em 100% da ação integral e picos de amplitude de 300% da ação proporcional. O pico da ação proporcional ocorre devido ao projeto de regulação apresentar um ganho proporcional equivalente $K_c = 24$ (grande), o que ocasiona um controlador com variações bruscas nas mudanças de *set point*.

O ensaio com a simulação do perfil da malha de vazão é apresentado na Figura 4.5.

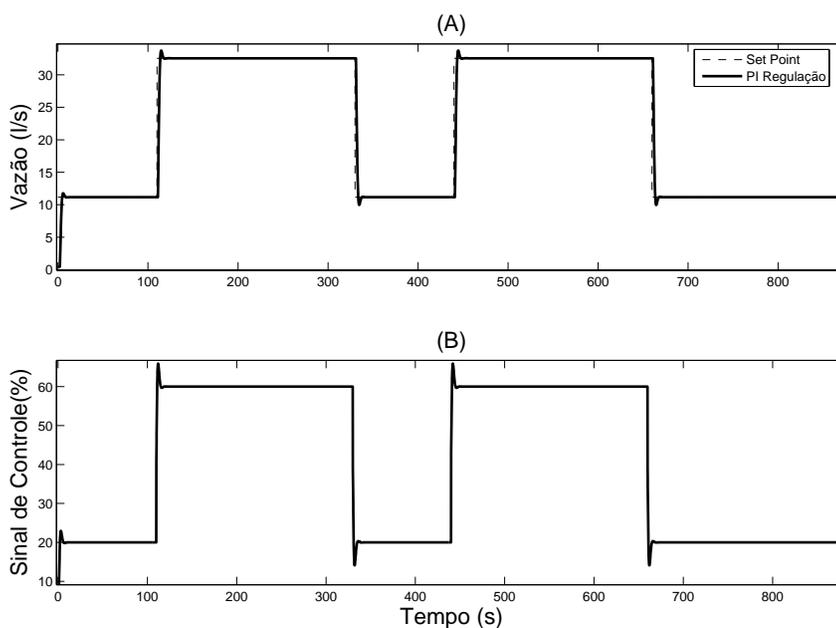


Figura 4.5: Ensaio simulado com controlador PI de vazão (regulação), $K_c = 0,5$ e $T_i = 1$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão.

A característica mais notável dessa malha relaciona-se com o comportamento dinâmico de resposta rápida em malha fechada (tempo de subida pequeno nas variações de *set point* se comparada à temperatura), em que os valores das constantes de tempo em malha fechada foram $\tau_c = 1,3$ s para ambas as mudanças de *set point* positivas.

Nota-se que o sinal de controle de vazão (Figura 4.5 (B)) é rápido para as mudanças de *set point* (110, 330, 440 e 660s) e não chega em nenhuma das regiões de saturação (máxima=100% ou mínima=0%).

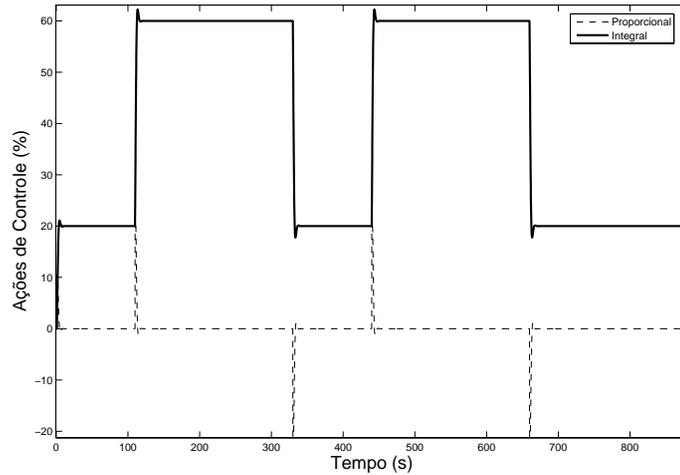


Figura 4.6: Ações de controle proporcional e integral do ensaio simulado - Controlador PI vazão (regulação).

Na Figura 4.6, percebe-se que as ações de controle (proporcional e integral) nos instantes de 110, 330, 440 e 660s apresentam variação brusca nas mudanças de *set point* (devido ao projeto de característica regulatória), ocasionando *overshoot* de 5,6% nas variações de *set point* positivas no perfil de vazão (Figura 4.5 (A)).

Ensaio Simulado - Controlador PI Industrial com Especificação de Servomecanismo

O controlador PI de temperatura foi dessintonizado em relação ao PI especificado para condição de regulação com o objetivo de analisar seu comportamento em malha fechada, isto é, avaliar a capacidade do sistema em rejeitar as perturbações de vazão (reduzir os desvios de temperatura) e apresentar ações de controle com variações menores nas mudanças de *set point*. O perfil de temperatura para o controlador PI visando a característica de servomecanismo pode ser visto na Figura 4.7. Interessante ressaltar que o perfil de perturbação de vazão é suprimido nas figuras seguintes devido este ser idêntico ao apresentado na Figura 4.3 (D).

Nos instantes de 2200 e 5500s da Figura 4.7 (A), é possível notar que ocorreram desvios na temperatura devido às perturbações de vazão (40 para 10% e 10 para 40%, respectivamente), com variações de 0,32 °C, isto é, duas

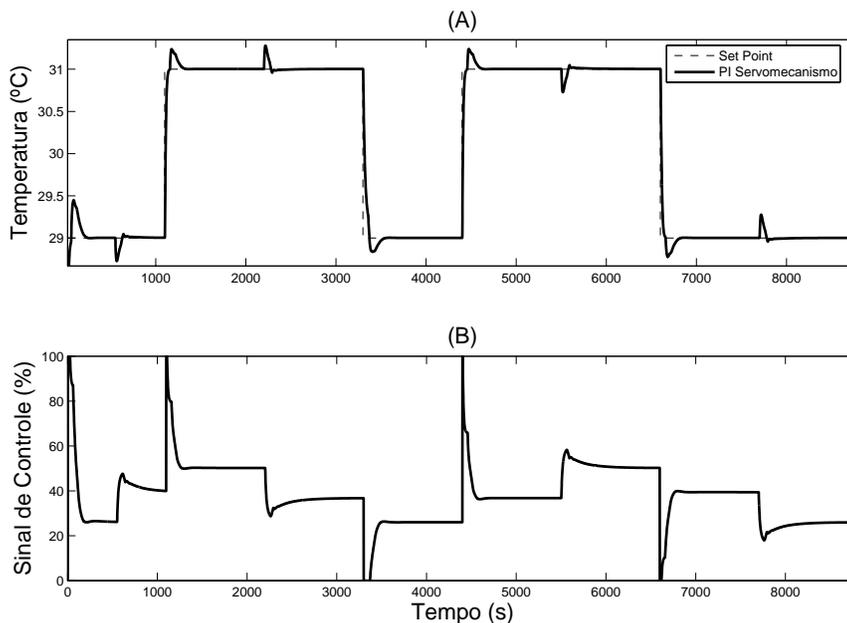


Figura 4.7: Ensaio simulado com controlador PI de temperatura (servomecanismo), $K_c = 5$ e $T_i = 20$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.

vezes maior que as do controlador PI para condição de regulação. Essas variações nos instantes do perfil de temperatura mostram que a dessintonia do controlador provocou uma redução na capacidade regulatória da malha de controle em rejeitar as perturbações de vazão (o que já era de se esperar). Em termos de percentuais de *overshoot*, para a 1ª mudança de *set point* foi de 11,7% e para a 2ª de 11,85%. As constantes de tempo em malha fechada apresentaram os valores de 11 e 10s para a 1ª e 2ª mudança, respectivamente.

Comparando os sinais de controle de temperatura (figuras 4.7 e 4.3 (B)) nos instantes de 2200 e 5500s, percebe-se que o sinal do controlador PI dessintonizado é mais lento que o sinal do controlador PI (regulação), contribuindo para que a variação de temperatura (desvios provocados pela vazão) fosse maior. Além disso, percebe-se que as variações das ações de controle proporcional e integral (Figura 4.8) são menores, principalmente, nas mudanças de *set point*, se comparadas às ações de controle do PI (regulação) da Figura 4.4.

Assim sendo, conclui-se que a dessintonia do controlador PI de temperatura reduziu a capacidade regulatória, o que torna interessante a investigação

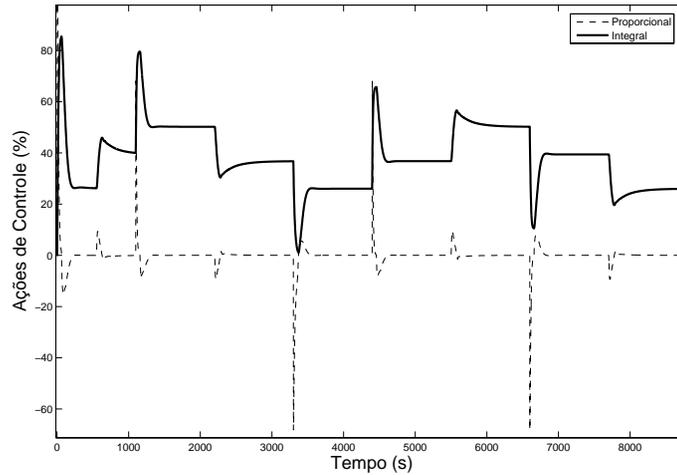


Figura 4.8: Ações de controle proporcional e integral do ensaio simulado - Controlador PI de temperatura (servomecanismo).

de desempenho do controle antecipatório, no sentido de avaliar a capacidade do sistema de controle em antecipar as perturbações de vazão de maneira mais eficaz. Além disso, percebe-se a importância do projeto do controlador PI baseado no pólo não-dominante, em que se obteve um controlador com resposta muito rápida (aproximadamente a metade da malha aberta).

A simulação do perfil de vazão com o controlador PI dessintonizado (servomecanismo), a partir da especificação do PI para regulação é apresentada na Figura 4.9.

A dessintonia do controlador PI, visando ações de controle com variações mais “suaves” (picos de amplitude menores em relação ao projeto de regulação nas mudanças de *set point*) foi satisfatória, pois, não ocorre *overshoot* e a resposta em malha fechada também é rápida ($\tau_c = 2,1s$) para ambas as variações de *set point*, conforme mostrado na Figura 4.9 (A). Novamente, o sinal de controle de vazão não atinge as regiões de saturação do sinal de controle (0 e 100% na Figura 4.9 (B)). Na Figura 4.10, pode-se observar uma redução nas ações de controle proporcional e integral (em relação ao PI de vazão especificado para regulação) em virtude da dessintonia do controlador.

A capacidade regulatória para este projeto será avaliada nos ensaios experimentais devido à presença da dinâmica do sensor (acoplamento e compensação para variações de temperatura, descritos na Seção 2.3) que não é

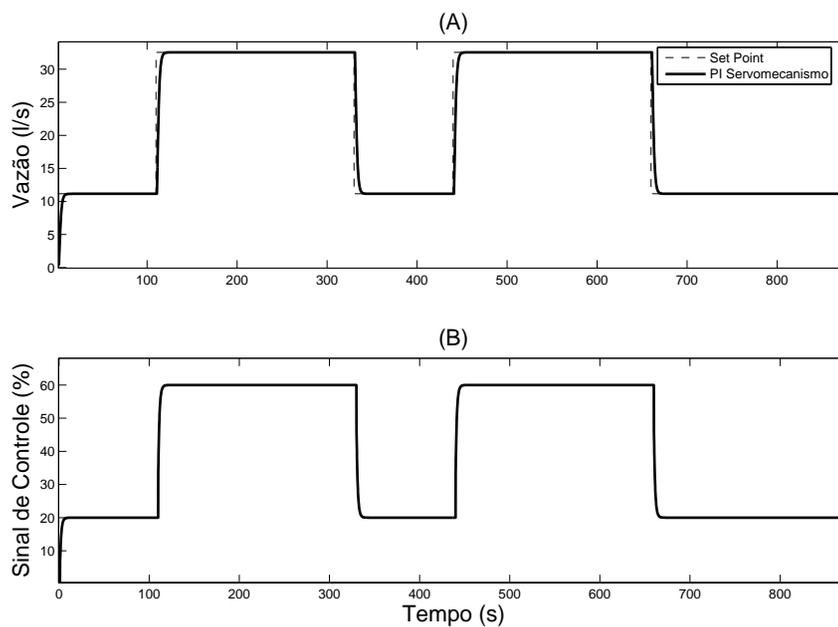


Figura 4.9: Ensaio simulado com controlador PI de vazão (servomecanismo), $K_c = 0,33$ e $T_i = 1$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão.

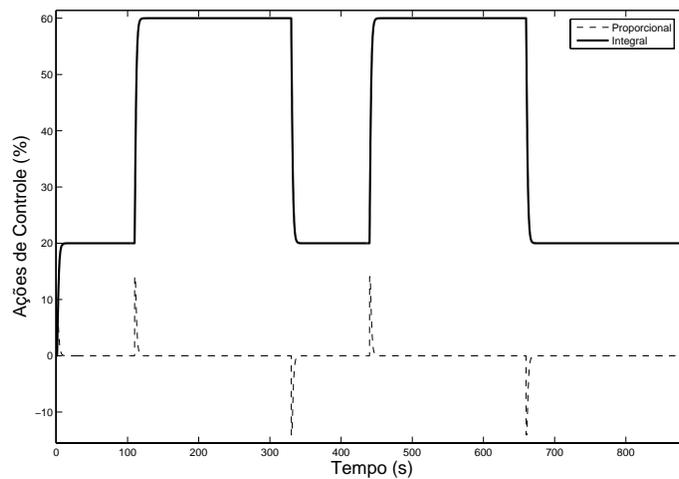


Figura 4.10: Ações de controle proporcional e integral do ensaio simulado - Controlador PI vazão (servomecanismo).

considerada, ou seja, não há um modelo matemático para a dinâmica do sensor de vazão nas simulações.

Ensaio Simulado - Controlador PID Industrial com Especificação de Servomecanismo

O ensaio simulado com o controlador PID industrial com filtro na ação derivativa ($\alpha = 0,3$) e com característica de servomecanismo, pode ser visualizado na Figura 4.11, que contém o perfil de temperatura e sinal de controle.

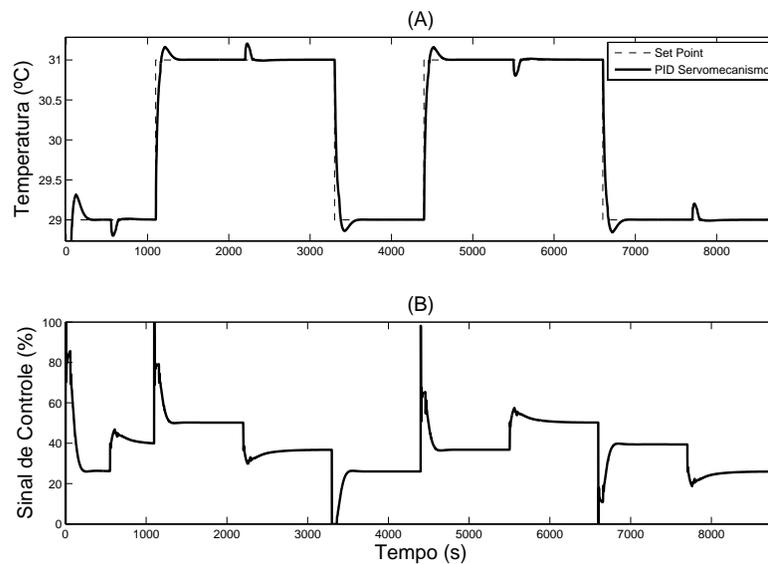


Figura 4.11: Ensaio simulado com o controlador PID de temperatura (servomecanismo), $K_c = 5$, $T_i = 21$ e $T_d = 10$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.

Analisando o perfil de temperatura e sinal de controle (figuras 4.11 (A) e (B)), não é possível perceber diferença significativa entre o controlador PI e PID com característica de servomecanismo. Desta forma, a título de comparação, na Figura 4.12 são superpostos os perfis de temperatura do ensaio simulado com o controlador PI de servomecanismo (Figura 4.7) junto com o ensaio do controlador PID (servomecanismo). Então, os perfis de temperatura e sinais de controle do PI e PID nos instantes de 2200 e 5500s foram ampliados, em que tal ampliação pode ser vista na Figura 4.12.

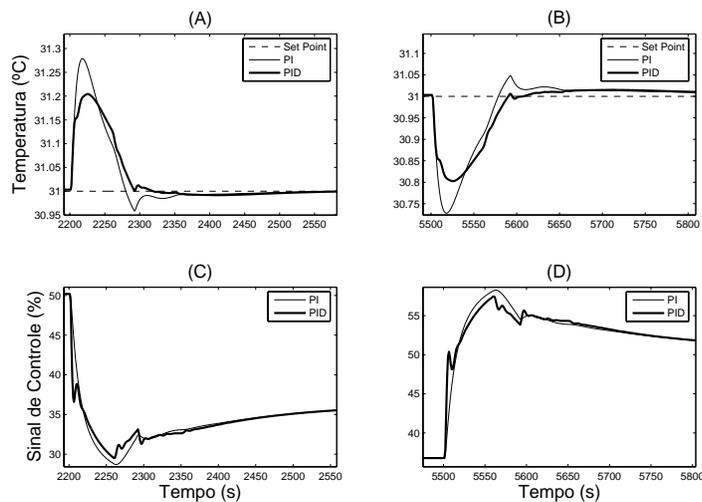


Figura 4.12: Ensaio simulado com o controlador PI e PID de temperatura em detalhes. (A) e (B) Perfis de rejeição de perturbação na temperatura (instantes de 2200 e 5500s), (C) e (D) Sinais de controle PI e PID nos instantes de incidência de perturbação de vazão (2200 e 5500s).

As figuras 4.12 (A) e (B), mostram em detalhes os perfis de temperatura (2200 e 5500s) para comparar a capacidade de cada controlador em rejeitar as perturbações de vazão. Percebe-se em (A) e (B) que o PID reduziu a variação de temperatura para 0,21 °C contra 0,32 °C, comparando com o PI de servomecanismo, ou seja, o PID apresentou uma redução de 34% nos desvios de temperatura. Nas figuras 4.12 (C) e (D) em 2200 e 5500s, nota-se uma pequena diferença entre os sinais de controle PI e PID, que fizeram com que o PID obtivesse um aumento significativo na rejeição de perturbação de vazão, no sentido de antecipar a ação de controle, corrigindo os desvios de temperatura nas ocorrências de perturbação.

No geral, o controlador PID apresentou tempo de resposta em malha fechada um pouco maior em relação ao PI ($\tau_c = 19$ s em ambas as mudanças de referência positiva). Em termos de percentuais de *overshoot*, para a 1ª mudança o PID apresentou 7,85% contra 11,70% do PI e, para a 2ª mudança, o PID obteve 7,91% contra 11,82%, resultando em uma redução média de *overshoot* de 33%.

Já a Figura 4.13 mostra as três ações de controle (P+I+D) dos ensaios dos controladores PI e PID (servomecanismo). Na Figura 4.13 (C), observa-

se uma ação de controle derivativa muito pequena (variando em torno de $\pm 5\%$).

A sintonia do termo derivativo (T_d) é crítica para implementação em computadores digitais devido a uma limitação da discretização da equação do controlador que exige um valor mínimo a ser escolhido para T_d , conforme em [Jota, 2006a] (maiores detalhes referente a essa limitação e a escolha de T_d vide Apêndice C). O projeto inicial calculado pelos parâmetros do modelo de temperatura com aproximação do atraso puro de tempo por Padé de 1ª ordem resultou em $T_d = 0,95$, entretanto, o valor escolhido foi $T_d = 10$ (maiores detalhes vide Apêndice C). Apesar de, para os ensaios simulados, esse valor de $T_d = 10$ apresentar pouca variação na ação derivativa (Figura 4.13 (C)), foram feitos ensaios experimentais específicos para avaliar se seria viável utilizar valores maiores que 10. Constatou-se em experimento real (Figura 5.9) que $T_d = 10$ já é suficiente para provocar uma variabilidade maior que a do sinal de controle do PI servomecanismo.

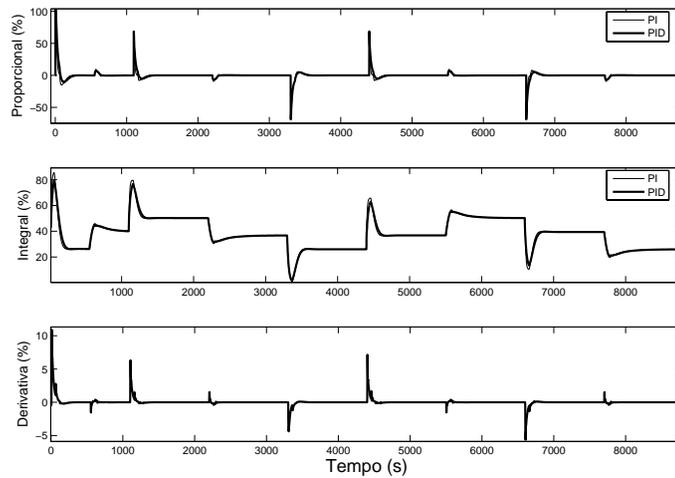


Figura 4.13: Ações de controle proporcional, integral e derivativa do ensaio simulado - Controlador PID temperatura (servomecanismo).

4.6.1 Implementação Prática dos Controladores PI(D) com Compensadores Diretos de Perturbação

Nessa seção é apresentada a lei de controle do compensador direto de perturbação de vazão em termos de equação de diferenças. Posteriormente, serão mostrados os resultados dos ensaios simulados do sistema de controle antecipatório em conjunto com os controladores PI(D) de temperatura.

Discretização do Compensador

A lei de controle necessária para realizar a compensação direta de perturbação é obtida a partir da discretização da equação (4.17). A discretização foi realizada utilizando a transformação bilinear. A discretização das equações dos controladores PI(D), quando feita por essa transformação (ao invés da retangular), apresenta maior estabilidade numérica, principalmente quando o valor do tempo integral (T_i) é menor que o período de amostragem T [Jota, 2006b]. Assim, considerou-se que a equação de diferença da lei de controle da compensação direta obtida pela transformação bilinear é a mais apropriada pelo fato de essa transformação ser mais estável. Nesses termos, a função de transferência (4.17) na forma discreta é

$$G_f(z^{-1}) = K_f \cdot \frac{1 + 2\gamma_1 + (1 - 2\gamma_1)z^{-1}}{1 + 2\gamma_2 + (1 - 2\gamma_2)z^{-1}} \quad (4.37)$$

em que $\gamma_1 = \tau_1/T$ e $\gamma_2 = \tau_2/T$.

O sinal de entrada do compensador (U_V) é a medida de vazão volumétrica de ar e M_{comp} é o sinal de controle (saída) do compensador. Dessa forma, tem-se:

$$\frac{M_{comp}(z^{-1})}{U_V(z^{-1})} = K_f \cdot \frac{1 + 2\gamma_1 + (1 - 2\gamma_1)z^{-1}}{1 + 2\gamma_2 + (1 - 2\gamma_2)z^{-1}}. \quad (4.38)$$

A partir de (4.40), em termos de equação de diferença, apresenta-se a lei de controle para rejeição a perturbação de vazão, conforme:

$$m_{comp}(k) = \frac{(2\gamma_2 - 1)}{1 + 2\gamma_2} \cdot m_{comp}(k - 1) + K_f \cdot \frac{(1 + 2\gamma_1)}{1 + 2\gamma_2} \cdot u_V(k) + K_f \cdot \frac{(1 - 2\gamma_1)}{1 + 2\gamma_2} \cdot u_V(k - 1) \quad (4.39)$$

Sintonia do Compensador Direto

O projeto do compensador direto de perturbação foi apresentado na seção 4.4. Entretanto, optou-se por ressintonizar o controlador antecipatório pelo fato de o sinal de entrada do compensador direto experimental ser a medida de vazão. Neste caso, quando ocorrem variações de temperatura na planta piloto (devido ao perfil de *set point* adotado), estas acarretam variações na medição de vazão devido a compensação do sensor, que, conseqüentemente, afetam o sinal de saída (controle) do compensador direto. Tais variações do sinal de saída do compensador podem ser observadas na Figura 4.14, principalmente, nos níveis de 40% dos intervalos de 800 a 2200s e 5500 a 7700s.

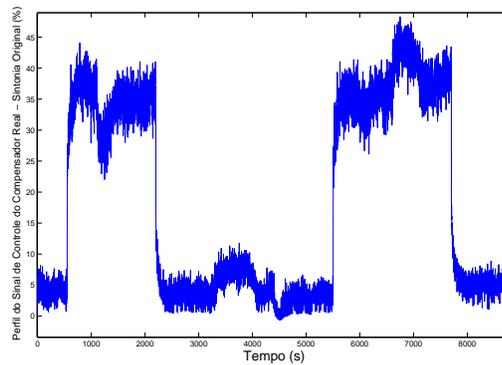


Figura 4.14: Perfil do sinal de controle do compensador direto experimental com sintonia original para degrau de 80% com $K_f = 0,52$, $\tau_1 = 20$ e $\tau_2 = 30$.

Portanto, considerou-se para o presente trabalho re-projetar o controlador antecipatório apresentado na equação (4.18), resultando em um compensador direto não convencional, ou seja, compensador que tem ganho *dc* igual ou próximo de zero. Neste caso, o compensador é projetado para ser um compensador em avanço, com pico de amplitude de 21% e ganho *dc* próximo de zero. Para tanto, a escolha da constante de tempo τ_1 do compensador refere-se a constante de tempo mais lenta do processo, isto é, $\tau_1 = \tau_{T_4} = 250s$.

Por fim, ajustes finos por tentativa e erro foram realizados tanto nos experimentos reais como nos simulados e os parâmetros que apresentaram um bom resultado em ambos os experimentos definiram o compensador direto

ressintonizado, conforme mostrado a seguir:

$$G_f(s) = 0,10 \cdot \frac{260s + 1}{40s + 1}$$

A seguir é apresentado na Figura 4.15 uma comparação entre os sinais de controle dos compensadores diretos com sintonia original $(0,52 \cdot (20s + 1)/(30s + 1))$ e ressintonizado $(0,10 \cdot (260s + 1)/(40s + 1))$.

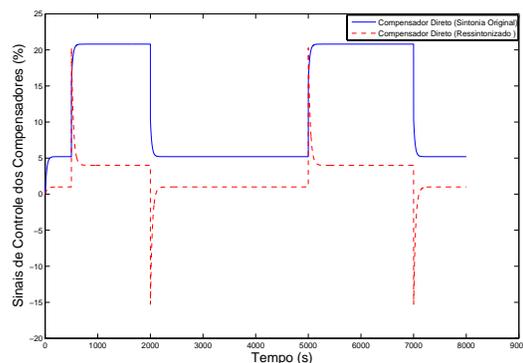


Figura 4.15: Comparação dos perfis dos sinais de controle dos compensadores direto com sintonia original e ressintonizado simulado para entrada em degrau de 40%.

Ensaio Simulado - Controladores PI(D) + Controle Antecipatório

A seguir é mostrado o ensaio simulado com o controlador PI (servomecanismo) com controle antecipatório utilizando o compensador ressintonizado. Os perfis de temperatura e sinais de controle dos ensaios PI para servomecanismo (Figura 4.7) e PI para servomecanismo com compensação direta foram superpostos em uma mesma figura (Figura 4.16) para se comparar a malha de temperatura sem e com a presença do controle antecipatório, bem assim, sua respectiva capacidade de rejeitar as perturbações de vazão.

Percebe-se, na Figura 4.16 (A), nos instantes de 2200 e 5500s, que a compensação direta reduz os desvios de temperatura provocados pela perturbação de vazão em relação ao PI sem controle antecipatório. Para avaliar com mais precisão o ganho obtido com o uso controle antecipatório na malha de controle PI (servomecanismo), as figuras 4.16 (A) e (B) foram ampliadas, resultando na Figura 4.17.

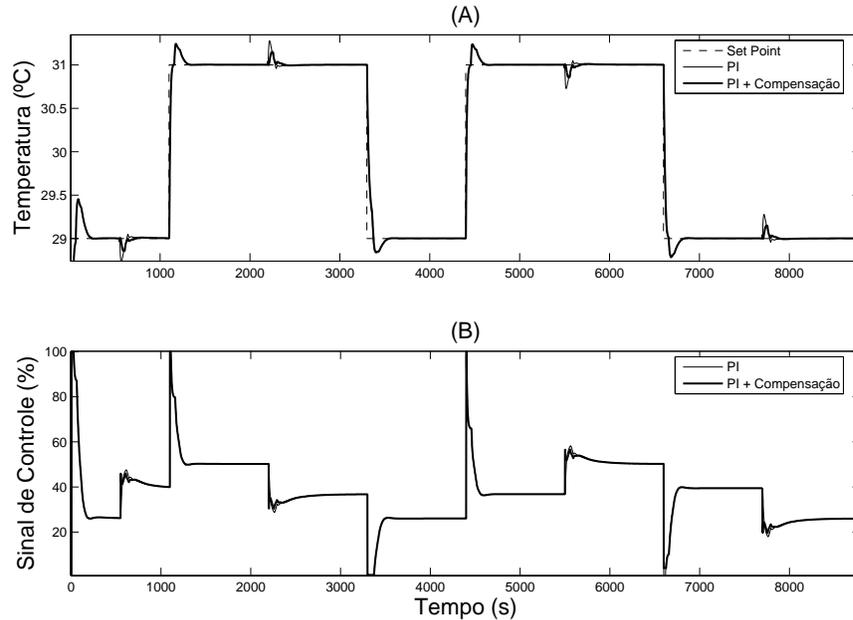


Figura 4.16: Ensaio simulado com controlador PI servomecanismo sem e com compensação, $K_c = 5$, $T_i = 20$, $K_f = 0, 10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle PI e PI + compensador.

Nas figuras 4.17 (A) e (B) é possível notar visualmente que o controle antecipatório aumenta a capacidade regulatória do sistema em malha fechada (reduz o efeito de variação de vazão na temperatura). O desvio de temperatura foi reduzido de 0,32 para 0,17 °C, que em termos percentuais equivale a uma redução de desvio de temperatura de 47%. Nessa mesma figura, em (C) e (D), nota-se que a compensação direta contribui para que o sinal de controle da planta realize ações corretivas mais rápidas no sentido de antecipar o efeito da perturbação de vazão nos instantes de 2200 e 5500s. A Figura 4.18 mostra o perfil do sinal de controle da compensação direta.

O perfil do sinal de controle da compensação direta (Figura 4.18) consiste em um sinal de controle com picos de amplitude de 21% (550 e 5500s) e de -15% (2200 e 7700s), com ganho em estado estacionário de aproximadamente 3,5% nos intervalos de 880 a 2100s e 5800 a 7600s.

No geral, o ensaio com o PI de servomecanismo com controle antecipatório apresentou percentuais de *overshoot* de 12 e 11,86% (mudanças de referência positivas) e constantes de tempo de malha fechada de 11 e 10s, isto é,

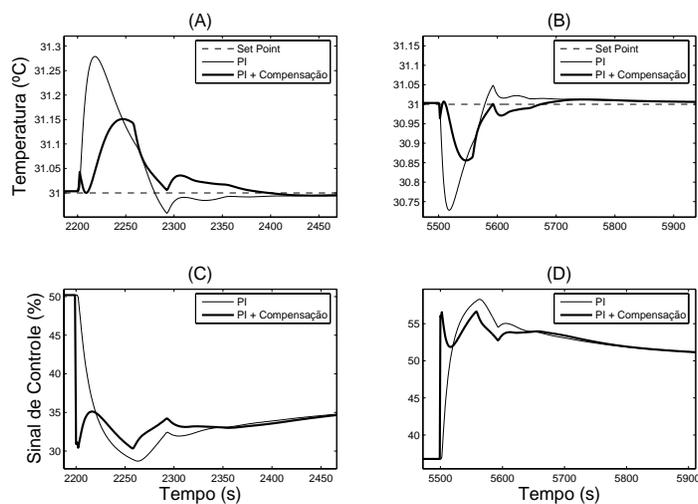


Figura 4.17: Ampliação do ensaio simulado com controlador PI servomecanismo sem e com compensação, $K_c = 5$, $T_i = 20$, $K_f = 0.10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$. (A) e (B) Desvios de temperatura, (C) e (D) Sinal de controle PI e PI + compensador.

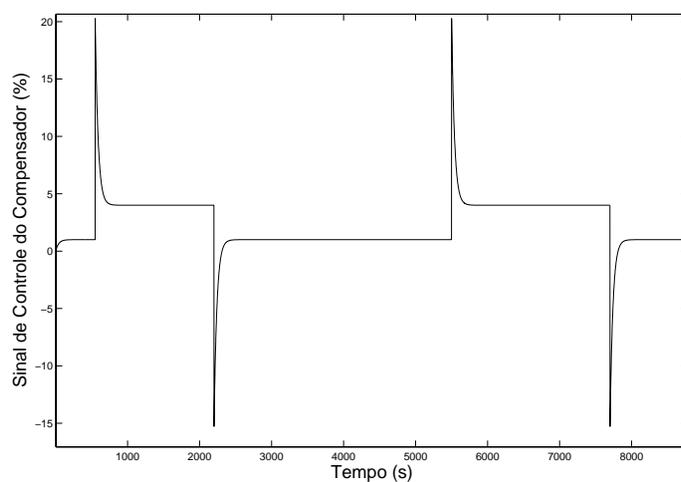


Figura 4.18: Ensaio simulado com controlador PI servomecanismo + compensação - $K_f = 0.10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$ - Perfil do sinal de controle do compensador direto.

a mesma solução de compromisso almejada para o PI de servomecanismo (sem compensação) foi obtida na resposta transiente (*overshoot* e τ_c com valores próximos em ambos os ensaios), não obstante, aumenta-se a capacidade regulatória, isto é, a rejeição de perturbação nas condições estacionárias. Portanto, conclui-se neste caso que o uso de controle avançado (em particular, o controle antecipatório) foi satisfatório para a malha de temperatura.

A seguir, é mostrado o ensaio simulado com o controlador PID com compensação direta. A Figura 4.19 apresenta o perfil e sinal de controle.

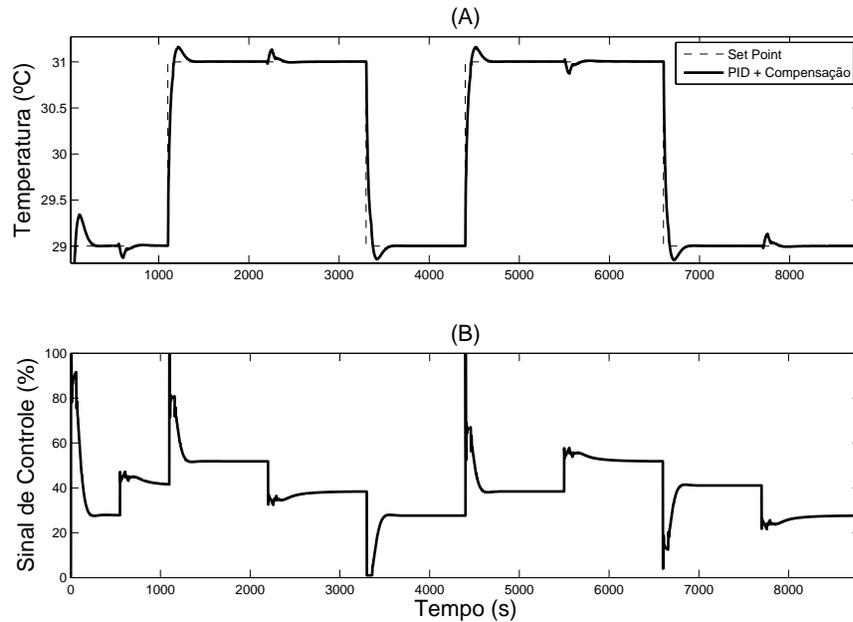


Figura 4.19: Ensaio simulado com controlador PID servomecanismo + compensação, $K_c = 5$, $T_i = 20$, $T_d = 10$, $K_f = 0.10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle PID e PID + compensador.

O controle PID mais o antecipatório também aumenta a capacidade da malha fechada em rejeitar as perturbações de vazão. Na Figura 4.19, a redução do desvio de temperatura (comparado com o PID sem compensador) nas ocorrências de perturbação de vazão nos instantes de 2200 e 5500s foi de 0,21 para 0,15 °C (redução de 29%). Os percentuais de *overshoot* e constantes de tempo de malha fechada foram semelhantes aos do ensaio do PID sem compensação, equivalentes a 7,88 e 7,91% e 18 e 19s, respectivamente.

4.6.2 Implementação Prática dos Controladores Adaptativos

A implementação de controle adaptativo, em particular, o CVMG, requer que sejam adotados alguns critérios práticos, como por exemplo: escolha do fator esquecimento; perfil de *set point* que permita a aplicação de sinal de teste (neste caso o degrau) na malha, em modo manual, para que ocorra estimação de parâmetros antes que se coloque a malha de controle em modo automático e escolha dos valores iniciais dos parâmetros dos modelos.

Inicialmente, adotou-se um fator de esquecimento com valores pequenos (janela temporal assintótica, JTA, com poucas amostras), equivalentes a β igual a 0,975 (40 amostras) e 0,9967 (300 amostras), respectivamente para a malha de vazão e temperatura. Para essas duas escolhas (JTA com poucas amostras), utilizou-se como referência as constantes de tempo dominantes de cada malha ($\tau_V = 1$ s e $\tau_{T_3} = 20$ s), que consiste em considerar que a resposta em malha aberta alcança estado estacionário em quatro constantes de tempo (4τ), para a malha de vazão com $\tau_V = 1$ s, $4 \cdot \tau$ com $T = 0,33$ s, significa que a malha alcança estado estacionário com aproximadamente 12 amostras. O mesmo procedimento foi considerado para a escolha do fator de esquecimento do estimador de MQR da malha de temperatura (considerando $\tau_{T_3} = 20$ s).

Entretanto, analisando a convergência dos parâmetros nos ensaios experimentais com esses valores iniciais de β , pôde-se perceber uma variação muito grande na estimação dos parâmetros. Então, optou-se por realizar experimentos utilizando uma JTA com maior quantidade de amostras - 1000 para a temperatura e 500 para a vazão -, o que resultou em $\beta = 0,999$ e $\beta = 0,998$. Entretanto, no caso da malha de vazão, será mostrado em experimento real no Apêndice B que, apesar de se utilizar $\beta = 0,998$ e os parâmetros convergirem, ocorreram desvios grandes na variável controlada no momento em que se varia o *set point* de temperatura (conforme mostrado no perfil de vazão do experimento do Apêndice B) e, portanto, optou-se por manter o valor escolhido inicialmente de $\beta = 0,975$ para o estimador MQR do CVMG da malha de vazão.

No que diz respeito à escolha dos valores de inicialização dos parâmetros, optou-se por inicializar o vetor de parâmetros ($\theta(k)$) com valores próximos aos dos modelos discretos no tempo, pelo fato de se ter um conhecimento prévio do processo [Jota, 2006b].

Para o valor inicial da matriz de covariância ($P(k)$), adotou-se dois valo-

res distintos. Para o CVMG sem compensação direta (temperatura e vazão), adotou-se $P(k)$ equivalente a $I \cdot 10^6$, pelo fato de os parâmetros do vetor de regressores estarem normalizados entre 0 e 100% [Jota, 2006b]. Para o CVMG com compensação direta adaptativa (temperatura), adotou-se $P(k)$ igual a $I \cdot 10^8$, pois, observou-se experimentalmente que a convergência dos parâmetros ocorria a uma velocidade menor em relação ao CVMG sem compensação, devido ao vetor de regressores ter 3 parâmetros ao invés de somente 2. Poderia ter se utilizado $P(k)$ igual a $I \cdot 10^8$ para ambos os casos, porém, como já haviam sido feitos experimentos que serviram de resultado utilizando $P(k) = I \cdot 10^6$, manteve-se as diferentes escolhas para $P(k)$.

O perfil de *set point* das malhas de controle dos ensaios com os CVMG considera a aplicação de um degrau inicialmente em malha aberta para que ocorra a estimação de parâmetros. Após esse período referente a estimação o sistema é colocado em modo automático. Maiores detalhes referentes ao perfil para os algoritmos adaptativos podem ser visualizados no Apêndice A.

A Tabela 4.3 mostra os valores dos parâmetros iniciais utilizados tanto nos ensaios simulados como nos ensaios experimentais.

Tabela 4.3: Valores iniciais do estimador de parâmetros

Malha	Parâmetros Iniciais			β	P(k)
	a_1	b_0	d_0		
Temperatura	0,9065	0,09351	0	0,999	10^6
	0,9065	0,09351	0,0042	0,999	10^8
Vazão	0,6329	0,3671	0	0,975	10^6

Ensaio Simulado - Controladores de Variância Mínima Generalizado

O resultado da simulação do CVMG da malha de temperatura sem compensação direta de perturbação é mostrado na Figura 4.20 (perfil de temperatura e sinal de controle).

Nas figuras 4.20 (A) e (B) nota-se primeiramente, o degrau inicial de 10 para 50% aplicado em malha aberta para que ocorra a estimação de parâmetros. Logo após um intervalo de 300s o sistema é colocado em malha fechada.

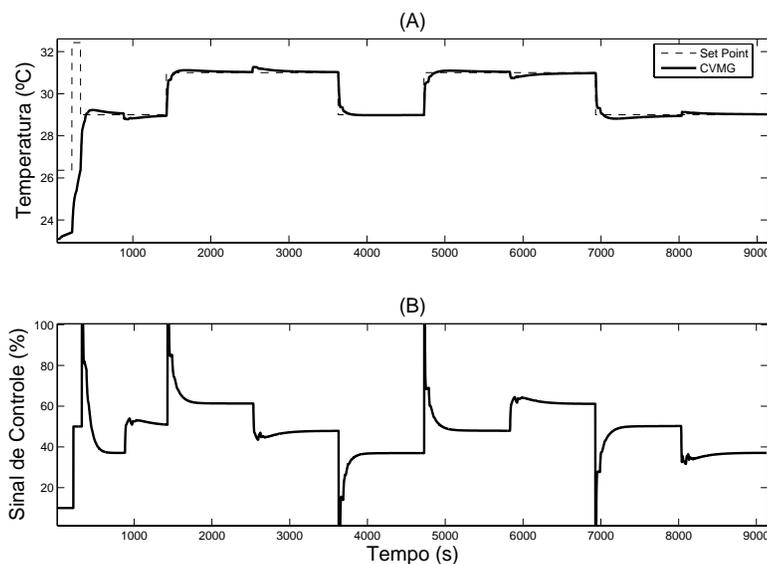


Figura 4.20: Ensaio simulado CVMG malha de temperatura, $\beta = 0,999$ e $\lambda = 0,1$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.

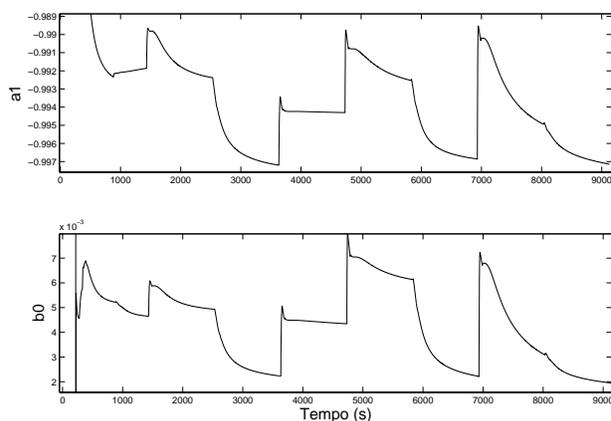


Figura 4.21: Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio simulado - CVMG malha de temperatura sem compensação ($P(k) = 1 \cdot 10^6$).

Para as duas mudanças de *set point* de 29 para 31 °C, os tempos de resposta são de 15s e 11s.

A respeito dos desvios de temperatura provocados pelas perturbações de vazão nos instantes de 2500 e 5800s, percebe-se que em ambos os instantes,

a temperatura se desvia da referência e retorna ao *set point* de maneira mais lenta que se comparada aos algoritmos PI(D) para servomecanismo sem compensação. Apesar disso, a variação de temperatura (devido às perturbações) para o 1º instante foi de 0,23 °C e para o 2º de 0,28 °C.

O CVMG apresentou bons percentuais de *overshoot*, equivalentes a 8,37% e 5,41% (mudanças de *set point* positivas).

Com relação à estimação de parâmetros, percebe-se, na Figura 4.21, que o parâmetro a_1 converge para um valor médio de -0,994 e b_0 para um valor médio de 0,0042 (após o instante de 880s). A estimação média de $a_1 = -0,994$ equivale a uma estimação de uma constante de tempo média de 180s e, então, percebe-se que a convergência é próxima dos valores dos parâmetros do modelo G_{T2} para vazão de 40%. Neste caso, apesar de o modelo ARX ter convergido para próximo dos parâmetros da função de transferência de dinâmica lenta, o controlador adaptativo apresentou resposta em malha fechada rápida.

A seguir é apresentado na Figura 4.22 o resultado do ensaio simulado com o CVMG da malha de vazão.

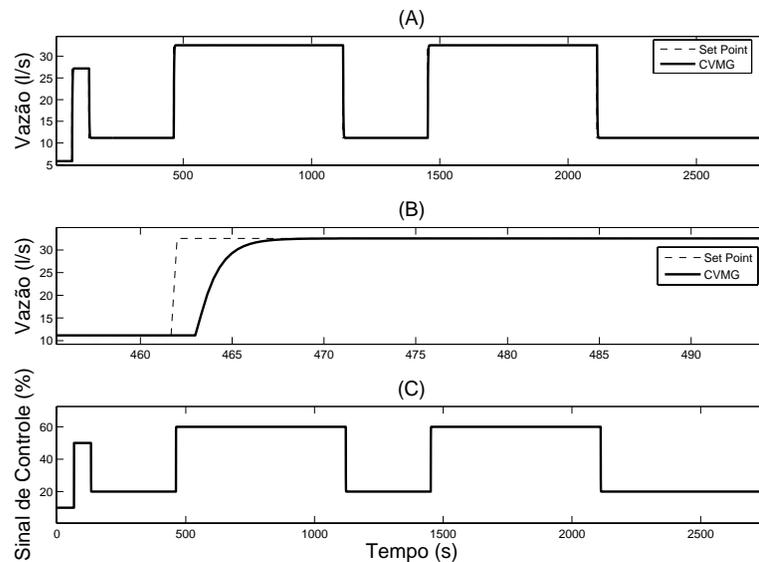


Figura 4.22: Ensaio simulado CVMG malha de vazão, $\beta = 0,975$ e $\lambda = 0,28$. (A) Perfil de vazão, (B) 1ª mudança de referência de 11 para 33 l/s em detalhes e (C) Sinal de controle de vazão.

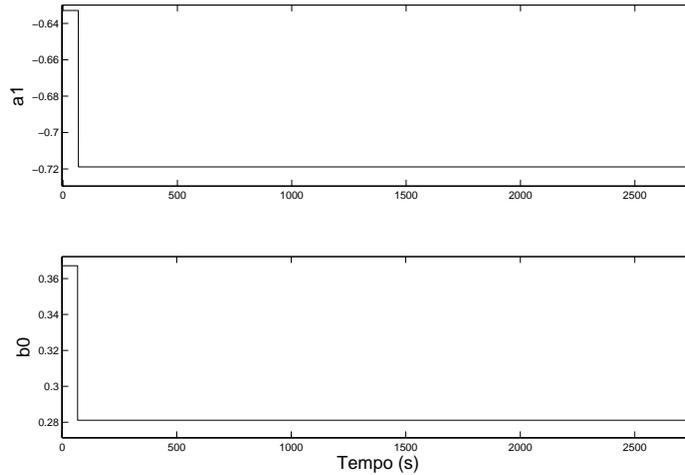


Figura 4.23: Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio simulado - CVMG malha de vazão ($P(k) = 1 \cdot 10^6$).

O CVMG da malha de vazão, além de apresentar uma resposta em malha fechada rápida com $\tau_c = 1,3s$ (valores próximos ao PI de vazão para condição de regulação) para ambas as mudanças de *set point* positivas, não apresenta percentual de *overshoot* (Figura 4.22 (A)). A Figura 4.22 (B) mostra uma ampliação da Figura 4.22 (A) para facilitar a visualização da curva de reação em malha fechada.

Na Figura 4.22 (C) percebe-se um sinal de controle sem ocorrência de saturação (tanto máxima quanto mínima).

A respeito da estimação de parâmetros do CVMG de vazão, Figura 4.23, observa-se que os parâmetros a_1 e b_0 convergem com 5 amostras para os valores esperados do modelo ARX de vazão, ou seja, $a_1 = -0,7189$ e $b_0 = 0,2811$ com $T = 0,33s$.

Ensaio Simulado - Controlador de Variância Mínima Generalizado + Compensação Direta de Perturbação

O CVMG da malha de temperatura com compensação direta é simulado e seus resultados são mostrados a seguir nas figuras 4.24 e 4.25.

Na Figura 4.24 (A), observa-se que o CVMG apresenta o menor percentual de *overshoot* em relação a todos os controladores (PI(D) e CVMG sem compensação) da malha de temperatura, equivalente a percentuais de

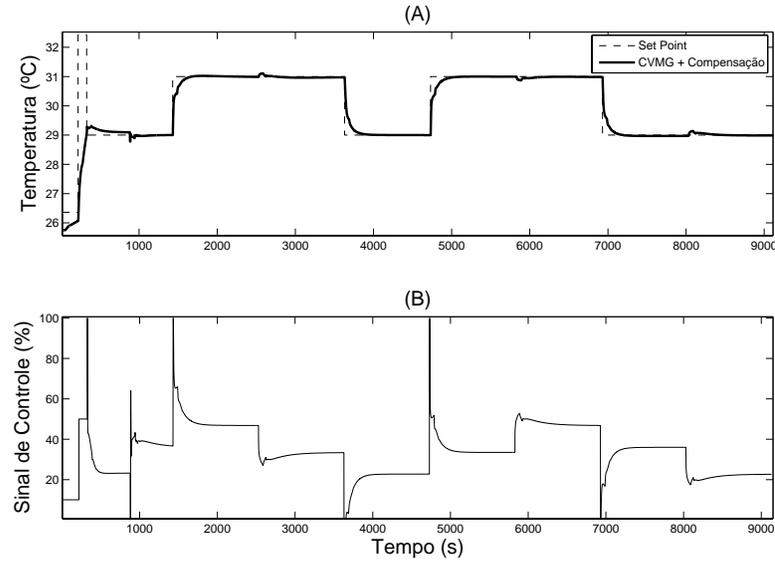


Figura 4.24: Ensaio simulado CVMG malha de temperatura + compensação direta, $\beta = 0,999$ e $\lambda = 0,1$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.

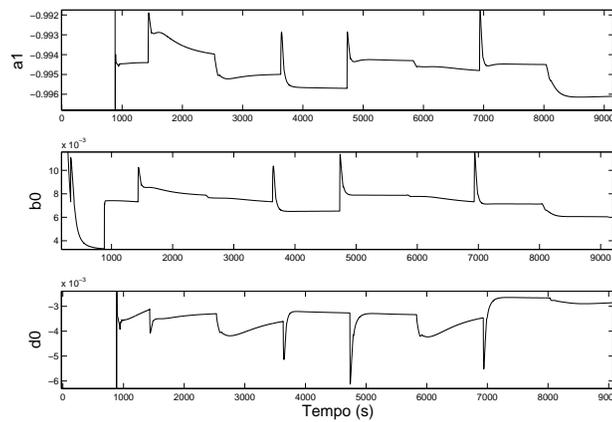


Figura 4.25: Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio simulado - CVMG malha de temperatura + compensação direta ($P(k) = 1 \cdot 10^8$).

1,23 e 0,2% (mudanças de *set point* positivas). As constantes de tempo de malha fechada foram de 16 e 21s para as mudanças de referência positivas.

Com relação aos desvios de temperatura, o CVMG com compensação

direta adaptativa apresentou desvio de temperatura nos instantes de 2500 e 5800s de 0,14 °C. Em termos percentuais, houve uma redução de 46% comparada ao CVMG sem compensação direta. Portanto, conclui-se que o compensador direto adaptativo foi eficaz no sentido de antecipar os efeitos de perturbação reduzindo os desvios de temperatura do *set point* de 31 °C.

A estimação dos parâmetros a_1 , b_0 e d_0 podem ser observadas na Figura 4.25. O parâmetro a_1 converge para um valor médio de -0,994 (assim como no ensaio do CVMG sem compensação direta) e b_0 para 0,0074. O coeficiente do modelo de perturbação converge para um valor médio de -0,0034.

A Figura 4.26 apresenta o sinal de controle proveniente da compensação direta de perturbação adaptativa. Nota-se que a dinâmica (perfil do sinal) do compensador adaptativo é diferente do sinal proveniente da compensação direta clássica (Figura 4.24), que ocorre devido à adaptação contínua do coeficiente do modelo de perturbação d_0 , que também adapta continuamente o sinal de controle antecipatório.

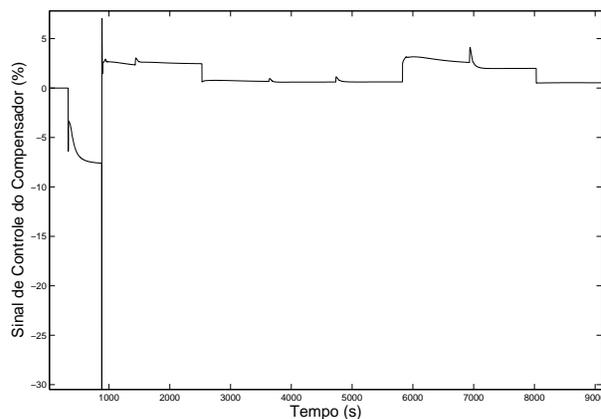


Figura 4.26: Ensaio simulado com os CVMG de temperatura + compensação direta - Sinal de controle do compensador direto adaptativo.

4.7 Comentários

No presente capítulo, foram definidas as especificações de desempenho prioritárias para o projeto do sistema de controle do SCVT. Além da estratégia de controle clássico (PI(D)), foram apresentadas as estratégias de controle

avanzado, em particular, o controle antecipatório (clássico e adaptativo) e a estratégia de controle de variância mínima generalizada.

Detalhes de implementação prática do sistema de controle e as peculiaridades de cada algoritmo são descritas. Por fim, discute-se os resultados simulados de cada algoritmo de controle que foi proposto para a planta piloto.

Análise dos Resultados Experimentais

5.1 Introdução

Nesse capítulo são apresentadas as investigações experimentais dos algoritmos de controle PI(D), PI(D) + Compensação Direta e Variância Mínima Generalizado sem e com Compensação Direta.

Os índices de desempenho utilizados - IEQ, IEA, IEAT e variância da variável controlada e manipulada, além do percentual de *overshoot* - para se ter um panorama do geral do desempenho do sistema em malha fechada-, considerando cada controlador, também são apresentados. Importante ressaltar que os patamares (janela de dados) P1 e P2 variam para cada índice de desempenho, em que tais valores podem ser esclarecidos na Seção 5.5.

5.2 Ensaio Experimentais com Controladores PI(D) - Estruturas Preliminares

Os primeiros experimentos realizados no SCVT foram com controladores PI projetados para condição de regulação. O objetivo desses primeiros ensaios consistia em investigar a capacidade que o sistema em malha fechada tem de rejeitar perturbações de vazão e temperatura em diferentes níveis e, ao mesmo tempo, seguir o perfil de referência (idêntico ao dos ensaios simulados - Apêndice A) de forma rápida e com pouco *overshoot*. Posteriormente, são investigados os controladores PI(D) com condição de servomecanismo

(dessintonizados em relação ao projeto de regulação). Em tais experimentos, também é avaliado o desempenho de cada controlador para seguir o perfil de referência, não obstante, também será avaliada a capacidade regulatória do sistema de controle na presença das perturbações reais da planta piloto.

5.2.1 Controladores PI

Especificação de Regulação

O ensaio a ser apresentado a seguir é o da malha de temperatura com o controlador PI especificado para condição de regulação. Neste caso, as respostas simulada e real desse controlador são superpostas para esclarecer comparação e podem ser visualizadas na Figura 5.1.

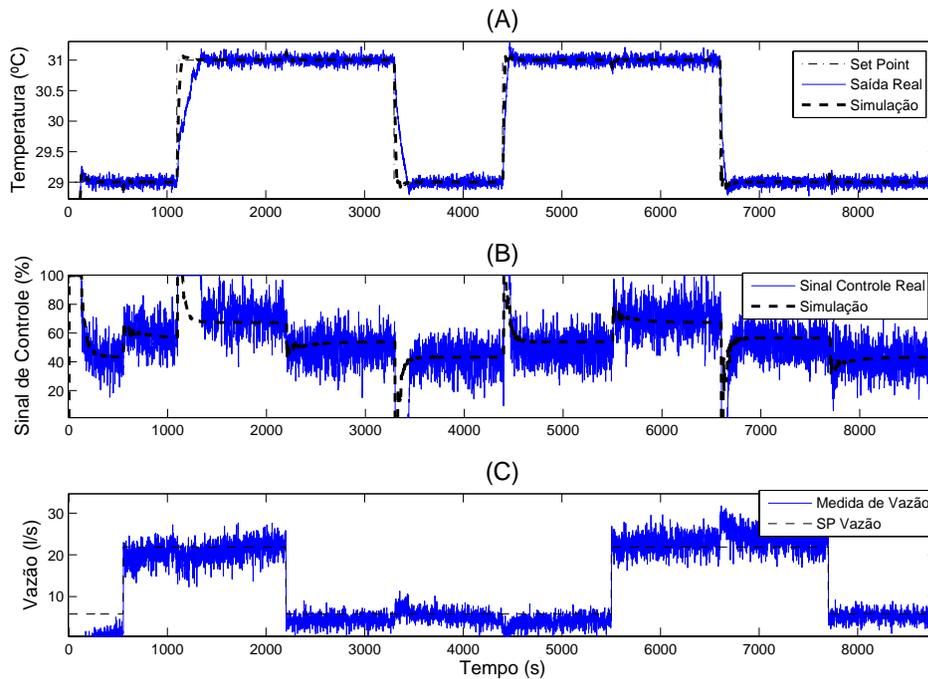


Figura 5.1: Ensaio experimental e simulado com controlador PI de temperatura regulação - $K_c = 24$ e $T_i = 20$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Perturbação de vazão.

Ao analisar a Figura 5.1 (A) é possível notar visualmente que na 1ª mudança de referência (1100 a 3300s), o tempo de subida apresentado pelo

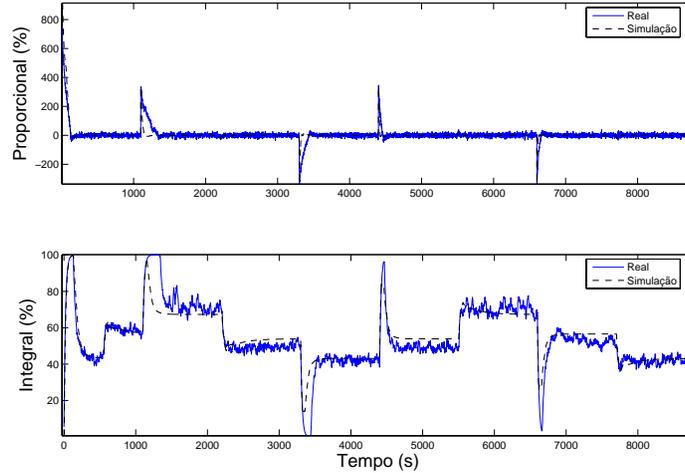


Figura 5.2: Ações de controle proporcional e integral do ensaio experimental e simulado - Controlador PI de temperatura (regulação).

experimento real é diferente do apresentado pela simulação, isto é, a constante de tempo do experimento real equivale a $\tau_{c_{real}} = 94s$ e $\tau_{c_{simulado}} = 17s$. Essa diferença entre os tempos de subida deve-se, principalmente, pelo fato da planta piloto ficar em malha aberta durante aproximadamente 200s na 1ª mudança, bem como a dinâmica do atuador (que é não-linear) não é considerada na simulação (não foi realizada a modelagem da dinâmica do atuador).

Interessante notar que, na segunda mudança de referência (4400 a 6600s), o tempo de subida é mais rápido ($\tau_{c_{real}} = 27s$ comparando com a 1ª mudança). Desta forma, observa-se que o sinal de controle (Figura 5.1 (B)) sobe rapidamente e fica na região de saturação máxima durante 120s.

Analisando a capacidade rejeição de perturbação do sistema em malha fechada, percebe-se que o controlador foi capaz de rejeitar as perturbações de diminuição e aumento de vazão nas regiões estacionárias dos *set points* de temperatura de 31 °C, denominadas de patamar P1 (2200s) e P2 (5500s) para os experimentos PI(D) de temperatura. Em P1, o desvio de temperatura foi de 0,28 °C e, em P2, foi de 0,33 °C. A perturbação de vazão pode ser observada na Figura 5.1 (C).

Entretanto, nota-se visualmente na Figura 5.1 (B), uma variabilidade elevada na variável manipulada, equivalente a 10% (a métrica utilizada para o cálculo da variância do sinal de controle é apresentada na seção 5.5) devido

ao ganho proporcional ser elevado ($K_c = 24$), o que em termos práticos é indesejável. Mesmo com o elemento final de controle da malha de temperatura sendo do tipo estático, isto é, o chaveamento do atuador é feito por comando eletrônico, é interessante que a variabilidade do sinal de controle seja reduzida.

Pode-se notar pelos gráficos do experimento real e simulado de ambas as figuras (5.1 e 5.2), que o simulador consegue validar o experimento real. Entretanto, existem diferenças entre ambos (tempo de subida, *overshoot* e desvio de temperatura) devido a desconsideração da dinâmica do atuador e do ruído de medição no simulador.

Investiga-se a seguir a resposta em malha fechada do experimento real da malha de vazão, também com controlador PI na condição de regulação. As figuras 5.3 (A), (B) e (C) e 5.4 mostram, respectivamente, as variações de vazão, sinal de controle, perturbação de temperatura e as ações de controle individuais (proporcional e integral).

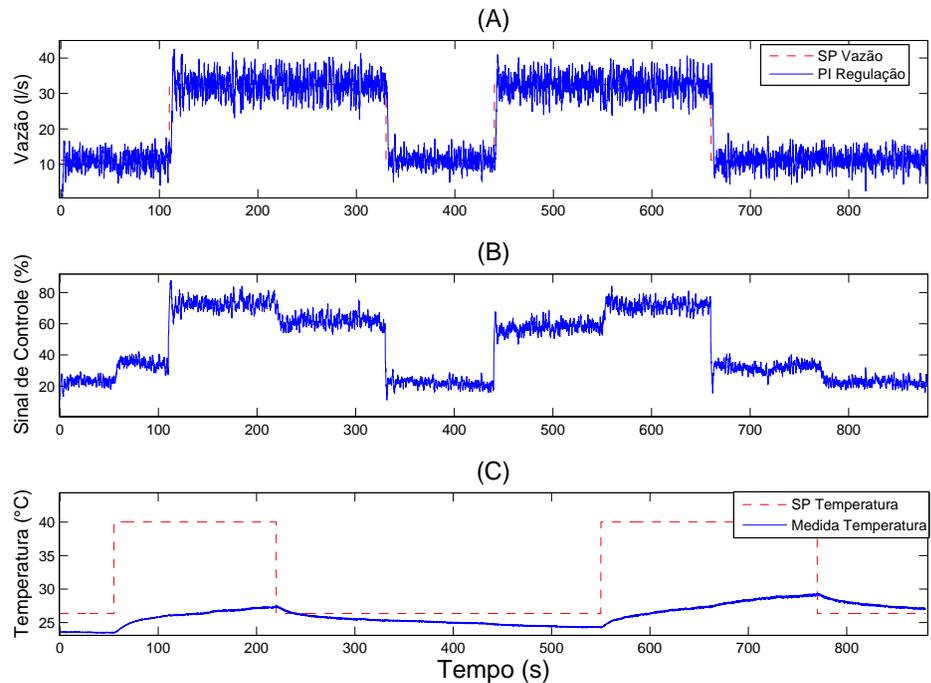


Figura 5.3: Ensaio experimental com o controlador PI de vazão (regulação) - $K_c = 0,5$ e $T_i = 1$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Perturbação de temperatura.

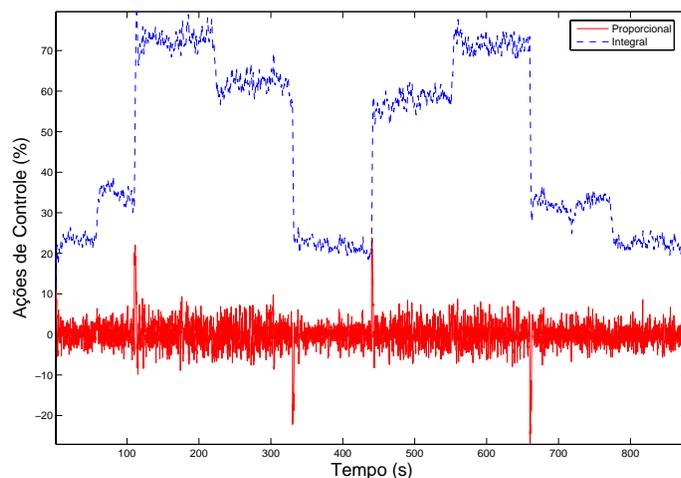


Figura 5.4: Ações de controle proporcional e integral do ensaio experimental - Controlador PI de vazão (regulação).

Analisando a resposta em malha fechada do perfil de vazão apresentado na Figura 5.3 (A), as constantes de tempo foram de 1,6 e 1,1s (para as mudanças de *set point* positivas). Apesar de a resposta em malha fechada ser rápida (constantes de tempo próximas as de malha aberta), ocorreram *overshoots* elevados de 43 e 35%. Entretanto, percebe-se visualmente que o controlador foi capaz de rejeitar as perturbações de temperatura mostradas na Figura 5.3 (C), para o degrau de 100 para 10% em P1 e de 10 para 100% em P2, observando que ocorreram desvios quase imperceptíveis na variável controlada. Importante observar que os patamares P1 e P2 são diferentes para os experimentos PI de vazão, equivalentes a 220 e 550s, respectivamente.

A contribuição do controlador para a compensação de variação de temperatura do ar em P1 e P2 pode ser vista pela Figura 5.4, em que se percebe variações (redução em P1 e aumento em P2) da ação integral quando há o efeito de perturbação de diminuição (P1) e aumento (P2) de temperatura.

Na Figura 5.3 (B), observa-se um sinal de controle com variações bruscas nas variações de *set point* positivas sem ocorrência de saturação. A variância do sinal de controle no patamar P1 foi de 3,45% e, em P2, de 3,29%.

Especificação de Servomecanismo

Nessa seção são analisados os comportamentos em malha fechada do controlador PI com característica de controle para servomecanismo. A investigação do experimento utilizando controlador PI para servomecanismo é feita na malha de temperatura, em que o resultado é ilustrado nas figuras 5.5 e 5.6. O sinal de perturbação de vazão foi omitido nesta figura, devido este sinal ser idêntico ao apresentado na Figura 5.1 (C).

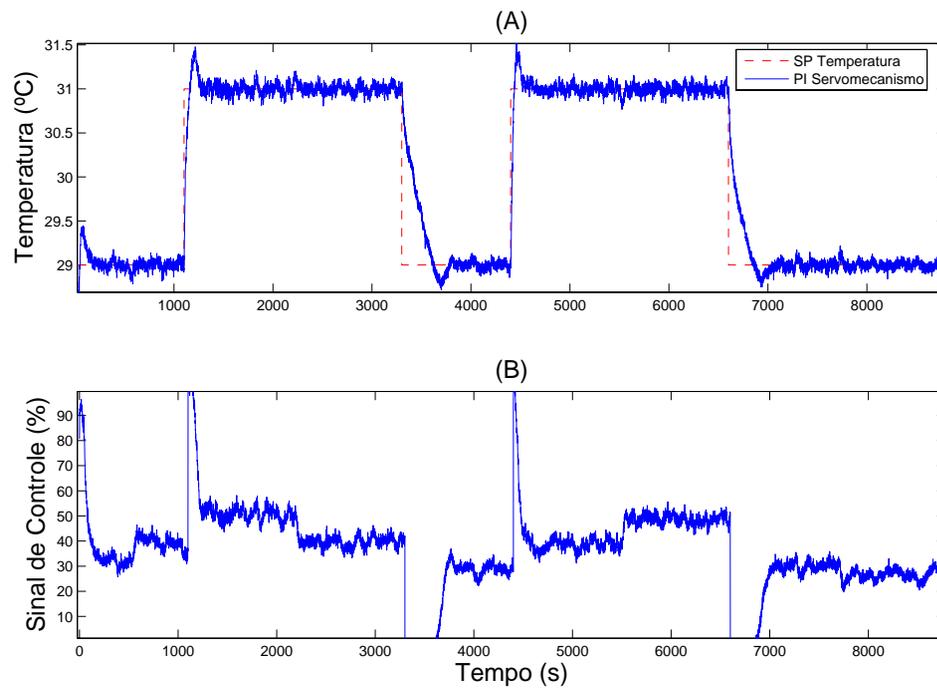


Figura 5.5: Ensaio experimental com o controlador PI de temperatura (servomecanismo) - $K_c = 5$ e $T_i = 20$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.

Nesse experimento, as constantes de tempo apresentadas nas duas mudanças de *set point* positivas foram de 21 e 19s (Figura 5.5 (A)). Os percentuais de *overshoots* obtidos foram maiores (23 e 28%) em relação ao experimento com o controlador PI projetado para regulação.

Em termos de capacidade de rejeitar as perturbações de vazão, percebe-se que essa capacidade foi reduzida com a dessintonia do controlador. Assim, o desvio de temperatura mais acentuado ocorre em P1, equivalente a 0,31 °C e,

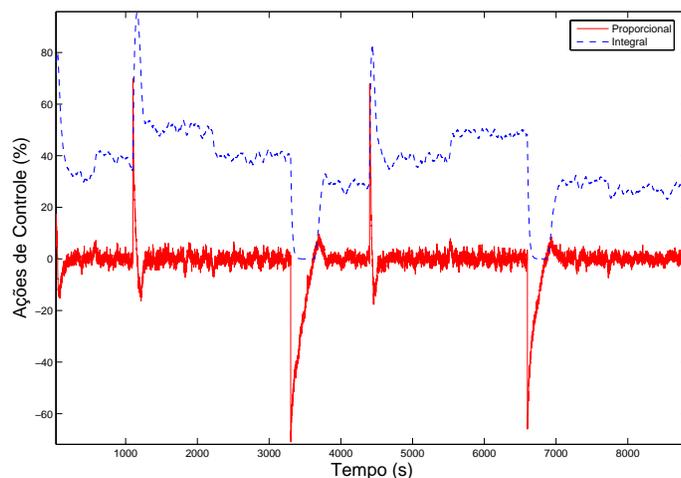


Figura 5.6: Ações de controle proporcional e integral do ensaio experimental - Controlador PI de temperatura (servomecanismo).

em P2, o mesmo valor de desvio de temperatura apresentado no experimento com o controlador PI na condição de regulação, consistente em $0,33\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Apesar de o desvio de temperatura no patamar P1 ter aumentado e os percentuais de *overshoot* também (em relação ao PI regulação), nota-se visualmente na Figura 5.5 (B), que a especificação de servomecanismo reduziu significativamente a variabilidade da variável manipulada. Em termos percentuais, a redução foi de 77% em P1 e, em P2, de 81%.

Analisando a Figura 5.5 (B), percebe-se um sinal de controle rápido na subida e descida nas variações de *set point* de temperatura de 29 para 31°C . Na 1ª variação de *set point*, o sinal de controle fica saturado no valor máximo (100%) durante um intervalo de 50s e, na 2ª variação, durante um intervalo de 20s. Na Figura 5.6, nota-se também que o projeto para servomecanismo apresenta uma redução das ações de controle proporcional e integral (o que já era esperado devido a dessintonia em relação ao projeto de regulação).

Conclui-se que o projeto de controlador PI baseado na condição para servomecanismo apresenta um desempenho melhor em relação ao projeto baseado na condição de regulação pelo fato de se ter reduzido a significativamente a variabilidade do sinal de controle de temperatura e, ainda assim, ter apresentado pouca perda na capacidade regulatória (aumento de desvio de temperatura somente no patamar P1).

O experimento realizado na malha de vazão em função do controlador PI com especificação de servomecanismo, pode ser visualizado nas figuras 5.7 e 5.8. O sinal de perturbação de temperatura foi omitido nesta figura devido este sinal ser idêntico ao apresentado na Figura 5.3 (C).

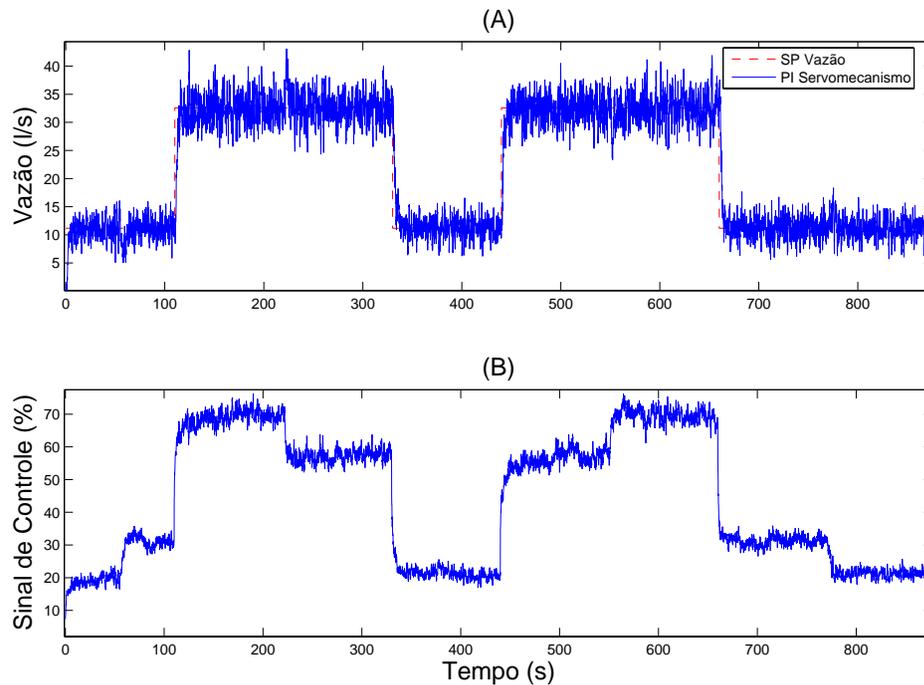


Figura 5.7: Ensaio experimental com o controlador PI de vazão (servomecanismo) - $K_c = 0,33$ e $T_i = 1$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão.

O mencionado experimento apresenta constantes de tempo de malha fechada de 1,8 e 1s (semelhantes às do projeto PI de vazão projetado para regulação). Além disso, os percentuais de *overshoots* (para variações de *set point* positivas) foram de 22 e 17%, resultando em redução de 49 e 42% em relação ao PI para condição de regulação.

Entretanto, percebe-se variações maiores na variável controlada nos patamares P1 e P2 quando há presença de perturbação de temperatura (de 100 para 10% e de 10 para 100%) em relação ao PI de regulação. Ao analisar a Figura 5.8, nota-se uma ação integral mais lenta em relação a ação integral do controlador PI de regulação, isto é, com variações mais “suaves” nos

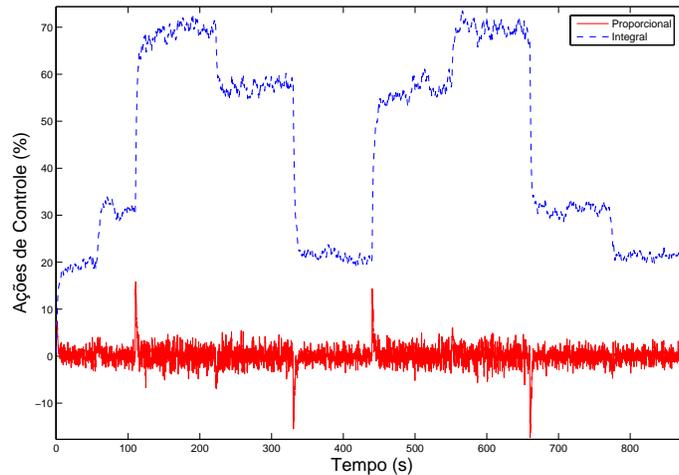


Figura 5.8: Ações de controle proporcional e integral do ensaio experimental - Controlador PI de vazão (servomecanismo).

instantes em que ocorre perturbação de temperatura (220 e 550s).

Na Figura 5.7 (B), observa-se redução da variância do sinal de controle (comparado ao sinal de controle do PI de vazão para regulação), o que em termos percentuais equivale a uma redução de 45% em P1 e 38% em P2. Observa-se também que o sinal de controle é mais lento (“suave”) nas mudanças de *set point* e na presença de perturbação.

Concluindo, o projeto do controlador PI para a malha de vazão com a especificação de servomecanismo apresenta melhor desempenho em relação ao PI de vazão para regulação pelo fato de se ter reduzido a variabilidade da variável manipulada e os percentuais de *overshoots* sem perda de velocidade para seguir referência.

5.2.2 Controlador PID

Especificação de servomecanismo

O resultado do ensaio real com esse controlador pode ser visualizado nas figuras 5.9 e 5.10.

Na Figura 5.9 (A), a resposta em malha fechada do PID na condição de servomecanismo apresentou percentuais de *overshoot* de 11 e 10% nas mudanças de referência positiva (menores que o PI para servomecanismo, o

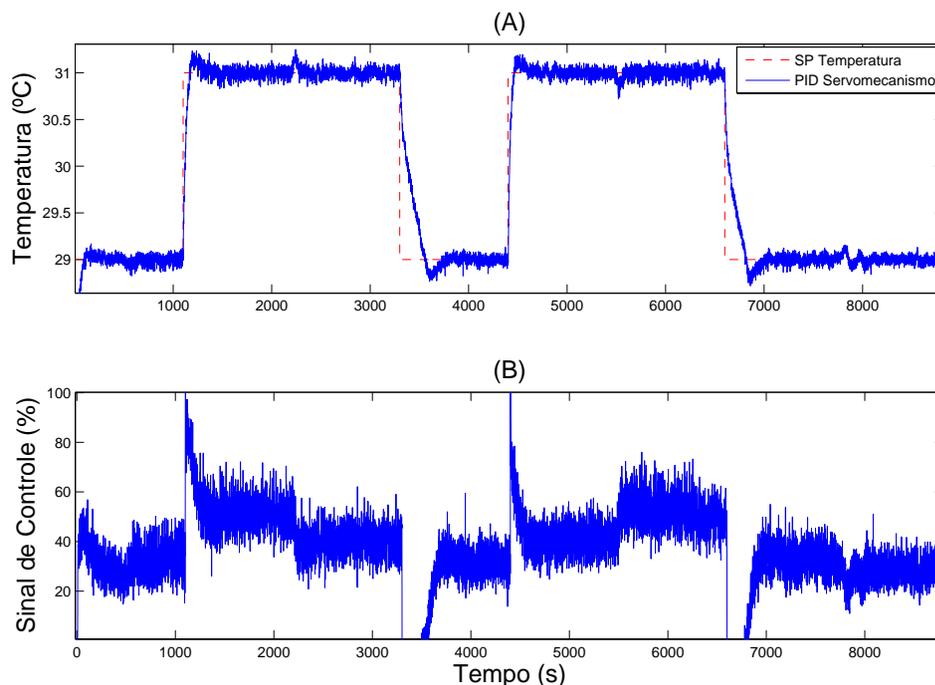


Figura 5.9: Ensaio experimental com o controlador PID de temperatura (servomecanismo) - $K_c = 5$, $T_i = 21$ e $T_d = 10$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.

que já era esperado). As constantes de tempo de malha fechada foram de 27 e 19s (aumento de τ_c em relação ao PI de servomecanismo somente na 1ª mudança positiva). Os desvios de temperatura nos patamares P1 e P2 foram de 0,36 e 0,38 °C, respectivamente.

Apesar de as reduções dos percentuais de *overshoot*, a variância do sinal de controle em P1 foi de 6,59% e, em P2, de 7,55%. Portanto, percebe-se visualmente que o sinal de controle apresentou um aumento significativo na variabilidade da variável manipulada (Figura 5.9 (B)), que em termos percentuais foi de 60% em P1 e de 72% em P2 em relação ao PI de servomecanismo. O aumento de variabilidade ocorre devido ao uso de ação derivativa no controlador realimentado, mesmo esta ação sendo aplicada somente na variável controlada e com a presença de filtro limitador do ganho derivativo. A ação de controle derivativa apresenta um excursionamento de $\pm 7\%$ (Figura 5.10), o que já é suficiente para provocar o aumento indesejável

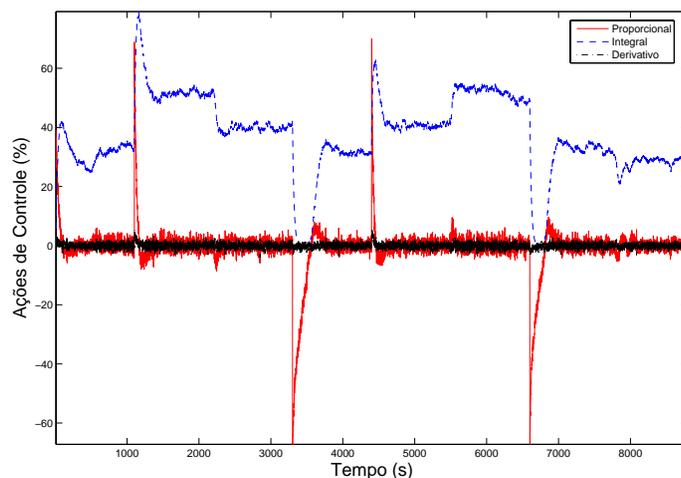


Figura 5.10: Ações de controle proporcional, integral e derivativa do ensaio experimental - Controlador PID de temperatura (servomecanismo).

da variância do sinal de controle.

Conclui-se que o experimento com o controlador PID para servomecanismo apresentou resposta em malha fechada que, apesar de percentuais de *overshoot* menores em relação ao PI com mesma especificação, é impraticável para o SCVT pelo fato de a variável manipulada apresentar alto índice de variância.

5.3 Ensaaios Experimentais com o Sistema de Controle Antecipatório

5.3.1 Malha de Temperatura com Compensação Direta de Perturbação

Os seguintes experimentos reais com os controladores PI(D) projetados para condição de servomecanismo, em conjunto com os compensadores diretos de perturbação (controle antecipatório com parâmetros fixos), foram validados com o objetivo de investigar a capacidade dos controladores antecipatórios em reduzir os efeitos de perturbação de vazão na malha de temperatura.

Controlador PI + Compensação Direta

O experimento real com o controlador PI e compensador direto é apresentado a seguir, cujo perfil de temperatura e sinal de controle (PI + compensação) são apresentados nas figuras 5.11 (A) e (B).

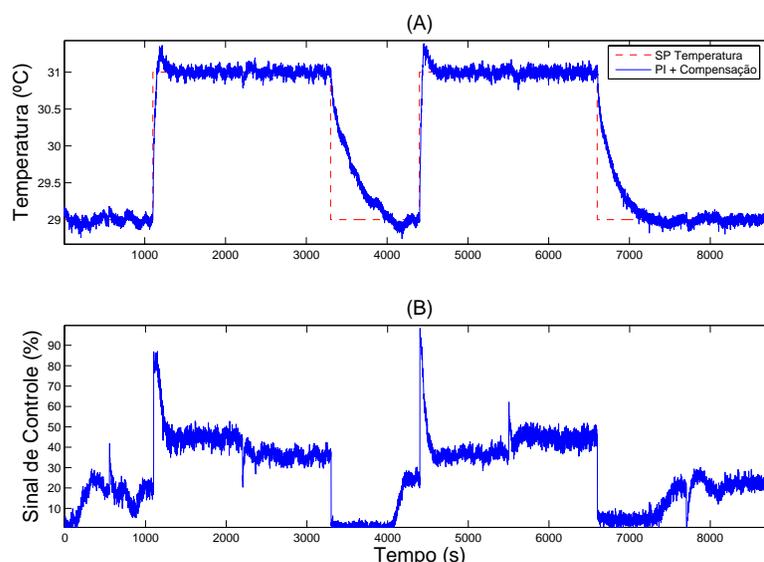


Figura 5.11: Ensaio experimental com o controlador PI de temperatura (servomecanismo) + compensação direta de perturbação. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle (PI + compensador).

A investigação que será focada nesse ensaio, se refere, inicialmente, na Figura 5.11 (A), aos patamares P1 e P2, quando ocorre perturbação de vazão diminuindo (2200s) e aumentando (5500s). Nestes instantes, percebe-se que o sistema em malha fechada, com a contribuição da compensação direta, rejeita as perturbações de vazão presentes. Os desvios de temperatura foram de 0,36 °C em P1 e 0,31 °C em P2. Desta forma, o controle antecipatório apresentou uma redução de 6% (em relação ao PI servomecanismo sem compensação) no desvio de temperatura em P2.

A segunda investigação concerne ao sinal de controle (PI + compensação direta), Figura 5.11 (B). Nota-se nessa figura, que o sinal de controle possui picos mais acentuados (comparando esse sinal de controle com o PI servomecanismo sem compensação - Figura 5.5 (B)), principalmente, no momento em que ocorre a redução de vazão (2200s) e aumento de vazão (5500s) na malha

temperatura. Essa diferença está relacionada com a capacidade que o sinal de controle (PI + compensador) tem de corrigir antecipadamente desvios de temperatura dado o efeito da perturbação, isto é, o sistema de controle agora é capaz de realizar ações corretivas mais rápidas (antecipadas) quando o distúrbio de vazão provoca desvios na temperatura.

As ações de controle antecipatórias resultam da contribuição do perfil do sinal de controle da compensação direta (Figura 5.12) que é somado com o sinal de controle realimentado. Pode-se notar, visualmente, que o sinal de controle do compensador tem um pico de amplitude de 23% pelo fato de este ser um compensador em avanço ($\tau_1 = 260\text{s}$).

Deve ser considerado que este sinal de compensação aumenta a variabilidade do sinal de controle da planta devido à presença de ruído de medição do sensor de vazão. Portanto, um experimento que utilize um sinal de vazão filtrado, para que o sinal de saída do compensador apresente menor variabilidade, foi considerado e será mostrado na sub-seção seguinte.

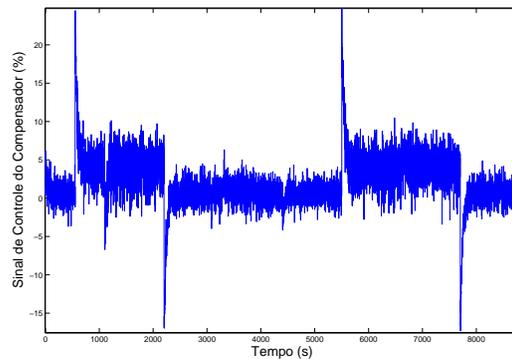


Figura 5.12: Ação de controle do compensador direto do ensaio experimental - $K_f = 0,10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$.

Com o intuito de mostrar de forma detalhada o efeito do sistema de controle antecipatório na malha de temperatura, comparando a diferença entre o controlador PI de servomecanismo sem e com controle antecipatório, as respostas destes dois experimentos são superpostas e ampliadas na Figura 5.13.

Nas figuras 5.13 (C) e (D), observa-se que o controle antecipatório contribuiu para que a ação corretiva do sinal de controle PI mais compensador fosse antecipada na presença da perturbação de vazão. Observa-se também nestas figuras que a contribuição do sinal de controle antecipatório provoca

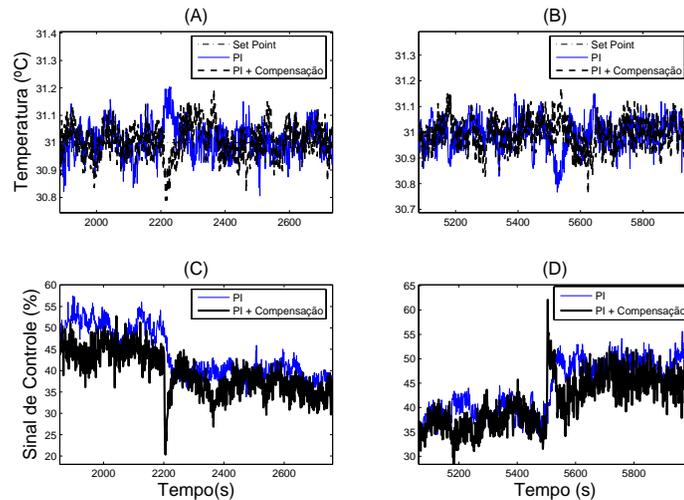


Figura 5.13: Experimento com PI servomecanismo sem e com compensação direta. (A) Rejeição para a redução de vazão (B) Rejeição para o aumento de vazão, (C) e (D) Sinais de controle PI sem e com compensação para a redução e aumento de vazão, respectivamente.

picos no sinal de controle realimentado. No instante de 2200s, em (C), o sinal de controle é reduzido em aproximadamente -16% e no instante de 5500s, em (D), aumentado em 23%.

Na Figura 5.13 (A), a compensação direta foi excessiva, provocando uma redução de temperatura além da necessária (já que neste caso a temperatura aumenta com a diminuição da perturbação de vazão). Na Figura 5.13 (B) observa-se que o compensador foi mais eficaz (em relação à Figura 5.13 (A)), mantendo a temperatura próxima da referência (desvio de 0,31 °C) no instante em que a vazão de ar aumenta de 10 para 40% em 5500s.

Desta forma, fica esclarecido a dificuldade de se ter um compensador eficaz para rejeitar ambos os efeitos de perturbação de vazão, devido ao fato de o controlador antecipatório ter sido projetado por um modelo que melhor se ajusta à condição de aumento de vazão.

Controlador PI + Compensação Direta com Filtro

Neste experimento investiga-se o desempenho do controlador PI (condição de servomecanismo) utilizando compensador direto com seu sinal de entrada filtrado, isto é, a medida de vazão é filtrada por meio de um filtro média

móvel de 10 amostras (em que o referido filtro é mostrado no Capítulo 3). A utilização de um filtro digital no sinal de entrada do compensador direto foi realizada devido à vazão volumétrica de ar ter ruído de medição, o que fez com que o sinal de saída do compensador (antes do sinal de entrada ser filtrado) apresentasse variabilidade de 4% (considerada alta em relação à variabilidade do sinal de controle de temperatura, conforme mostrado na Figura 5.12).

A variabilidade de 4% do sinal de saída do compensador provocou um aumento na variabilidade do sinal de controle da planta em 130% em relação ao PI com compensador sem filtro no patamar P2, o que é indesejável. Portanto, investiga-se a seguir uma possível redução na variância do sinal de controle (PI + compensador direto) com o uso de filtro na medida de vazão volumétrica de ar.

O perfil de temperatura e sinal de controle (PI servomecanismo + compensação direta com filtro) são apresentados nas figuras 5.14 (A) e (B).

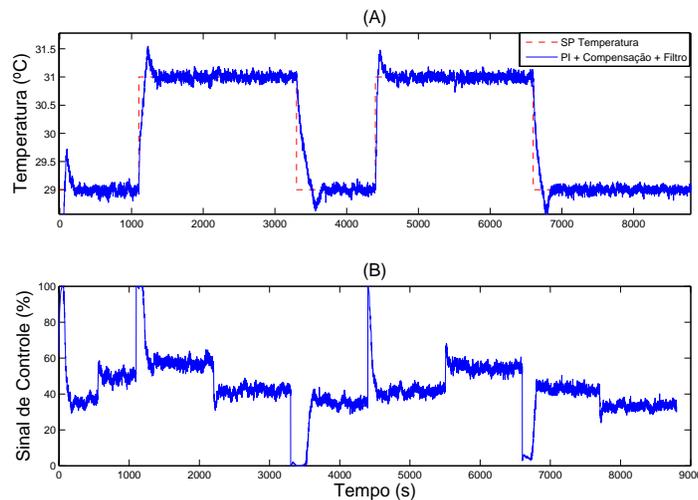


Figura 5.14: Ensaio experimental com o controlador PI de temperatura (servomecanismo) + compensação direta de perturbação com filtro. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle (PI + compensador com filtro).

A Figura 5.14 (A), mostra que o experimento apresentou índices de *overshoots* altos em relação ao PI servomecanismo com compensador sem filtro (25,94 e 22,15% nas mudanças de *set point* positivas). Nos momentos de incidência de perturbação de vazão (diminuindo e aumentando), os desvios

de temperatura foram $0,29\text{ }^{\circ}\text{C}$ para P1 e $0,40\text{ }^{\circ}\text{C}$ para P2.

O desvio de temperatura apresentado em P1 (Figura 5.15 (A)) foi menor em relação ao PI com compensador sem filtro, pelo fato de a amplitude do sinal de controle do compensador filtrado ter sido reduzida no instante de 2200s (em consequência do uso de filtro). Neste caso, o valor percentual da amplitude do sinal de compensação em 2200s equivale a $-11,5\%$ contra -16% do compensador sem filtro (Figura 5.15 (C)).

No instante em que a perturbação de vazão aumenta (5500s), ocorre também redução na amplitude do sinal do compensador com filtro, neste caso, a amplitude equivale a 15% contra 23% do compensador sem filtro (Figura 5.15 (D)). Portanto, a redução do sinal de compensação em 5500s fez com que a ação antecipatória à perturbação de vazão fosse menos eficaz em relação ao experimento sem utilização de filtro (considerando também o instante de 5500s), pelo fato de o desvio de temperatura ter aumentado de $0,31$ (compensador sem filtro) para $0,40\text{ }^{\circ}\text{C}$ (compensador com filtro), conforme mostra a Figura 5.15 (B).

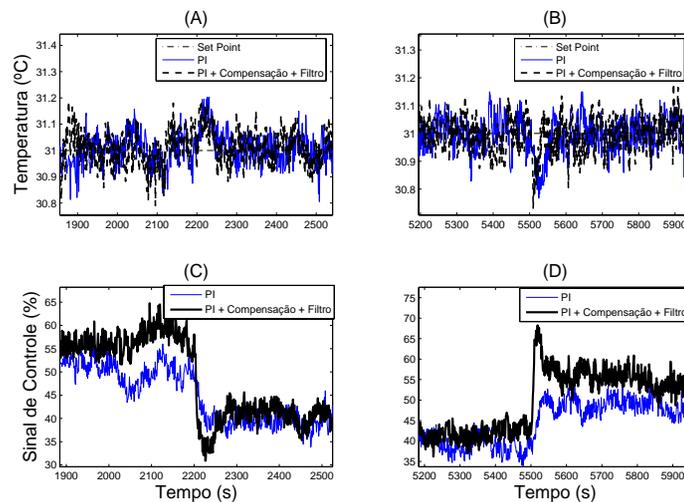


Figura 5.15: Experimento com PI servomecanismo sem e com compensação com filtro. (A) Rejeição para a redução de vazão (B) Rejeição para o aumento de vazão, (C) e (D) Sinais de controle PI sem e com compensação com filtro para a redução e aumento de vazão, respectivamente.

O principal benefício apresentado com a utilização do filtro no sinal de entrada do compensador está relacionado com a redução da variância do

signal de controle de temperatura (PI + compensador com filtro) em ambos os patamares, principalmente, em P2 (redução de 52% com base nos valores que serão apresentados na Tabela 5.1). Essa redução se justifica pelo fato de o sinal do compensador filtrado (Figura 5.16) ter uma variância menor (equivalente a 3%) em relação ao compensador sem filtro (variância igual a 4%). Assim, a soma dos sinais de controle (PI + compensador direto com filtro) resulta em um sinal com menor variabilidade (2,49% em P1 e 2,27% em P2) em relação ao sinal de controle do experimento PI servomecanismo com compensador sem filtro.

O perfil do sinal de controle da compensação direta, em que o seu sinal de entrada é filtrado, está ilustrado na Figura 5.16.

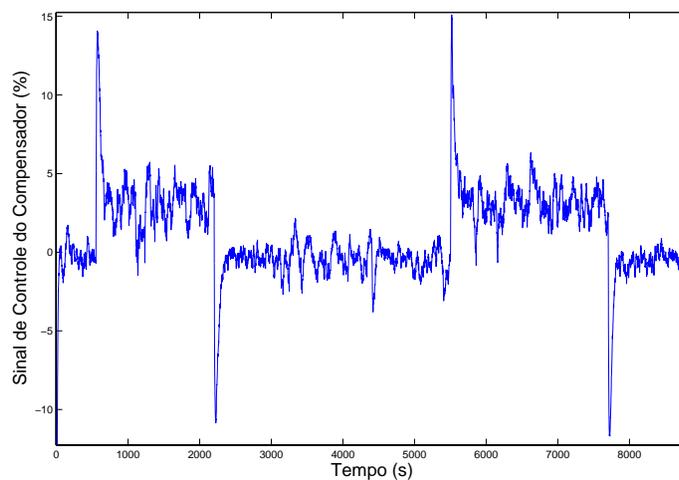


Figura 5.16: Ação de controle do compensador direto com filtro no sinal de entrada (medida de vazão) - Ensaio experimental - $K_f = 0,10$, $\tau_1 = 260$ e $\tau_2 = 40$.

Percebe-se nessa figura uma redução substancial de 25% da variância do sinal de controle antecipatório em relação ao sinal de controle do compensador (sem filtro) mostrado na (Figura 5.12).

Controlador PID + Compensação Direta

Apesar de o controlador PID para servomecanismo não ter apresentado bom desempenho em relação à variabilidade da variável manipulada, investiga-se

o desempenho deste controlador em conjunto com o controle antecipatório. O ensaio foi realizado com o objetivo de analisar se o sistema em malha fechada apresentaria uma redução de desvio de temperatura maior que o PID de servomecanismo.

O perfil de temperatura e o sinal de controle (PID + compensador direto) podem ser visualizados na Figura 5.17.

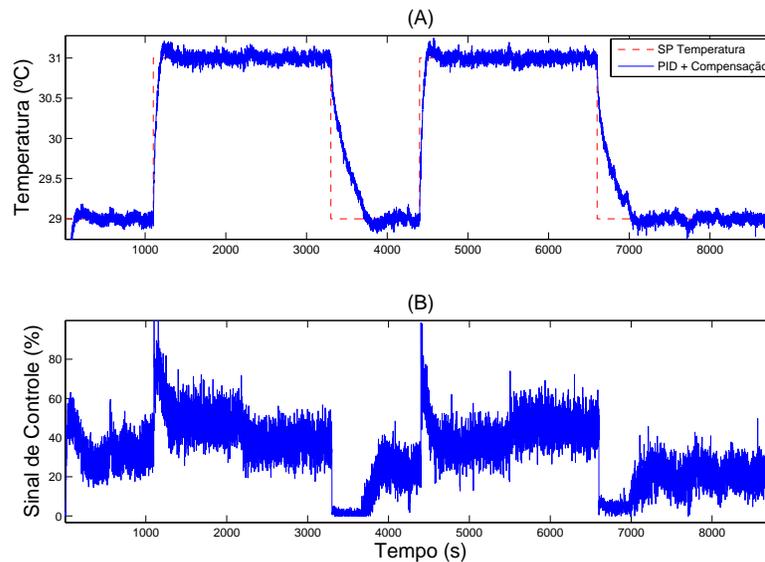


Figura 5.17: Ensaio experimental com o controlador PID de temperatura (servomecanismo) + compensação direta de perturbação. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle (controlador PID + compensador).

Na Figura 5.17 (A), os desvios de temperatura do experimento PID de servomecanismo com controle antecipatório (em relação ao PID servomecanismo sem compensador), foram menores em ambos os patamares, equivalentes a 0,34 e 0,35 °C contra 0,36 e 0,38 °C.

Conclui-se que apesar de a resposta em malha fechada ter aumentando a rejeição de perturbação em relação ao PID sem compensador, o experimento com o PID e controle antecipatório apresentou desempenho não satisfatório devido ao sinal de controle da planta apresentar variabilidade elevada (equivalente a 7,84% em P1 e 8,32% em P2).

Em termos de aplicação prática o controle PID em conjunto com o controle antecipatório ainda é inviável pelo fato de a variância do sinal de controle

ser alta. Portanto, foi realizado um experimento com o controlador PID com o mesmo filtro média móvel utilizado anteriormente, tanto no sinal de entrada do compensador (medida de vazão), bem como na medida de temperatura.

O perfil do sinal de controle da compensação direta do experimento PID com compensação direta foi suprimido devido a este ser muito semelhante ao apresentado para o experimento com PI de servomecanismo com compensador.

Controlador PID + Compensação Direta com Filtro

Neste caso, foi utilizado filtro tanto na variável controlada (temperatura, que é o sinal de entrada da ação derivativa), bem como no sinal de entrada do compensador (medida de vazão). O resultado pode ser visualizado na Figura 5.18.

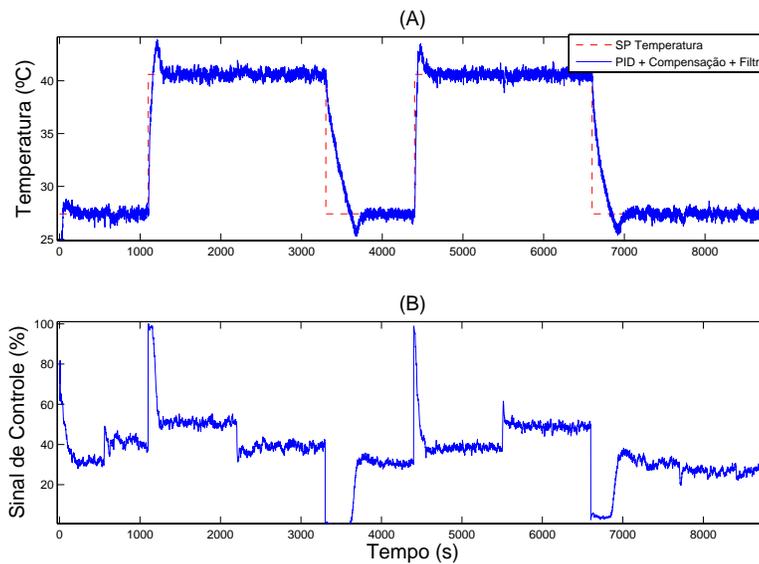


Figura 5.18: Ensaio experimental com o controlador PID de temperatura (servomecanismo) + filtro na PV + compensação direta de perturbação com filtro. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle (PID + compensador com filtro).

Apesar de este experimento ter apresentado índices de *overshoots* considerados altos (22,75 e 21,77%), percebe-se visualmente na Figura 5.18 (B) que a variância do sinal de controle de temperatura foi reduzida severamente

em relação a variância dos sinais de controle dos experimentos PID servomecanismo (Figura 5.9 (B)) e PID de servomecanismo com compensação direta sem filtro (Figura 5.17 (B)). Em termos numéricos, a variância do sinal de controle PID com controle antecipatório (com filtro na PV e vazão) foi reduzida de 7,84 para 1,76% em P1 e de 8,32 para 1,56% em P2 (em relação ao PID com controle antecipatório sem filtro).

O desvio de temperatura no instante de 2200s foi de 0,28 °C e para o instante de 5500s equivalente a 0,37 °C.

Por apresentar um perfil semelhante ao do sinal de controle da compensação direta apresentado na Figura 5.16, o sinal de controle do compensador direto deste experimento (PID com filtro na PV e sinal de entrada do compensador) foi suprimido.

5.4 Ensaios Experimentais com os Controladores Adaptativos

Os experimentos com os CVMG foram validados a fim de investigar o desempenho destes controladores adaptativos na planta piloto. Em especial, na malha de temperatura, investiga-se o desempenho do controle antecipatório adaptativo, dado que a eficácia do controle antecipatório clássico baseado em modelos dinâmicos é dependente da qualidade do modelo dinâmico da perturbação. Em vista disso, nos casos em que um único modelo não seja capaz de representar as diversas perturbações presentes, um controle adaptativo, neste caso, o CVMG, que utiliza estimação do parâmetro de perturbação de forma on-line, foi considerado, mesmo com restrição à identificação do modelo da perturbação (conforme Seção 3.4.2).

5.4.1 Controlador de Variância Mínima Generalizado

A seguir serão apresentados os ensaios experimentais com esse controlador e os comentários referentes aos resultados obtidos.

CVMG sem Compensação Direta de Perturbação

As respostas do experimento real e simulação do CVMG (sem compensação direta adaptativa) são superpostas e podem ser visualizadas nas figuras 5.19 e 5.20.

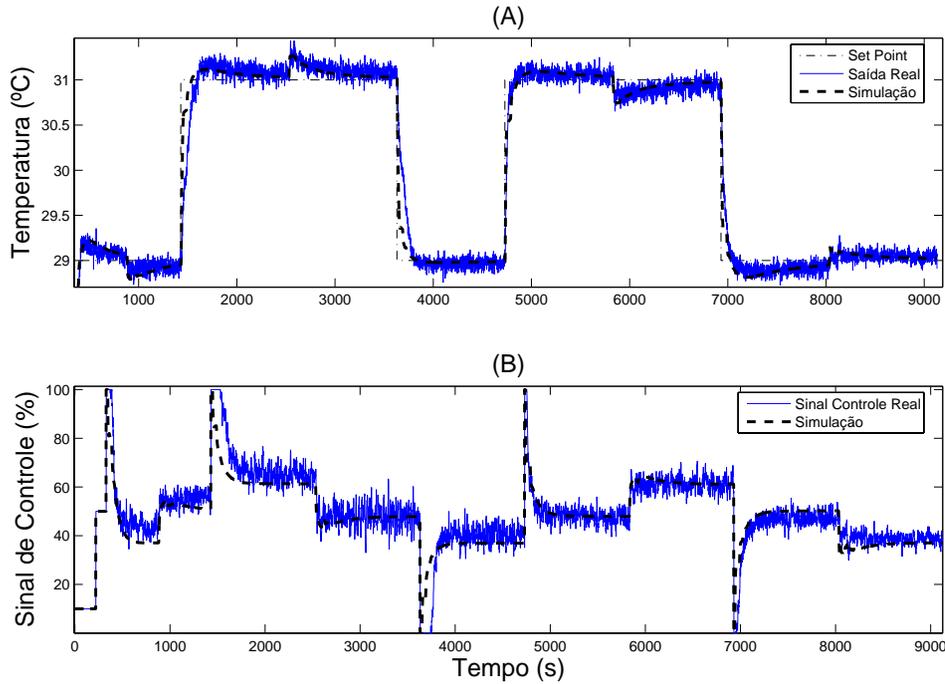


Figura 5.19: Ensaio experimental e simulado com CVMG malha de temperatura - $\beta = 0,999$ e $\lambda = 0,1$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.

À primeira vista, nota-se que a validação do ensaio simulado representou de forma consistente o perfil de temperatura e sinal de controle do experimento real (figuras 5.19 (A) e (B)). Na 1ª modificação de referência (1400s) verifica-se discrepância entre os tempos de subida do ensaio simulado e experimental, em que no experimental, o valor de $\tau_c = 68s$ é maior devido a saturação (máxima) do sinal de controle em 100% (Figura 5.19 (B)). A saturação, neste caso, faz com que planta fique em malha aberta e reduz-se a velocidade de resposta. Nota-se que, na 2ª variação de referência positiva (4700s) (Figura 5.19 (A)) os tempos de subida são próximos, equivalente a 15s (simulação) e 22s (real).

Com relação à rejeição de perturbação, observa-se que ocorreram desvios mais acentuados que em todos os outros controladores da malha de temperatura, equivalentes a 0,44 °C em P1 e 0,50 °C em P2. Esses desvios de temperatura fazem com que a variável controlada apresente um longo tempo

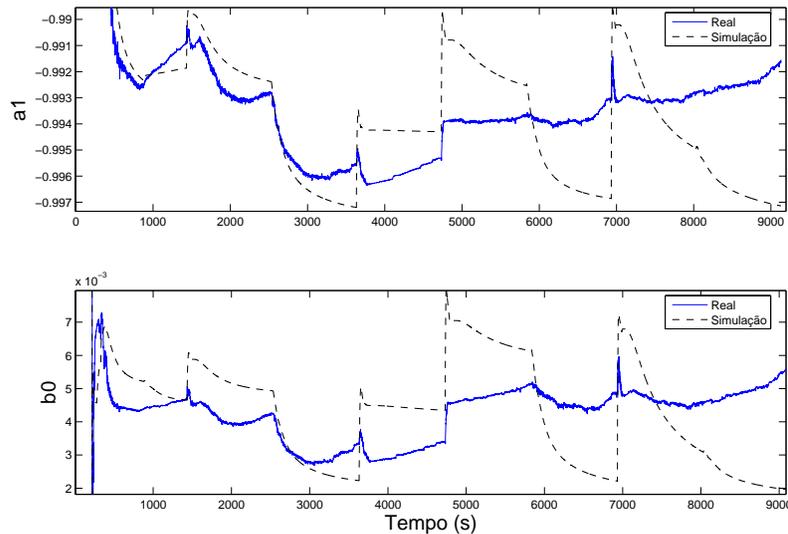


Figura 5.20: Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio experimental e simulado - CVMG malha de temperatura ($P(k) = 1 \cdot 10^6$).

de assentamento (dado à perturbação), equivalente a 230s em P1 e P2.

Analisando a estimação dos parâmetros a_1 e b_0 (Figura 5.20), percebe-se que o parâmetro a_1 converge para um valor médio de -0,9936, equivalente à estimação de uma constante de tempo média de 170s. O ganho médio estimado (b_0) equivale a 0,0042. Portanto, nota-se que a convergência dos parâmetros para experimento real e simulação foram semelhantes (em termos de valores médios dos parâmetros).

Por fim, analisando o perfil do sinal de controle do CVMG (Figura 5.19 (B)), na 1ª mudança de *set point*, o sinal fica saturado em 100% durante 95s e, na 2ª mudança, durante 22s. Visualmente, observa-se que o sinal de controle apresenta variações bruscas nas mudanças de *set point*. Ademais, o sinal de controle apresentou variabilidade de 4,75% em P1 e 2,63% em P2.

O seguinte experimento consiste no CVMG sem compensação direta adaptativa para a malha de vazão, em que as variações de vazão volumétrica de ar e sinal de controle podem ser visualizadas nas figuras 5.21 (A) e (B).

Na Figura 5.21 (B), percebe-se visualmente que o sinal de controle desse experimento apresenta menor variabilidade (0,56% em P1 e 1,17% em P2) em relação ao experimento com o controlador PI para servomecanismo, em

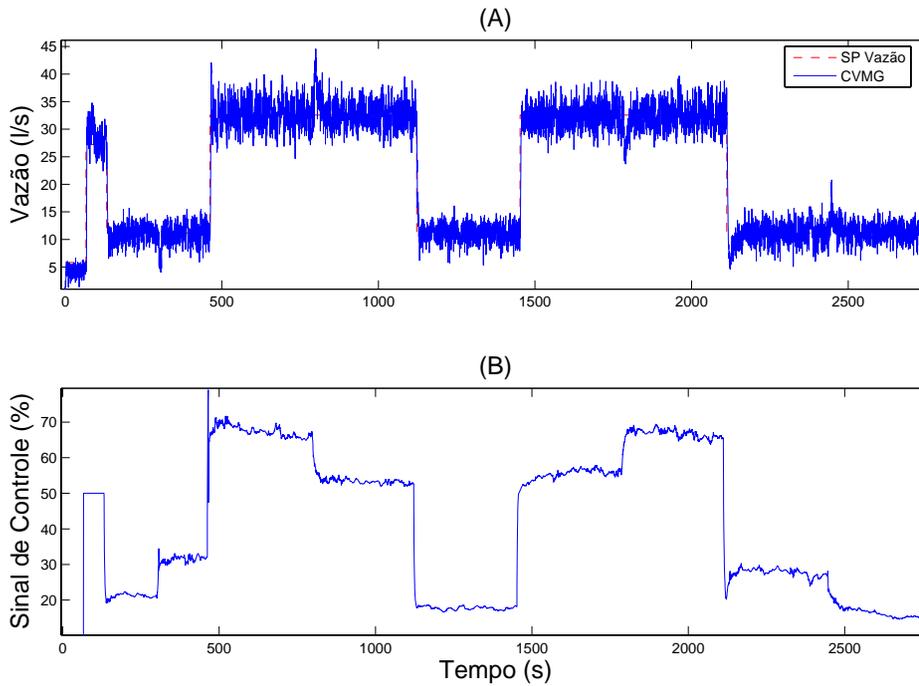


Figura 5.21: Ensaio experimental com CVMG malha de vazão, $\beta = 0,975$ e $\lambda = 0,28$. (A) Perfil de vazão, (B) Sinal de controle de vazão.

que a redução de variabilidade em termos percentuais equivale a uma redução de 71% em P1 e 43% em P2. Apesar de a variância do sinal de controle ser pequena (em relação ao PI servomecanismo), observa-se que a variação deste sinal na 1ª mudança de *set point* é brusca, o que resulta em um *overshoot* de 44%. Para a 2ª mudança, observa-se uma variação mais “suave” do sinal de controle, resultando em um *overshoot* menor de 20%.

As perturbações de temperatura na malha de vazão, tanto de 100 para 10% em 800s, como de 10 para 100% em 1700s, fazem com que a vazão volumétrica de ar apresente desvios de sua referência nesses instantes (800 e 1700s).

Com relação a estimação dos parâmetros a_1 e b_0 (Figura 5.22), observa-se nessa figura que há uma variação significativa desses parâmetros. Para esse ensaio, o valor médio de $a_1 = -0,3464$ e $b_0 = 0,5944$. Tais valores implicam em uma constante de tempo ($\tau_{V_{media}}$) média estimada de 0,35s.

Entretanto, foi realizado um ensaio experimental com fator de esqueci-

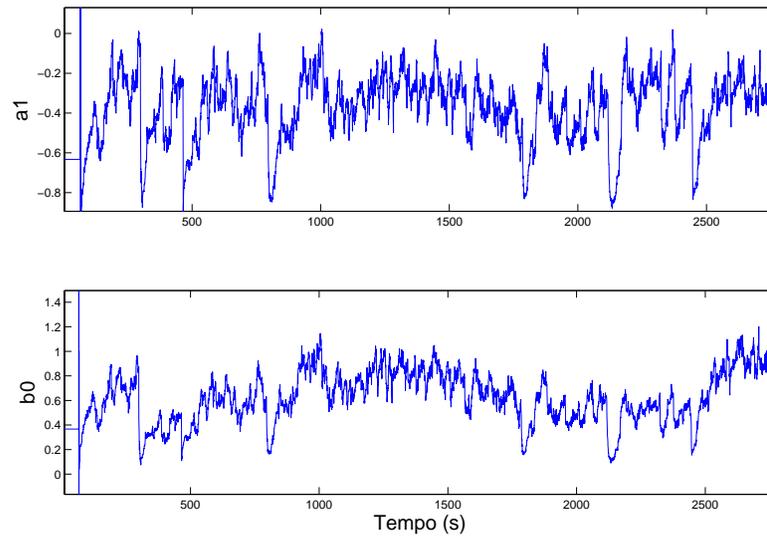


Figura 5.22: Perfil de variação dos parâmetros estimados do ensaio experimental - CVMG malha de vazão ($P(k) = 1 \cdot 10^6$).

mento com JTA de 500 amostras com $\beta = 0,998$. Assim, os valores médios de a_1 e b_0 , foram $-0,7199$ e $0,2756$, respectivamente. Apesar de estes valores médios serem bem próximos dos valores esperados (com base no modelo ARX de vazão com $T = 0,33s$), ocorreram desvios na variável controlada maiores do que os desvios apresentados neste experimento (vide Apêndice B). Assim sendo, apesar de a variação dos parâmetros mostrada na Figura 5.22, foi mantida a estimação de parâmetros com JTA de 40 amostras em virtude da malha fechada apresentar desvios menores na vazão de ar na presença de perturbação de temperatura.

CVMG com Compensação Direta de Perturbação

O ensaio experimental realizado com o CVMG utilizando-se a técnica de compensação direta adaptativa é apresentado a seguir. Preliminarmente, são mostradas nas figuras 5.23 (A) e (B) as variações de temperatura e sinal de controle (simulação e real).

Na Figura 5.23 (A), observa-se a capacidade regulatória do CVMG com compensação direta adaptativa e, verifica-se que, no patamar P1 (2500s) o desvio de temperatura foi de $0,37 \text{ }^\circ\text{C}$ e, em P2 (5800s), de $0,33 \text{ }^\circ\text{C}$. Se for

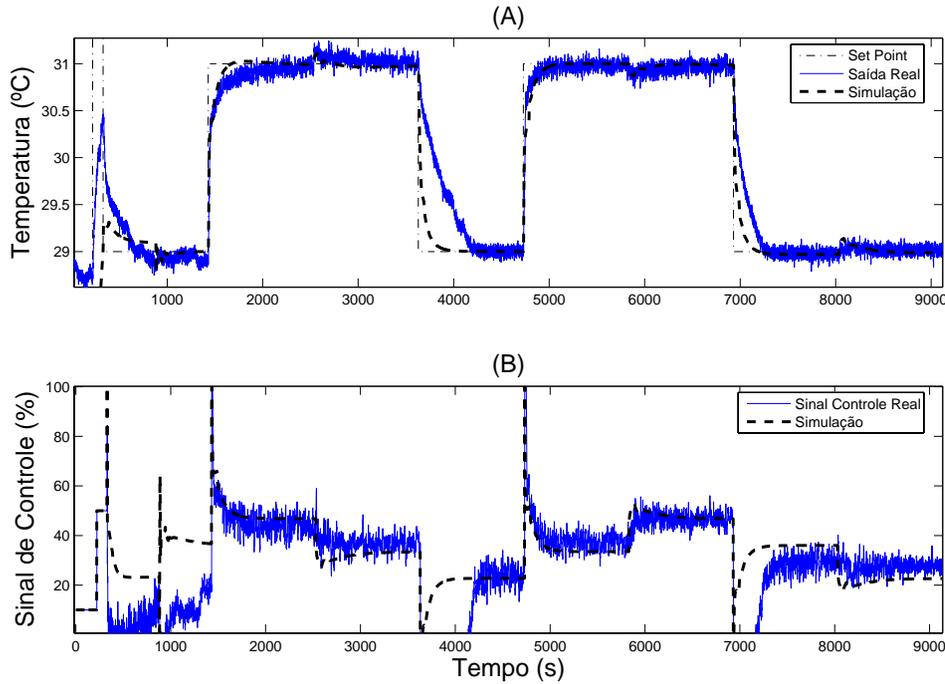


Figura 5.23: Ensaio experimental e simulado com CVMG malha de temperatura com compensação direta, $\beta = 0,999$ e $\lambda = 0,1$. (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura.

comparado com o CVMG sem compensação direta, nota-se que o controle antecipatório adaptativo apresentou redução significativa no desvio de temperatura, equivalente a 16% em P1 e 34% em P2.

Com relação a estimação de parâmetros apresentada na Figura 5.24, a_1 apresenta um valor médio de -0,9946 (constante de tempo média estimada de 200s) e, b_0 , um valor médio de 0,0045. Já o parâmetro referente ao modelo de perturbação (d_0), em termos de valor médio, equivale a 0,0010.

A Figura 5.25 mostra o perfil do sinal de controle antecipatório adaptativo.

Observando a Figura 5.25, nota-se que o perfil do sinal de controle da compensação direta adaptativa apresenta variação de média 7% ao decorrer do experimento. Diferente do compensador com parâmetros fixos (que apresenta variação de $\pm 20\%$), o compensador direto adaptativo não antecipa os efeitos de perturbação de vazão de forma tão eficaz como o compensador clás-

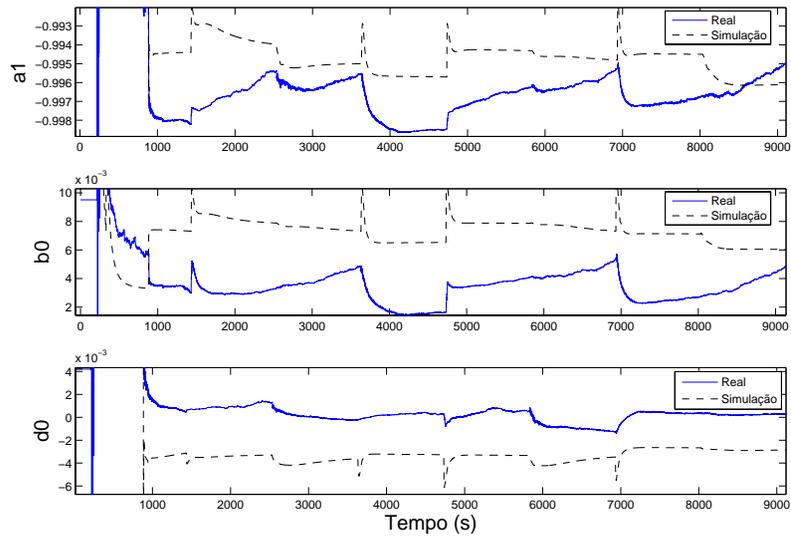


Figura 5.24: Estimação de parâmetros do ensaio experimental e simulado - CVMG malha de temperatura com compensação ($P(k) = 1 \cdot 10^8$)

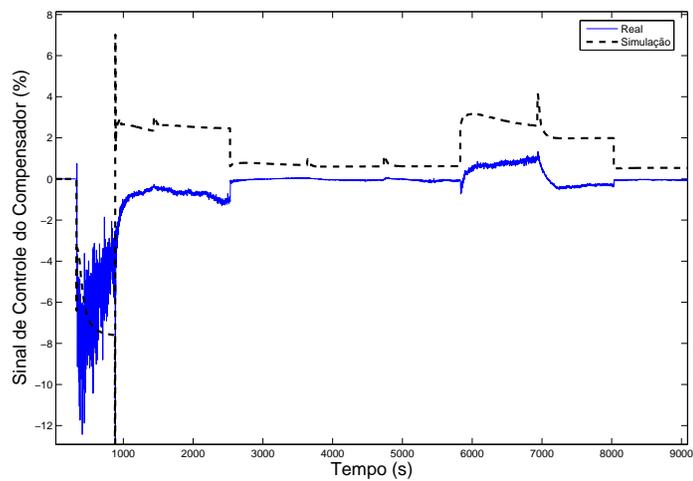


Figura 5.25: Sinal de controle da compensação direta do ensaio experimental e simulado.

sico (PI servomecanismo + compensação clássica - figuras 5.11 (A) e (B)). Entretanto, apresenta a vantagem de que o sinal de controle do compensador

adaptativo não depende de um único modelo, devido à adaptação contínua do parâmetro de perturbação estimado (mesmo com modelo de perturbação restringido a apenas um ganho - d_0 -, conforme mostrado no Capítulo 3) e evitou-se o trabalho de resintonia no momento de implementação prática na planta piloto.

5.5 Análise dos Resultados Experimentais por meio de Índices de Desempenho

Para quantificar em termos numéricos o desempenho de cada algoritmo de controle, foram utilizados índices estatísticos, tais como variância da variável controlada (PV) e manipulada (MV), P.O. (percentual de *overshoot*) para as mudanças de *set point* positivas de ambas as malhas (de 29 para 31°C e de 11,17 para 32,58 l/s), sendo que os valores apresentados são todos percentuais. Os índices baseados na integral do erro são: IEQ (Integral do Erro Quadrático), IEA (Integral do Erro Absoluto) e IEAT (Integral do Erro Absoluto ponderada pelo Tempo).

As janelas de amostras utilizadas para os cálculos da variância da PV, chamados de patamares P1 e P2, foram escolhidas com base na parte estacionária das referências de 31 °C (temperatura) e 32,58 l/s (vazão).

As janelas de amostras de P1 e P2, para o cálculo da variância da MV, foram escolhidas empiricamente. Essas escolhas foram feitas analisando-se visualmente o comportamento da MV para cada algoritmo de controle. Assim, as janelas de amostras foram definidas nos pontos em que o sinal de controle apresentava estado estacionário após as mudanças de *set point* e efeitos de perturbação (tanto de vazão quanto de temperatura). Os tamanhos das janelas de amostras utilizadas para calcular cada índice podem ser visualizados no Apêndice D.

Nessa seção, serão apresentadas somente as tabelas parciais, isto é, com os resultados obtidos somente para os ensaios experimentais apresentados neste capítulo. As tabelas com índices de desempenho dos ensaios experimentais complementares podem ser visualizadas no Apêndice B.

5.5.1 Considerações sobre os Ensaio Experimentais - Malha de Temperatura

Antes de tecer considerações finais a respeito dos resultados dos experimentos reais é necessário apresentar tabela contendo os índices de desempenho calculados. Assim, a Tabela 5.1 apresenta os resultados dos ensaios experimentais com os controladores da malha de temperatura.

Tabela 5.1: Índices de desempenho - Malha de Temperatura (E - Especificação; R - Regulação; S - Servomecanismo; Comp - Compensador; F - Filtro; IEAT x 10⁷)

Algo ritmo	E	P.O.		Var PV			Índices			Var MV	
		P ₁	P ₂	P ₁	P ₂	Total	IEQ	IEA	IEAT	P ₁	P ₂
PI	R	10,35	12,95	0,4091	0,4257	6,94	45184	6163	1,79	10,30	11,05
	S	23,44	28,51	0,4148	0,4071	6,56	26780	6076	2,44	2,42	2,11
PID	S	11,11	10,41	0,3826	0,3869	6,55	20337	5252	2,15	6,59	7,55
PI + Comp	S	17,80	18,16	0,4137	0,4070	6,32	36178	7654	3,43	2,62	4,84
PI + Comp+F	S	25,94	22,15	0,4332	0,4282	6,73	28746	6000	2,13	2,49	2,27
PID + Comp	S	8,88	13,04	0,3916	0,3870	6,46	33000	7120	2,96	7,84	8,32
PID + Comp+F	S	22,75	21,77	0,4088	0,3907	6,55	25861	6029	2,49	1,76	1,56
CVMG		12,88	11,74	0,5232	0,6715	6,81	28088	6976	2,72	4,75	2,63
CVMG + Comp		3,33	4,72	0,5275	0,4173	6,18	35397	8070	3,26	3,15	3,14

Os controladores implementados no SCVT são avaliados e o controlador mais apropriado, específico para cada situação, é escolhido não somente por apresentar bons índices de desempenho, mas, também, por ser viável do ponto de vista de aplicação prática nas indústrias, em que um dos principais índices a ser avaliado neste caso é a variabilidade do sinal de controle dos controladores.

Controladores PI(D) - Estruturas Preliminares

A partir da análise dos índices de desempenho desses controladores apresentados na Tabela 5.1, concluiu-se que o controlador que apresentou os melhores índices foi o PID especificado para servomecanismo, sendo eles: percentual de *overshoot*, variância da PV, IEA e IEQ. Apesar disso, esse controlador

Tabela 5.2: Valores dos desvios de temperatura - Malha de Temperatura (E - Especificação; R - Regulação; S - Servomecanismo; Máx - Desvio máximo de temperatura em °C; Mín - Desvio mínimo de temperatura em °C; Delta - Diferença entre o desvio máximo e mínimo; Comp - Compensador)

Algo ritmo	E	Desvios Temperatura - P1			Desvios Temperatura - P2		
		Máx	Mín	Delta	Máx	Mín	Delta
PI	R	31,18	30,90	0,28	31,1	30,76	0,33
	S	31,20	30,89	0,31	31,10	30,77	0,33
PID	S	31,25	30,89	0,36	31,10	30,72	0,38
PI + Comp	S	31,15	30,79	0,36	31,17	30,86	0,31
PI + Comp+Filtro	S	31,18	30,89	0,29	31,13	30,73	0,40
PID + Comp	S	31,17	30,83	0,34	31,19	30,84	0,35
PID + Comp+Filtro	S	31,20	30,92	0,28	31,11	30,74	0,37
CVMG		31,43	30,98	0,44	31,16	30,65	0,50
CVMG + Comp		31,24	30,87	0,37	31,07	30,74	0,32

apresenta uma alta variabilidade no sinal de controle (6,59% em P1 e 7,55% em P2) e, portanto, foi desconsiderado como sendo um bom controlador para a malha de temperatura. Assim, o controlador PI especificado para servomecanismo, além de ter um sinal de controle com menor variabilidade (2,42% em P1 e 2,11% em P2) em relação ao PID, também apresenta índices de desempenho próximos a este, com exceção dos percentuais de *overshoot*. Assim, é escolhido o controlador mais apropriado das estruturas preliminares (isto é, sem controle antecipatório).

Controladores PI(D) + Controle Antecipatório

O controlador PI especificado para característica de servomecanismo com controle antecipatório apresenta índices de desempenho maiores que o PI com compensação direta com filtro, sendo eles a IEQ, IEA, IEAT e variância da MV em ambos os patamares.

O controlador PID com compensação direta apresenta menores percentuais de *overshoot* e índices de variância da variável de processo em relação ao PID com compensação e filtro na PV e medida de vazão. Apesar disso, os

elevados índices de variância de 7,84 e 8,32% contra 1,76 e 1,56% (P1 e P2) fazem com que o PID (sem filtro) seja descartado como um bom controlador.

No geral, o PID com filtro na PV e na medida de vazão é eleito o melhor controlador, pois este apresenta menores índices de desempenho em relação ao PI com compensador, tais como o IEQ, IEA, IEAT e variância da MV e PV em ambos os patamares.

Neste caso, conclui-se que a implementação de filtros digitais mais elaborados (como por exemplo, o filtro de *Butterworth*) mostra ser uma interessante opção para trabalhos futuros, em que pode-se buscar por resultados que apresentem maior redução de variabilidade da MV (filtrando o sinal de entrada do compensador), bem como, aumentando a capacidade regulatória do sistema (filtro com pouca interferência na dinâmica do sinal de saída do compensador).

Controladores de Variância Mínima Generalizado

Dentre os CVMG, o que utiliza a compensação direta adaptativa apresenta o melhor desempenho. Apesar da variância da PV no patamar P1, da variância do sinal de controle em P2 e dos índices de desempenho (IEQ, IEA e IEAT) terem sido menores com o CVMG sem compensação direta adaptativa, o CVMG com compensação direta ainda é o mais apropriado. Neste caso, tal controlador reduziu os desvios de temperatura em percentuais de 16 e 34% em P1 e P2 (conforme mostrado na seção de resultados experimentais). Além disso, apresentou bons (baixos) índices de variabilidade do sinal de controle (principalmente em P1) e obteve boa redução da variância da PV em P2 (38% comparando com CVMG sem compensação).

Considerações Finais

Se for levado em consideração o aspecto de simplicidade e facilidade na aplicação de controladores nas indústrias, entre todos, o controlador PI especificado para servomecanismo com controle antecipatório sem filtro é o mais apropriado.

Interessante frisar que, avaliando o ganho em desempenho com o uso do controle antecipatório por meio dos três índices de desempenho baseados na integral do erro, pode-se chegar a conclusões equivocadas, pois, ao comparar os três índices (IEQ, IEA e IEAT) do PI servomecanismo com controle antecipatório com relação ao PI de servomecanismo, nota-se que os índices do

experimento com controle antecipatório foram maiores. Entretanto, a realização de um experimento com esse controlador ocorreu em um dia em que a temperatura inicial da planta piloto estava em torno de 29 °C (contra 26,5 °C do experimento com PI sem compensação). Esta diferença de temperatura ambiente influencia no aumento da integral do erro nos intervalos de mudança de referência negativa do perfil de temperatura, pelo fato da planta piloto ficar na maioria dos casos em saturação mínima (0%) nesses intervalos (malha aberta). Desta forma, o ganho obtido com a técnica de controle avançado foi mensurado através da redução dos desvios de temperatura, mostrado na seção de resultados experimentais, equivalente em reduzir em 6% o desvio de temperatura em P2. Além disso, a variância total da PV foi reduzida em 4%.

Por outro lado, caso seja possível a implementação de um controlador que necessite de uma capacitação técnica maior, principalmente, por parte dos operadores e equipe técnica do processo, o controlador adaptativo de variância mínima generalizado com compensação direta é o mais indicado. Esse controlador apresentou percentuais de *overshoot* menores em relação ao PI sem e com compensador direto. Além disso, a variância total da PV foi reduzida em 2,2% (comparando com o PI de servomecanismo + compensação).

O controlador adaptativo mostrou que mesmo com a estimação *on-line* de um único parâmetro de perturbação - ganho d_0 - (isto é, modelo de perturbação estimado restringido), a compensação direta, desta forma, apresenta um sinal de controle capaz de se adaptar às perturbações em cada instante de amostragem. Essa adaptação contínua do sinal de controle da compensação direta é mais interessante (em relação à compensação direta clássica) no sentido de que o projeto do compensador direto não fica restrito à qualidade do modelo estimado de perturbação para uma específica condição de carga e de operação da planta. Ademais, evita-se ressonância excessiva no campo, o que em muitas plantas reais industriais é inviável.

5.5.2 Considerações sobre os Ensaios Experimentais - Malha de Vazão

A Tabela 5.3 apresenta os índices de desempenho dos controladores implementados na malha de vazão.

Tabela 5.3: Índices de desempenho - Malha de Vazão (E - Especificação; R - Regulação; S - Servomecanismo; IEAT x 10⁷)

Algo ritmo	E	P.O.		Var PV			Índices			Var MV	
		P ₁	P ₂	P ₁	P ₂	Total	IEQ	IEA	IEAT	P ₁	P ₂
PI	R	43,51	33,34	5,75	5,53	20,63	3,03	33451	1,39	3,45	3,29
	S	22,1	17,5	4,92	4,91	20,31	2,41	28794	1,20	1,90	2,05
CVMG		44,56	20,57	4,79	4,58	20,42	1,71	26650	3,76	0,56	1,17

Controlador PI

O controlador PI especificado para servomecanismo mostrou ser o mais apropriado para a malha de vazão, pois, este apresentou em todos os índices de desempenho, valores inferiores ao mesmo controlador especificado para regulação.

Considerações Finais

Na malha de vazão, apesar de o controlador adaptativo apresentar um melhor desempenho (em relação ao PI de regulação e servomecanismo) nos índices de variância da PV em P1 e P2, IEQ, IEA e, principalmente, na variância da MV em P1 e P2, considerou-se que o melhor controlador para a malha de vazão é o PI especificado para servomecanismo.

Essa escolha se baseia pelo fato de este controlador apresentar em alguns casos índices de desempenho: (i) intermediários, isto é, maiores que o CVMG e menores que o PI de regulação, tais como variância da PV em P1 e P2, IEQ, IEA e variância da MV; (ii) menores em relação ao CVMG e ao PI para regulação, sendo estes índices os percentuais de *overshoot*, variância total da PV e IEAT. Além disso, percentuais de *overshoot* acima de 30%, em quaisquer situação (P1 ou P2) para a malha de vazão foram considerados excessivos.

5.6 Comentários

Os resultados experimentais dos controladores utilizados na planta piloto foram analisados e comentados em detalhes. Também foram mostrados os índices de desempenho utilizados para quantificar os resultados obtidos, bem como para que a análise dos resultados não fosse apenas subjetiva e visual.

Por fim, foram feitas considerações finais relativas aos controladores mais apropriados para cada malha de controle e ganhos reais obtidos com uso de controle avançado na planta piloto.

Conclusões e Considerações Finais

6.1 Considerações Gerais

Na planta piloto de insuflamento de ar aquecido do LCPI foi possível realizar a implementação de estratégias de controle multi-malha, visando, principalmente, a análise das interações entre as malhas e possíveis minimizações das mesmas. Não obstante, é visada a implementação de técnicas de controle avançado nas malhas de controle de temperatura e vazão de ar do SCVT.

Foram relatadas características mais relevantes do processo (dinâmica das malhas, acoplamentos e não-linearidade), destacando a nova instrumentação da malha de vazão que possibilitou uma melhor visualização da curva de reação das malhas de temperatura e vazão de ar. As características do SCVT foram correlacionadas com a planta real de secagem de pelotas de minério de ferro, enfatizando que os estudos feitos na planta piloto podem ser aproveitados nos processos reais com algumas considerações e modificações.

Os modelos matemáticos das malhas de controle e da perturbação de vazão constituem em uma ferramenta de grande utilidade na compreensão dos comportamentos dinâmicos que lhes são peculiares. Além disso, foram indispensáveis para a sintonia e caracterização das estratégias de controle implementadas.

Interessante ressaltar a técnica de modelagem da malha de temperatura utilizando a ação combinada de funções de transferência de 1^a ordem com tempo morto em paralelo. Esta abordagem possibilitou investigar que a diferença entre o comportamento dinâmico do aquecimento do ar e da carcaça

do forno é um detalhe que não deve ser desprezado. Neste sentido, o projeto de controlador PI(D) utilizando a constante de tempo mais rápida (ou o pólo não-dominante) resultou em desempenho, em especial, o tempo de resposta, superior ao apresentado em trabalhos anteriores, como em [Tolentino, 2002], [Pena, 2002] e [Barbosa, 2007]. Portanto, a modelagem por modelos compostos é um detalhe que deve ser considerado para o projeto de controladores industriais, resultando em potenciais aumento de desempenho (por exemplo, tempo de resposta e economia de insumos).

As investigações via ensaios simulados e experimentais, obtidas com os controladores PI(D) sem controle antecipatório, mostraram o potencial para a aplicação bem sucedida das técnicas de controle avançado, em particular, o controle antecipatório com compensadores a parâmetros fixos e controlador auto-sintonizável de variância mínima generalizado com compensadores a parâmetros variáveis (controle antecipatório adaptativo). Desta forma, foi possível implementar técnicas de controle avançado e avaliar sua capacidade no sentido de minimizarem a perturbação de vazão na malha de temperatura.

Os controladores clássicos com compensação direta (parâmetros fixos) foram bem sucedidos, pois, mesmo utilizando modelos compactos do processo e das perturbações para projetar os controladores, em particular, o compensador direto de perturbação, desempenharam a função de reduzir o acoplamento da malha de temperatura com a de vazão. A técnica de compensação direta aumentou a capacidade da malha de temperatura em antecipar os desvios dessa variável na presença de perturbação de vazão.

O controlador de variância mínima generalizado, aliado à técnica de compensação direta adaptativa, também mostrou seu potencial em reduzir a perturbação de vazão na temperatura, mesmo com os modelos de perturbação sendo restringidos na estimação de parâmetros, isto é, estima-se apenas o ganho da perturbação de vazão. Interessante ressaltar ainda a necessidade de uma investigação mais apurada da estimação de parâmetros desses modelos de perturbação, inserindo modelos completos (ganho e constante de tempo da perturbação) no estimador de MQR.

A aplicação de controle antecipatório a parâmetros fixos e adaptativos mostrou as reais vantagens e desvantagens de cada técnica. No caso da compensação com parâmetros fixos, a maior dificuldade encontrada está relacionada à ressonância do compensador. Entretanto, apresentou melhor redução de desvio de temperatura. Já a compensação com parâmetros adaptativos não obteve redução dos desvios de temperatura tanto quanto o compen-

sador clássico. Entretanto, pode se obter potencial aumento de rejeição de perturbação se o modelo ARX de temperatura considerar o modelo completo da perturbação (ganho e constante de tempo). Além disso, evitou-se o trabalho de ressintonia devido à adaptação contínua e *on-line* do compensador.

Diante dos resultados obtidos, utilizou-se índices estatísticos para avaliar o desempenho das estratégias de controle e quantificar os ganhos obtidos com as técnicas de controle avançado. Mesmo que fossem repetidas as mesmas condições de ensaio, em particular, para a malha de temperatura, seria improvável se obter as mesmas condições climáticas, as quais são críticas para avaliar, de forma precisa, o desempenho dessa malha. Importante frisar que se cogitou a hipótese de utilizar um avaliador de desempenho com uma metodologia mais estruturada e consistente, conforme o proposto por Braga e Jota [Braga e Jota, 1994]. Entretanto, a simples utilização de índices estatísticos foi de grande valor, pois, além de mostrar as reais dificuldades e peculiaridades existentes na avaliação de desempenho de malhas de controle, o procedimento adotado foi satisfatório para formar um panorama para avaliar os desempenhos dos possíveis controladores aplicados neste trabalho. Assim sendo, foi levado em conta não o melhor controlador, mas, sim, o mais apropriado, destacando-se a viabilidade de implementação prática e bons índices de desempenho.

6.2 Sugestões para Trabalhos Futuros

Mudanças na Estrutura Física do SCVT

- Re-adaptação do duto da planta piloto, colocando-o perpendicular à carcaça do forno, para que a medição de vazão seja mais uniforme;
- Modificação da estrutura interna do duto do SCVT, para que seja possível implementar uma malha de controle de pressão, visto constituir importante variável encontrada nas plantas reais de secagem de pelotas de minério de ferro;
- Modificação da placa de aquisição de dados e controle *JDR Micro Devices*, substituindo a interface desenvolvida em *proto-board* por uma placa de circuito impresso que já se encontra em desenvolvimento no LCPI. Essa melhoria se justifica a medida em que se busca evitar eventuais falhas entre a interface computador-processo;

Implementação de Estratégias de Controle

- Projeto de controladores PI(D) e de Variância Mínima Generalizado da malha de temperatura utilizando condições de operações intermediárias (20%, 40%, 60% e 80%) e aplicação do controle antecipatório considerando essas condições intermediárias;
- Projeto de controladores PI(D) por outros métodos, como por exemplo, pelas relações de Cohen-Coon, sintonia Lambda, IMC e avaliar o desempenho desses em conjunto com o projeto de um sistema de controle antecipatório;
- Utilização de controladores PI(D) auto-sintonizáveis sem e com controle antecipatório adaptativo, bem como avaliar o desempenho dos mesmos, principalmente, com relação a rejeição de perturbação que existe entre as malhas;
- Implementação de esquemas de proteção no algoritmo de Mínimos Quadrados Recursivo, como banda morta e atratores, utilizados no trabalho de Jota [Jota, 1987], a fim de analisar a convergência de parâmetros dadas as diversas condições de carga do sistema. Avaliar, em especial, para a malha de temperatura, a possibilidade de se estimar e controlar a planta piloto com base na estimação do modelo rápido ou lento de temperatura, dado a característica de sistema composto dessa malha;
- Implementação de estratégias de controle multi-variável com o objetivo de analisar o comportamento do sistema com ambas as malhas de controle em modo automático para avaliar o acoplamento em malha fechada de ambas;
- Implementação de CVMG multi-malha, inclusive com compensação direta adaptativa, com o objetivo de avaliar a capacidade desse controlador em rejeitar as perturbações de ambas as malhas;
- Teste da técnica de compensação direta *on-line* sem restrição dos modelos de perturbação e avaliar se existem melhorias obtidas em termos de minimizar perturbações (compensador direto adaptativo com desempenho superior ao implementado com modelo restringido);

- Aplicação de outras estratégias de controle adaptativo, como o ganho escalonado (dada às diversas condições de carga) e controlador preditivo generalizado (GPC), para que se analise a capacidade de previsão do controlador em vista das possíveis ocorrências de perturbação no sistema;
- Analisar a possibilidade de implementar o CVMG com compensação direta adaptativa também na malha de vazão, com o intuito de evitar que a compensação de perturbação de temperatura fique somente a cargo do novo sensor de vazão.
- Aplicar algoritmo de controle PI(D) na planta piloto considerando o esquema “anti-*windup*” para faixa limite de ação integral variável, conforme proposto por [Jota, 2006b]
- Implementação de filtros digitais mais elaborados, como por exemplo, o filtro de *Butterworth*, nos sinais de entrada dos compensadores diretos e nas variáveis controladas (temperatura e vazão de ar). Nestes casos, pode-se buscar por resultados que apresentem maior redução de variabilidade da MV (filtrando o sinal de entrada do compensador), bem como, aumentando a capacidade regulatória do sistema (filtro com pouca interferência na dinâmica do sinal de saída do compensador);
- Projeto da técnica de compensação de tempo morto (Preditor de *Smith*) para a malha de vazão para redução da relação θ_V/τ_V .

Bibliografia

- [Adam e Marchetti, 2004] Adam, E. J. e Marchetti, J. L. (2004). Designing and tuning robust feedforward controllers. *Computers & Chemical Engineering*, 28:1899–1911.
- [Aguilar et al., 2002] Aguilar, R., Poznyak, A., Matínez-Guerra, R., e Maya-Yescas, R. (2002). Temperature control in catalytic cracking reactors via a robust PID controller. *Journal of Process Control*, 12:695–705.
- [Analog-Devices, a] Analog-Devices. *LC²MOS 12-Bit DACPORTS - AD7245/7248*. Analog Devices, Norwood, USA.
- [Analog-Devices, b] Analog-Devices. *Microprocessor-Compatible 12-Bit D/A Converter - AD667*. Analog Devices, Norwood, USA.
- [Anderson et al., 2007] Anderson, M., Buehner, M. Young, P. H. D., Anderson, C., e Tu, J. Hodgson, D. (2007). An experimental system for advanced heating, ventilating and air conditioning (HVAC) control. *Energy and Buildings*, 39:136–147.
- [Astrom, 1987] Astrom, K. J. (1987). Adaptive feedback control. *Proceedings of the IEEE*, 75(2):185–217.
- [Astrom e Hägglund, 1995] Astrom, K. J. e Hägglund, T. (1995). *PID Controllers: Theory, Design and Tuning*. ISA - Instrument Society of America, 2 edition.
- [Astrom et al., 2002] Astrom, K. J., Johansson, K. H., e Wang, Q. G. (2002). Design of decoupled PI controllers for two-by-two systems. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 149(1):74–81.

- [Astrom e Wittenmark, 1995] Astrom, K. J. e Wittenmark, B. (1995). *Adaptive Control*. Addison-Wesley Publishing Company Inc, Lund Institute of Technology, 2 edition.
- [Atthajariyakul e Leephakpreeda, 2004] Atthajariyakul, S. e Leephakpreeda, T. (2004). Real-time determination of optimal indoor-air condition for thermal comfort, air quality and efficient energy usage. *Energy and Buildings*, 36:720–733.
- [Barbosa, 2007] Barbosa, M. M. R. (2007). Aplicações da abordagem \mathcal{H}_∞ em uma planta de controle de temperatura e vazão. Monografia de projeto fim de curso, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte.
- [Batista, 2006] Batista, A. P. (2006). *Monitoração e Controle de Processos Térmicos em Edificações por meio de um Sistema Distribuído*. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Minas Gerais.
- [Bennett, 1996] Bennett, S. (1996). A brief history of automatic control. *IEEE Control Systems*, páginas 17–25.
- [Borim, 2000] Borim, J. C. (2000). *Modelagem e Controle de um Processo de Endurecimento de Pelotas de Minério de Ferro*. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Minas Gerais.
- [Braga e Jota, 1994] Braga, A. R. e Jota, F. G. (1994). Critérios múltiplos para avaliação “on-line” de desempenho de controladores industriais. Relatório técnico, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, Minas Gerais.
- [Bristol, 1966] Bristol, E. H. (1966). On a new measure of interaction for multivariable process control. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 11:133.
- [Carrizales-Martínez e Femat, 2006] Carrizales-Martínez, G. e Femat, R. González-Alvarez, V. (2006). Temperature control via robust compensation of heat generation: Isoparaffin/olefin alkylation. *Chemical Engineering Journal*, 125:89–98.
- [Chen e Seborg, 2002] Chen, D. e Seborg, D. E. (2002). Multiloop PI/PID controller design based on gershgorin bands. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 149(1):68–73.

- [Chen et al., 1999] Chen, W. H., Ballance, D. J., Gawthrop, P. J., Gribble, J. J., e O'Reilly, J. (1999). Nonlinear PID predictive controller. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 146(6):603–611.
- [Clarke, 1984] Clarke, D. W. (1984). PID algorithms and their computer implementation. *NTIS, Springfield, VA (USA)*, 6(6):305–316.
- [Cominos e Munro, 2002] Cominos, P. e Munro, N. (2002). PID controllers: recent tuning methods and design to specification. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 149(1):46–53.
- [Dassau et al., 2006] Dassau, E., Grosman, B., e Lewin, D. R. (2006). Modeling and temperature control of rapid thermal process. *Computers & Chemical Engineering*, 30:686–697.
- [Doebelin, 1989] Doebelin, E. O. (1989). *Measurement Systems Application and Design*. McGraw-Hill, 4 edition.
- [Dorf e Bishop, 1998] Dorf, R. C. e Bishop, R. H. (1998). *Modern Control Systems*. Addison Wesley Longman, Inc., California, USA.
- [Eder, 2003] Eder, H. H. (2003). Advanced process control: Opportunities, benefits, and barriers. *IEE Computing & Control Engineering*, páginas 10–15.
- [Ender, 1993] Ender, D. (1993). Process control performance: not as good as you think. *Control Engineering*, 40.
- [Engdahl e Johansson, 2004] Engdahl, F. e Johansson, D. (2004). Optimal supply air temperature with respect to energy use in a variable air volume system. *Energy and Buildings*, 36:205–218.
- [Graichen et al., 2006] Graichen, K., Hagenmeyer, V., e Zeitz, M. (2006). Feedforward control with online parameter estimation applied to the chylla-haase reactor benchmark. *Journal of Process Control*, 16(16):733–745.
- [Grimble, 1988] Grimble, M. J. (1988). Two-degrees of freedom feedback and feedforward optimal control of multivariable stochastic systems. *Automatica*, 24(6):809–817.

- [Grimble, 1999] Grimble, M. J. (1999). Polynomial solution of the $3^{1/2}$ - DOF $\mathcal{H}_\infty/\mathcal{H}_2$ feedforward control problem. *IEE Proceedings of the Control Theory*, 146(6):549–560.
- [Harris e Billings, 1985] Harris, C. J. e Billings, S. A. (1985). *Self-Tuning and Adaptive Control: Theory and Applications*. Peter Peregrinus Ltd, 2 edition.
- [Isaksson e Graebe, 2002] Isaksson, A. J. e Graebe, S. F. (2002). Derivative filter is an integral part of pid design. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 149(1):41–45.
- [Jota, 1987] Jota, F. G. (1987). *The Application of Self-tuning Control Techniques to a Multivariable Process*. Tese de Doutorado, Universidade de Oxford.
- [Jota, 2006a] Jota, F. G. (2006a). Introdução ao controle adaptativo. Notas de aula, Universidade Federal de Minas Gerais.
- [Jota, 2006b] Jota, F. G. (2006b). Técnicas de controle de processos industriais. Notas de aula, Universidade Federal de Minas Gerais.
- [Jota e Pena, 1995] Jota, F. G. e Pena, R. T. (1995). Notas de aula do curso de controle de processos por computador. Curso de extensão em automação industrial, Universidade Federal de Minas Gerais.
- [Kristiansson e Lennartson, 2002] Kristiansson, B. e Lennartson, B. (2002). Robust and optimal tuning of PI and PID controllers. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 149(1):17–25.
- [Lawton e Patterson, 2000] Lawton, K. M. e Patterson, S. R. (2000). A high-stability air temperature control system. Technical Report 24, University of North Carolina and University City Boulevard, Center for Precision Metrology, USA.
- [Ljung, 1987] Ljung, L. (1987). *System Identification - Theory for the user*. Prentice Hall International, New Jersey, USA.
- [Louleh et al., 1999] Louleh, Z., Cabassud, M., e Le Lann, M. V. (1999). A new strategy for temperature control of batch reactor: experimental application. *Chemical Engineering Journal*, 75:11–20.

- [Martins, 2001] Martins, E. C. (2001). *Modelagem e Controle de Produtos Químicos em uma Estação Clássica de Tratamento de Água*. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte.
- [McMillan et al., 2003] McMillan, G. K., Terrence, L. B., Wojsznis, W. K., e Brown, M. W. (2003). *Advanced Process Control Unleashed: Plant Performance Management for Optimum Benefit*. ISA - The Instrumentation, Systems, and Automation Society.
- [Montenegro et al., 2006] Montenegro, P. H., Riul, J. A., Oliveira, B. S., e Silva, S. A. (2006). Controladores adaptativos de temperatura em um túnel psicrométrico. *Sba: Controle & Automação Sociedade Brasileira de Automatica*, 17(3).
- [Nava et al., 2002] Nava, J., Palencia, C., Salgado, M. A., Rodriguez, G. C., e Garcia, M. A. (2002). Robustness of a proportional-integral with feed-forward action control in a plant pilot spray dryer. *Chemical Engineering Journal*, 86(86):47–51.
- [Nordfeldt e Hagglund, 2006] Nordfeldt, P. e Hagglund, T. (2006). Decoupler and PID controller design of TITO systems. *Journal of Process Control*, 16:923–936.
- [Ogata, 1997] Ogata, K. (1997). *Modern Control Engineering*. Prentice Hall Internacional, New Jersey, USA.
- [Ogunnaike e Mukati, 2006] Ogunnaike, B. A. e Mukati, K. (2006). An alternative structure for next generation regulatory controllers -part i: Basic theory for design, development and implementation. *Journal of Process Control*, 16:499–509.
- [Omega-Engineering, 2002] Omega-Engineering (2002). *FMA - 900 SERIES: Air Velocity Transducers*. Omega Technologies Company, Stamford, CT, USA.
- [Overschee e De Moor, 2001] Overschee, P. V. e De Moor, B. (2001). The end of heuristic PID tuning. *IFAC Workshop on digital control: past, present and future PID control - CBS:Terrassa, Espanha, 2001*, página 687.

- [Panagopoulos et al., 2002] Panagopoulos, H., Astrom, K. J., e Hagglund, T. (2002). Design of PID controllers based on constrained optimisation. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 149(1):32–40.
- [Pena, 2002] Pena, P. N. (2002). *Aplicação de técnicas de controle chaveado a uma planta piloto: Simulação e Implementação*. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Minas Gerais.
- [Pena et al., 2002] Pena, P. N., Jota, F. G., Pena, R. T., e Silva, B. I. (2002). Projeto de um sistema de controle híbrido: simulação e aplicação a um sistema real. *Aceito no XIV Congresso Brasileiro de Automática*, páginas 2330–2335.
- [Pena et al., 2000] Pena, P. N., Jota, F. G., Rocha, F. F., e Pena, R. T. (2000). Chaveamento de controladores PI em um sistema de controle de temperatura e vazão de ar. *Anais do XII Congresso Brasileiro de Automática, SBA*, páginas 2330–2335.
- [Phillips e Nagle, 1995] Phillips, C. L. e Nagle, H. T. (1995). *Digital Control System: Analysis and Design*. Prentice-Hall, New Jersey, USA, 3 edition.
- [Pomerleau et al., 2003a] Pomerleau, D., Hodouin, D., e Poulin, E. (2003a). Performance analysis of a dynamic phenomenological controller for a pellet cooling process. *Journal of Process Control*, páginas 139–153.
- [Pomerleau et al., 2003b] Pomerleau, D., Pomerleau, A., Hodouin, D., e Poulin, E. (2003b). A procedure for the design and evaluation of decentralised and model-based predictive multivariable controllers for a pellet cooling process. *Computers & Chemical Engineering*, (27):217–233.
- [Rodrigues et al., 1998] Rodrigues, D. D., Bering, H., Oliveira, J. C. R., e Jota, F. G. (1998). Uma metodologia prática e simples para análise e projeto de controladores PID. *Anais do II Congresso Mineiro de Automação / V Simpósio Regional de Instrumentação, ISA/Grinst*, páginas 251–259.
- [Sampath et al., 2002] Sampath, V., Palanki, S., Cockburn, J. C., e Corriou, J. (2002). Robust controller design for temperature tracking problems in jacketed batch reactors. *Journal of Process Control*, 12:27–38.
- [Seborg et al., 1989] Seborg, D. E., Edgar, T. F., e Mellichamp, D. A. (1989). *Process Dynamics and Control*. John Wiley & Sons.

- [Shinskey, 1963] Shinskey, F. G. (1963). Feedforward control applied. *ISA Journal*, páginas 61–65.
- [Shinskey, 1996] Shinskey, F. G. (1996). *Process Control Systems - Application, Design and Tuning*. McGraw-Hill, Inc., New York, USA, 4 edition.
- [Singh et al., 2000] Singh, G., Zaheer-uddin, M., e Patel, R. V. (2000). Adaptive control of multivariable thermal processes in HVAC systems. *Energy Conversion & Management*, (41):1671–1685.
- [Soderstrom, 1999] Soderstrom, T. (1999). Feedforward, correlated disturbances and identification. *Automatica*, 35:1565–1571.
- [Starta, 2004] Starta (2004). Responsabilidade social cresce entre microempresas. Relatório técnico, Centro de Empreendedorismo e Plano de Negócios, <http://www.starta.com.br/informe/12/respsocial.asp>.
- [Sternad e Soderstrom, 1988] Sternad, M. e Soderstrom, T. (1988). LQG-optimal feedforward regulators. *Automatica*, 24(4):557–561.
- [Tadeo e Grimble, 2002] Tadeo, F. e Grimble, M. J. (2002). Advanced control of a hydrogen reformer. *Computing & Control Engineering Journal*, páginas 305–314.
- [Thomas et al., 2005] Thomas, B., Soleimani-Mohseni, M., e Fahlén, P. (2005). Feed-forward in temperature control of buildings. *Energy and Buildings*, 37:755–761.
- [Tolentino, 2002] Tolentino, F. L. (2002). *Técnicas de controle adaptativo aplicadas a uma planta de controle de vazão de ar e de temperatura*. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Minas Gerais.
- [van den Bosch e van der Klauw, 1994] van den Bosch, P. P. J. e van der Klauw, A. C. (1994). *Modeling, Identification and Simulation of Dynamical Systems*. CRC Press, Inc., Florida, USA.
- [Wachenfeldt et al., 2007] Wachenfeldt, B. J., Mysen, M., e Schild, P. G. (2007). Air flow rates and energy saving potential in schools with demand-controlled displacement ventilation. *Energy and Buildings*, 39:1073–1079.

- [Wang et al., 2005] Wang, J., Wang, J., e Li, H. (2005). Nonlinear PI control of a class of nonlinear singularly perturbed systems. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 152(5):560–566.
- [Yuan e Perez, 2006] Yuan, S. e Perez, R. (2006). Multiple-zone ventilation and temperature control of a single-duct VAV system using model predictive strategy. *Energy and Buildings*, 38(38):1248–1261.
- [Zhang et al., 2004] Zhang, Y., Shieh, L. S., e Dunn, A. C. (2004). PID controller design for disturbed multivariable systems. *IEE Proceedings - Control Theory Applications*, 151(5):567–576.

Métodos e Procedimentos Utilizados nos Ensaios do SCVT

A.1 Modificação da Placa de Aquisição de Dados JDR Micro Devices PSD-600

Substituição do Conversor D/A do Controle de Temperatura

A placa *JDR Micro Devices* possui uma interface desenvolvida em *proto-board* no LCPI. Esta interface que faz a comunicação entre o computador e o processo sofreu uma série de reparos antes de se realizar os experimentos com a planta piloto. O principal reparo é a substituição do circuito integrado AD667 que faz conversão digital analógica do sinal de controle da malha de temperatura.

Durante os primeiros testes feitos para colocar a planta em funcionamento no LCPI, aconteceu a queima deste CI (AD667). Por não ter sido encontrado no mercado nenhum sobressalente ao CI que havia queimado, utilizou-se um CI mais novo do mesmo fabricante, o CI AD7248JN.

Apesar de não ter sido avaliada e nem quantificada as possíveis melhorias com relação à utilização do novo conversor D/A, considera-se que pelo menos a quantização dos dados e tempo de resposta são mais rápidas (com base no manual do fabricante [Analog-Devices, b] e [Analog-Devices, a]), comparando os dados entre o CI queimado AD667 e o CI novo AD7248JN.

A.2 Calibração dos Sensores

Os sensores da planta piloto foram calibrados para que os valores das variáveis (temperatura e vazão de ar) fossem representados por medidas de engenharia, neste caso, a temperatura em grau Celsius ($^{\circ}\text{C}$) e vazão volumétrica de ar em litros por segundo (l/s). O procedimento adotado para a calibração de cada sensor é mostrado a seguir.

A.2.1 Sensor de Temperatura - Termistor

Na calibração deste sensor não foram ajustados os ganhos dos potenciômetros do circuito eletrônico do sensor de temperatura.

Definição do Equipamento Calibrador

Para calibrar o sensor de temperatura foi utilizado um termômetro de mercúrio da marca *Dr. Siebert e Kühn*, com resolução de 1°C e escala de 0°C a 100°C .

Aquisição de Dados

Para converter os sinais analógicos (*Volts*) em unidades de engenharia foi realizado um ensaio na malha de temperatura em modo manual, aplicando-se degraus sucessivos na potência elétrica (de 0 para 20%, de 20 para 40%...). Foram coletados valores médios obtidos em regime permanente do sensor da planta (isto é, tensão em *Volts*) e o valor da temperatura em $^{\circ}\text{C}$ do equipamento calibrador. A Tabela A.1 mostra os valores desse ensaio.

Tabela A.1: Dados coletados do ensaio de calibração do sensor de temperatura

<i>Set point</i> (%)	Tensão (V)	Calibrador ($^{\circ}\text{C}$)
0	0,293	25
20	0,490	26
40	1,340	31
60	2,920	39
80	3,880	44
100	4,120	46

Conversão de *Volts* para Unidades de Engenharia (°C)

De posse dos pares de pontos (tensão x temperatura), estes foram plotados em um gráfico para verificar se eles apresentavam comportamento linear. Foi constatado que eles descrevem uma reta e, por meio de regressão linear, obteve-se a equação da reta que define a conversão do sinal de tensão (Volts) do sensor em unidades de engenharia (°C).

$$T = 6.169863 \cdot V_0 + 22.206739 \quad (\text{A.1})$$

em que T é a Temperatura em °C e V_0 a tensão em Volts do sensor.

Para validar a calibração foi realizado um novo ensaio em que os valores de temperatura eram coletados no início e no final de cada degrau. Os dados do sensor calibrado podem ser vistos na Tabela A.2.

Tabela A.2: Dados coletados do ensaio de calibração do sensor de temperatura

<i>Set point</i> (%)	Temperatura Início (°C)	Temperatura Final (°C)
0	24,39	24,42
20	24,44	25,3
40	26,32	29,78
60	29,75	38,06
80	38,15	42,21
100	43,27	44,46

A.2.2 Sensor de Vazão - Transdutor de Velocidade do Ar FMA-900

Este transdutor de velocidade do ar já possui calibração de fábrica, em que a medida padrão da velocidade do ar é em pés por minuto. Porém, é necessário converter o sinal de tensão proveniente deste sensor para a unidade de engenharia desejada, ou seja, litros por segundo.

Definição do Equipamento Calibrador

Para calibrar o sensor de vazão foi utilizado um procedimento prático. Para se ter uma noção inicial da vazão volumétrica de ar, foi utilizada uma caixa de papelão e um saco plástico. O saco plástico era colocado na saída do

duto do SCVT e, ao aplicar-se um degrau na malha de vazão, cronometrava-se o tempo que o saco gastava para encher de ar para a correspondente referência. Uma estimativa média da vazão volumétrica de ar foi obtida calculando o volume que o saco plástico (cheio de ar) ocupava na caixa de papelão para um certo *set point* na malha de vazão. Após realizar vários ensaios foi considerado que vazão volumétrica de ar média é de 54 litros por segundo para *set point* de 100% no inversor de frequência (sinal de comando do inversor igual a 100Hz).

Aquisição de Dados

Após estabelecer uma idéia inicial da vazão volumétrica média foi realizado um ensaio na malha de vazão em modo manual, aplicando-se degraus sucessivos no inversor de frequência (de 0 para 25%, de 25 para 50%...) para converter os sinais analógicos (*Volts*) do sensor de vazão em unidades de engenharia. Também foram coletados valores médios obtidos em regime permanente do sensor da planta (*Volts*). A Tabela A.3 mostra os valores desse ensaio.

Tabela A.3: Dados coletados do ensaio de calibração do sensor de vazão

<i>Set point</i> (%)	Inversor de Frequência (Hz)	Tensão (V)
0	0	1,20
25	40,6	1,55
50	61,4	2,15
75	82,1	2,76
100	100	3,25

Conversão de *Volts* para Unidades de Engenharia (l/s)

De posse dos pares de pontos (tensão x frequência), estes foram plotados em um gráfico para verificar se eles apresentavam comportamento linear. Foi constatado que eles descrevem uma reta e, por meio de regressão linear, obteve-se a equação da reta que define a conversão do sinal de tensão do sensor em unidades de engenharia.

$$V = 25.480769 \cdot V_0 + 34.673077 \quad (\text{A.2})$$

em que V é a vazão volumétrica de ar (l/s) e V_0 a tensão em Volts do sensor.

A.3 Procedimento para Modelagem Matemática do SCVT

Para realizar a modelagem matemática das malhas de controle e das perturbações da planta piloto foram adotados alguns procedimentos padrões.

No caso das malhas de controle, o perfil de *set point* escolhido para cada malha está em função dos pontos de operação pré-definidos no Capítulo 3. Com relação às perturbações, foi escolhida uma região intermediária dentre as faixas de operações da planta piloto. Ou seja, observando-se o valor médio do sinal de controle de temperatura nos ensaios experimentais com os controladores PI(D) preliminares, definiu-se as perturbações de vazão variando de 10 para 40%.

A.3.1 Ensaios para Coleta de Dados

Para coletar os dados que foram utilizados para estimar os parâmetros das malhas e da perturbação com o método da Resposta Complementar, adotou-se procedimentos usuais utilizados em modelagem matemática de malhas de controle, ou seja, primeiramente deixa-se a variável da malha de controle atingir uma certa condição estacionária e logo após é aplicado o degrau desejado. A quantidade de amostras relacionada aos ensaios para a modelagem difere para cada malha, haja visto que cada uma apresenta amostragem e constantes de tempo diferentes.

A seguir, na Figura A.1 pode ser visualizado o conjunto de dados utilizado para modelar a malha de temperatura para com degrau de 100% na potência elétrica e vazão de 40%. A Figura A.2 mostra a massa de dados para vazão de 10%.

A Figura A.3 mostra o conjunto de dados usados para modelagem da malha de vazão somente para a condição de carga 1 (vazão de 60% e temperatura de 10%).

A Figura A.4 mostra o procedimento para modelagem da perturbação de vazão (aumento e diminuição) na malha de temperatura.

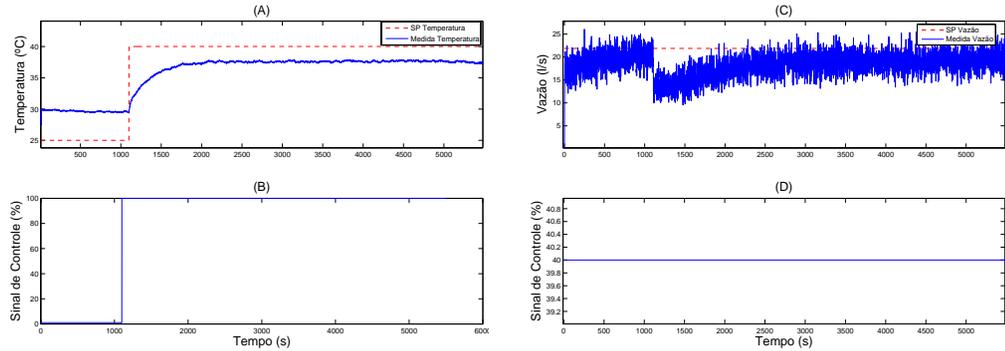


Figura A.1: Conjunto de dados para modelagem da malha de temperatura - Condição de carga 1 (temperatura 100% e vazão de 10%).

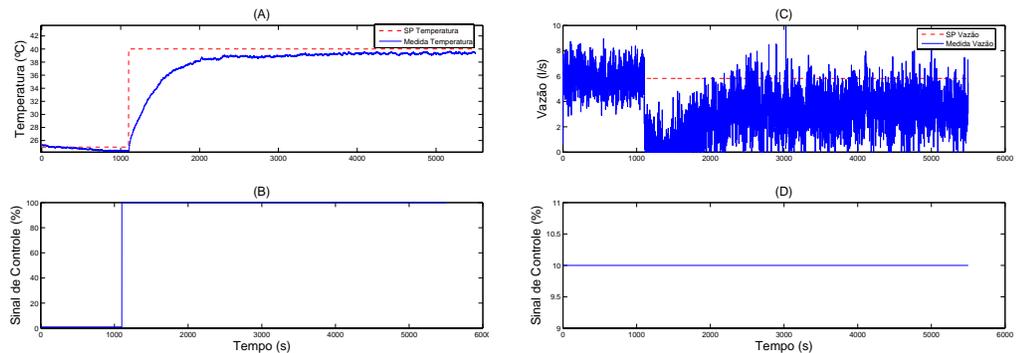


Figura A.2: Conjunto de dados para modelagem da malha de temperatura - Condição de carga 2 (temperatura 100% e vazão de 40%).

A.3.2 Validação dos Modelos

Os modelos matemáticos foram comparados com os mesmos dados utilizados para a modelagem. A validação com uma massa de dados diferente de modelagem ocorreu somente nas simulações dos controladores em malha fechada, em especial, para a malha de temperatura.

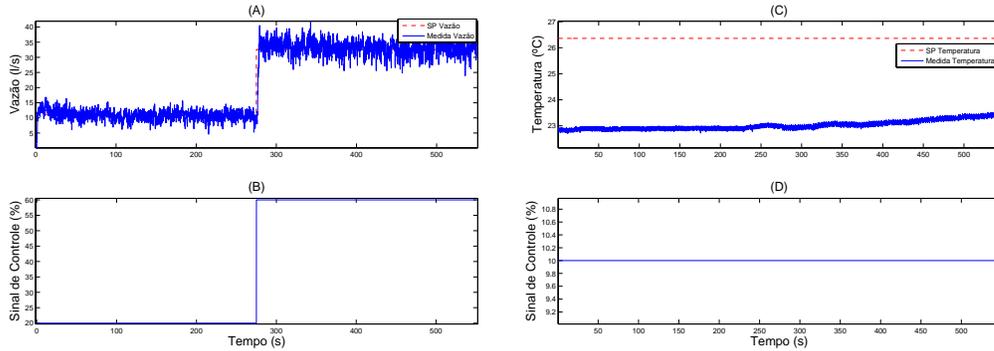


Figura A.3: Conjunto de dados para modelagem da malha de vazão (vazão 60% e temperatura 10%).

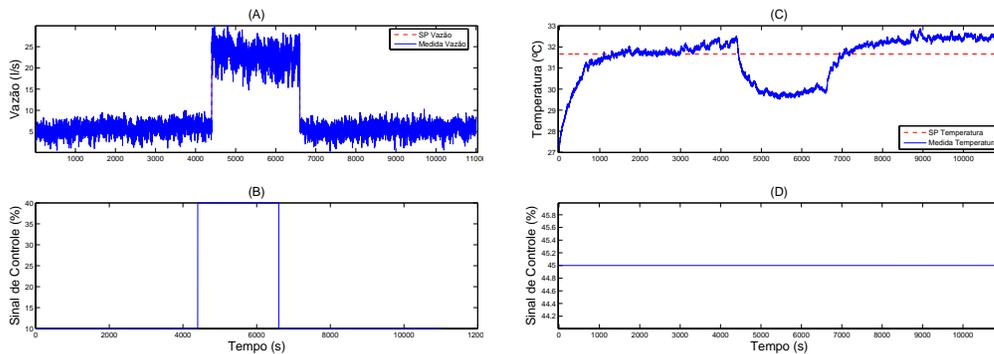


Figura A.4: Conjunto de dados para modelagem da perturbação de vazão na malha de temperatura.

A.4 Procedimento para Realização dos Ensaios Simulados e Experimentais

Para ambos os ensaios realizados com os esquemas de controle propostos neste trabalho, adotou-se um perfil *set point* específico para cada malha. Portanto, esses perfis da malha fechada, adotados para ambas as malhas de controle, foram escolhidos de forma que a variável manipulada não sofresse muita saturação, principalmente a malha de temperatura. Os primeiros ensaios, tanto os simulados como os experimentais, foram realizados utilizando um perfil de *set point* com as mesmas amplitudes dos degraus utilizados para a modelagem. Essa escolha, em particular para a malha de temperatura, implicava um

degrau com amplitude muito grande, fazendo com que a variável manipulada ficasse muito tempo na região de saturação máxima (100%). Portanto, foi escolhido um perfil que tivesse degraus com amplitudes menores para que o sinal de controle pudesse excursionar com menor tempo de saturação.

Como o SCVT possui uma ampla faixa de operação, optou-se por degraus de temperatura variando de 29 °C a 31 °C e o degrau de perturbação de vazão variando entre 10% e 40%. Para a malha de vazão, foram mantidos os mesmos valores de *set point* utilizados para a modelagem (20 para 60%) devido a ocorrência de pouca saturação do sinal de controle, com perturbação de temperatura entre 10 e 100%.

A.4.1 Ensaios para Coleta de Dados

Para coletar os dados dos ensaios experimentais preocupou-se em manter todos os perfis independente do algoritmo de controle e do período de amostragem a mesma quantidade de amostras. Esta consideração foi feita para que a análise de desempenho por meio de índices estatísticos (por exemplo, variância da PV) fosse mais adequada quando comparada com algoritmos de controle de diferentes tipos (por exemplo, PI comparado com o CVMG).

Perfis de *Set Point*

A seguir são mostrados os perfis de *set point* utilizados para validar as estratégias de controle. A Figura A.5 apresenta o perfil para os controladores PI(D) da malha de temperatura (sem e com compensação direta) com perturbação de vazão.

A Figura A.6 apresenta o perfil para o controlador PI da malha de vazão com perturbação de temperatura.

Os perfis seguintes se referem aos algoritmos de controle adaptativo. Na Figura A.7 pode ser visto o perfil do CVMG da malha de temperatura (sem e com compensação direta) com perturbação de vazão. Já a Figura A.8 mostra o perfil para o CVMG da malha de vazão (com perturbação de temperatura). Percebe-se que nos perfis para o controle adaptativo há um degrau inicial que é utilizado somente para a estimação de parâmetros da planta e que não é contabilizado pelos índices de desempenho. Após a aplicação do degrau para a estimação, a quantidade de amostras, tanto para a malha de vazão quanto de temperatura, permanece igual às utilizadas nos algoritmos de controle PI(D).

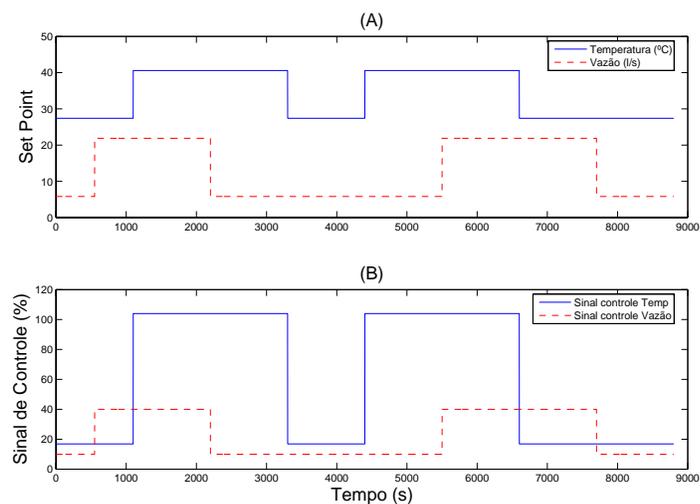


Figura A.5: Perfil de *set point* - Controladores PI(D) sem e com compensação direta da malha de temperatura. (A) *Set point* em unidades de engenharia, (B) *Set point* em porcentagem.

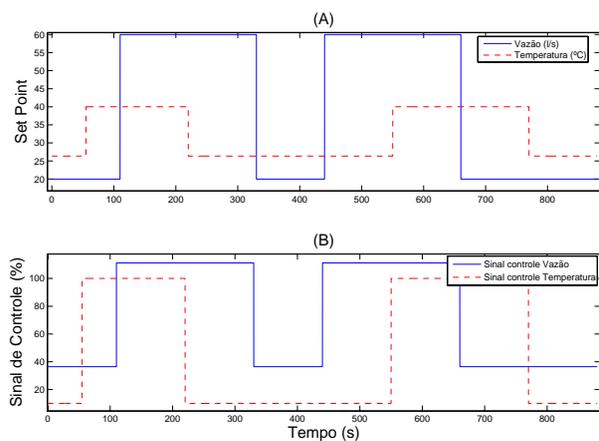


Figura A.6: Perfil de *set point* - Controlador PI da malha de vazão. (A) *Set point* em unidades de engenharia, (B) *Set point* em porcentagem.

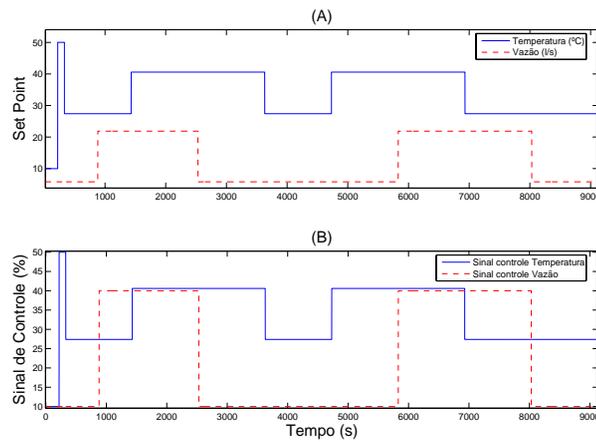


Figura A.7: Perfil de *set point* - CVMG sem e com compensação direta da malha de temperatura. (A) *Set point* em unidades de engenharia, (B) *Set point* em porcentagem.

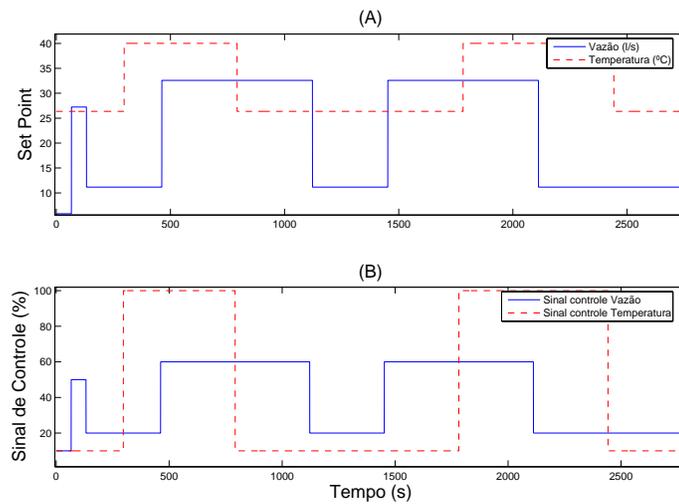


Figura A.8: Perfil de *set point* - CVMG da malha de temperatura. (A) *Set point* em unidades de engenharia, (B) *Set point* em porcentagem.

Resultados Experimentais Complementares

Neste capítulo serão apresentados ensaios extras realizados na planta piloto e que foram essenciais para que se obtivesse os resultados finais apresentados no Capítulo 5.

B.1 Considerações Gerais

Os experimentos complementares estão relacionados, como por exemplo, aos ensaios na malha de temperatura variando o ganho do controlador até que se pudesse chegar em um valor com índices de desempenho satisfatório, isto é, foi preciso variar o ganho do controlador PI (equivalente ao reajuste de τ_c) entre os valores de 3, 4, 5 e 6 para concluir que o valor de $K_c = 5$ apresentou melhor desempenho (de acordo com os índices calculados). Também foi realizado experimento utilizando um filtro de 1ª ordem na variável controlada para o algoritmo de controle PI de vazão. Este filtro equivale ao filtro média móvel de 10 amostras utilizado para a filtragem de ruído *spike*. Para os algoritmos de controle adaptativo foram realizados alguns ensaios extras para analisar a convergência dos parâmetros variando a JTA dos algoritmos. Valores diferentes para o peso do sinal de controle (λ) também foram testados a fim de investigar a melhor solução de compromisso entre variância do sinal de controle *versus* variância da variável controlada.

B.2 Índices de Desempenho e Resultados dos Ensaios Complementares

A seguir são apresentados os índices de desempenho dos ensaios complementares do SCVT. A Tabela B.1 mostra os índices para os ensaios da malha de temperatura e a Tabela B.2 os índices da malha de vazão.

Tabela B.1: Índices de desempenho - Malha de Temperatura (Exp. - Experimento Extra; IEAT x 10^7)

Algo ritmo	Exp	P.O.		Var PV			Índices			Var MV	
		P_1	P_2	P_1	P_2	Total	IEQ	IEA	IEAT	P_1	P_2
PI	(1)	32,09	23,68	0,5843	0,4769	6,55	41154	8271	3,36	3,25	2,46
	(2)	23,68	29,21	0,4387	0,3884	6,46	30895	6544	2,75	3,36	2,46
CVMG	(3)	11,04	25,22	0,7681	0,7259	6,88	38817	8143	3,13	3,61	2,16
	(4)	7,01	11,42	0,7489	0,8105	6,88	36322	8046	3,06	4,28	2,54

Tabela B.2: Índices de desempenho - Malha de Vazão (Exp. - Experimento Extra; F - Filtro; IEAT x 10^7)

Algo ritmo	Exp	T	P.O.		Var PV			Índices			Var MV	
			P_1	P_2	P_1	P_2	Total	IEQ	IEA	IEAT	P_1	P_2
PI + F	(5)	T=0,11	45.23	27.54	4.89	4.61	20.38	2.36	28298	1.16	1.83	1.63
F	(6)	T=0,33	37.09	49.58	3.93	4.00	20.43	1.77	24336	3.09	1.91	1.67
PI	(7)	T=0,33	22.19	22.54	3.97	3.79	20.25	1.41	23276	2.89	1.93	2.13
CVMG	(8)	T=0,33	101.8	43.12	5.86	6.91	23.15	5.31	51076	7.46	2.21	0.79

No experimento extra (1) da malha de temperatura com PI de servomecanismo, mostrado na Figura B.1 (A), percebe-se visualmente desvios acentuados na variável controlada. Neste caso, o valor de τ_c de projeto equivale a aproximadamente 4,5s. Interessante observar que os índices baseados na integral do erro e variabilidade da PV mostrados na Tabela B.1 foram elevados em relação ao experimento extra (2) que utilizou um τ_c de projeto de aproximadamente 1,3s. Portanto, estes experimentos foram realizados no sentido de avaliar qual τ_c de projeto apresentaria um panorama de índices de desempenho satisfatório (por exemplo, menor IEA e IEQ).

Os experimentos extras (3) e (4) mostrados a seguir foram realizados a fim de investigar a convergência dos parâmetros utilizando uma atualização mais rápida, ou seja, $\beta = 0,967$ (comparado a $\beta = 0,999$). Além disso,

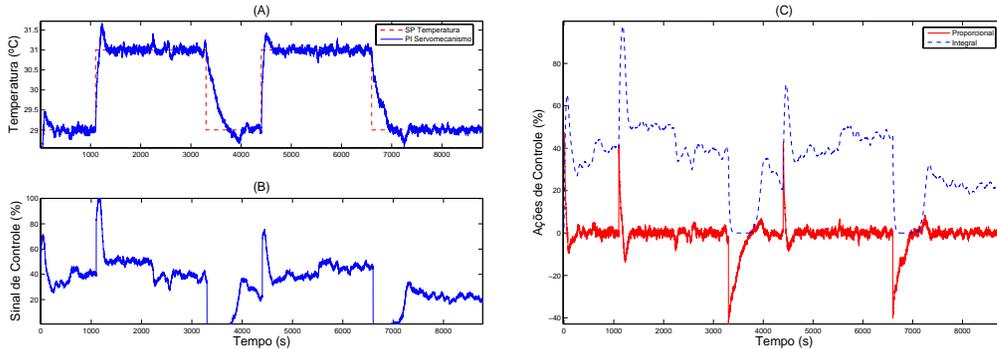


Figura B.1: Experimento extra (1) - Controlador PI de temperatura (servomecanismo) - $K_c = 3$, $T_i = 20$ - (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Ações de controle (PI).

utilizou-se um valor diferente para o peso do sinal de controle em relação aos experimentos apresentados no Capítulo 5, equivalente a $\lambda = 1$ em ambos os experimentos. A utilização de um peso no sinal de controle dez vezes maior foi realizada no sentido de investigar redução na variância do sinal de controle.

Na figura B.3 (A) do experimento extra (3), nos instantes de 2500 e 5800s, percebe-se visualmente desvios acentuados da variável controlada, em que os índices de variância da PV apresentados na Tabela B.1 mostram a variabilidade elevada em relação aos experimentos (1) e (2). A convergência do parâmetro a_1 equivale a um valor médio de $-0,9907$, indicando uma constante de tempo média 118s. Já o parâmetro b_0 converge para a média de $0,0055$.

No experimento extra (4) mostrado na Figura B.4 (A, nos instantes de 2500 e 5800s, também percebe-se visualmente desvios acentuados da variável controlada (conforme índice de variância da PV apresentado na Tabela B.1). A convergência do parâmetro a_1 equivale a um valor médio de $-0,994$ e de b_0 a $0,0035$. Assim, a constante de tempo média estimada é de 185s.

Os experimentos (3) e (4) mostraram que a utilização de peso no sinal de controle $\lambda = 1$ não implicou em diferença significativa na variância do sinal de controle. Além disso, apesar de o uso de um fator de esquecimento menor ($0,9967$) indicar uma constante de tempo média estimada mais rápida, o CVMG apresentou melhor desempenho com um fator de esquecimento maior (estimação mais lenta).

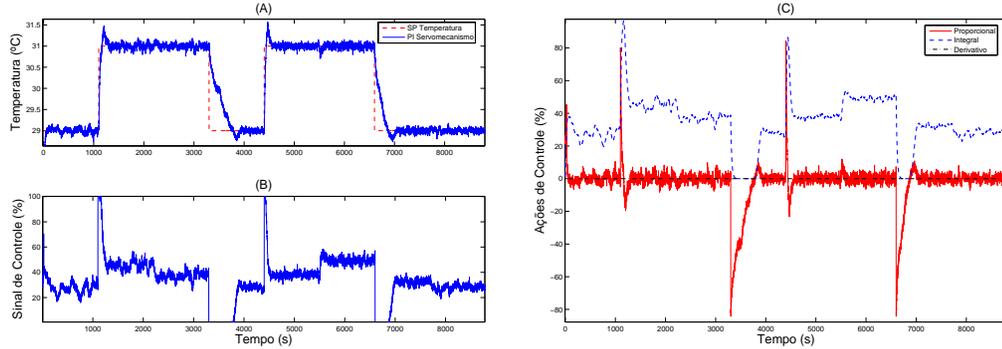


Figura B.2: Experimento extra (2) - Controlador PI de temperatura (servomecanismo) - $K_c = 6$, $T_i = 20$ - (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Ações de controle (PI).

Os experimentos extras (5) e (6) (figuras B.5 e B.6, respectivamente) foram realizados utilizando filtro média móvel na variável de processo. Entretanto, o experimento (5) utiliza período de amostragem de 0,11s e o (6) de 0,33s. O principal objetivo de se utilizar filtro nos algoritmos PI de vazão é investigar potenciais reduções da variância do sinal de controle. Entretanto, observa-se na Tabela B.2 que apesar de variância do sinal de controle ser menor para o experimento (5) em relação ao (6), percebe-se um elevado percentual de *overshoot* e variância da PV de ambos os experimentos em relação ao (7). Apesar de o experimento (7) mostrado na Figura B.7 apresentar um pequeno aumento acréscimo na variância do sinal de controle (em relação ao (5) e (6)), percebe-se que ele apresenta os menores índices de desempenho. Isto esclarece que a utilização de filtro influencia na dinâmica do sinal, indicando a utilização de filtros mais elaborados (como por exemplo, de segunda ordem).

O experimento extra (8) mostrado na Figura B.8 foi realizado para investigar a convergência dos parâmetros do modelo ARX de vazão com a utilização de fator de esquecimento igual a 0,998 (maior em relação a 0,975). Neste caso, na Figura B.5 (C), o parâmetro a_1 converge para uma valor médio de -0,7199 e b_0 para 0,2756, equivalente a uma constante de tempo média de 1s. Entretanto, apesar de a convergência dos parâmetros ser bem próxima a esperada para o modelo ARX de vazão apresentado no Capítulo 3, nota-se elevados desvios na variável controlada.

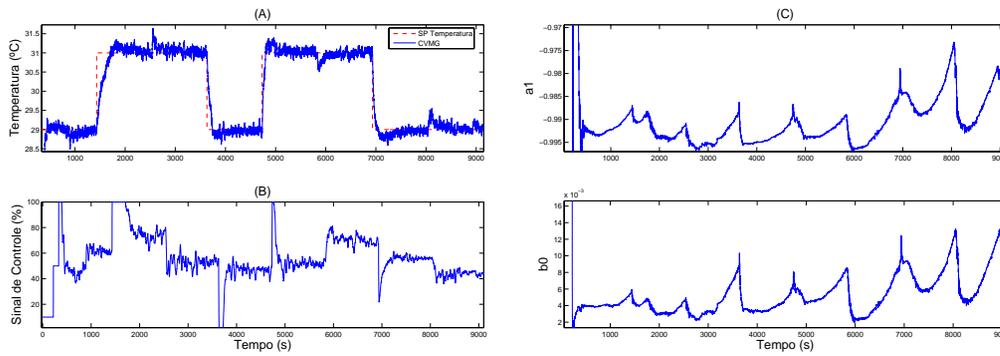


Figura B.3: Experimento extra (3) - CVMG de temperatura - $\beta = 0,967$, $\lambda = 1$ e $T = 1,1$ s - (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Parâmetros a_1 e b_0 .

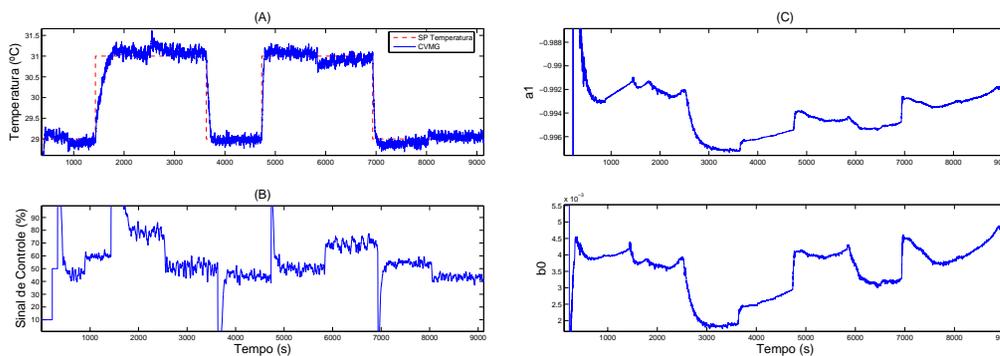


Figura B.4: Experimento extra (4) - CVMG de temperatura - $\beta = 0,999$, $\lambda = 1$ e $T = 1,1$ s - (A) Perfil de temperatura, (B) Sinal de controle de temperatura e (C) Parâmetros a_1 e b_0 .

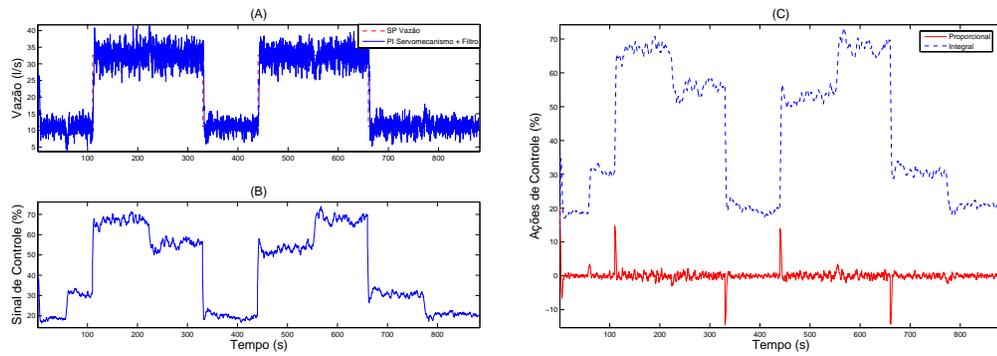


Figura B.5: Experimento extra (5) - Controlador PI de vazão com filtro de 1ª ordem (servomecanismo) - $K_c = 0,33$, $T_i = 1$ e $T = 0,11$ s - (A) Perfil de Vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Ações de controle (PI).

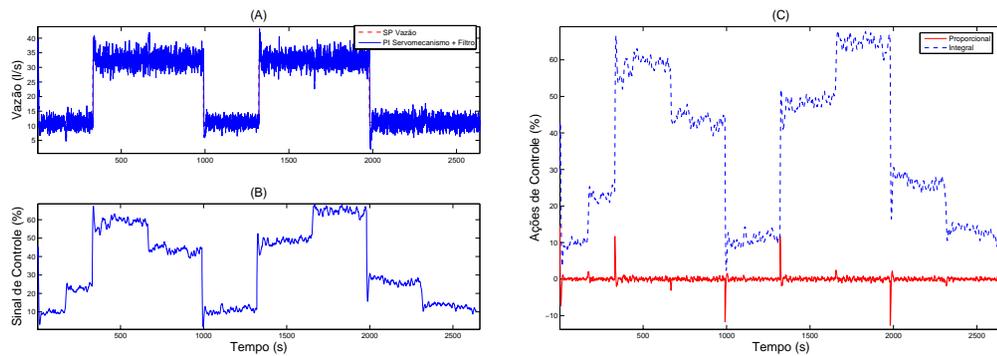


Figura B.6: Experimento extra (6) - Controlador PI de vazão com filtro de 1ª ordem (servomecanismo) - $K_c = 0,33$, $T_i = 1$ e $T = 0,33$ s - (A) Perfil de Vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Ações de controle (PI).

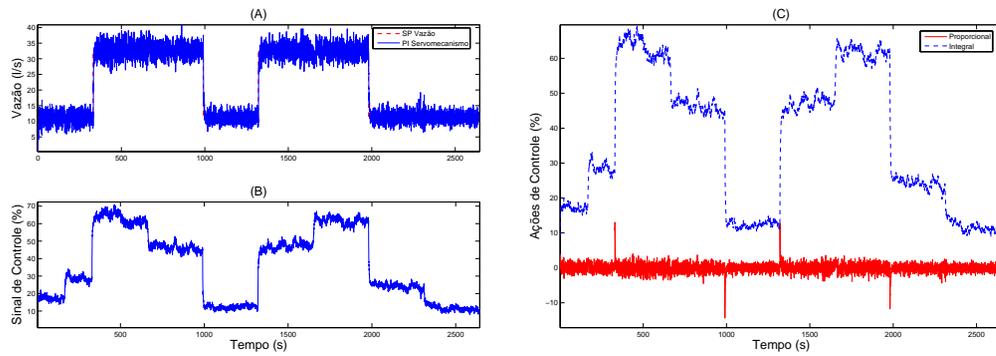


Figura B.7: Experimento extra (7) - Controlador PI de vazão (servomecanismo) - $K_c = 0,33$, $T_i = 1$ e $T = 0,33$ s - (A) Perfil de Vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Ações de controle (PI).

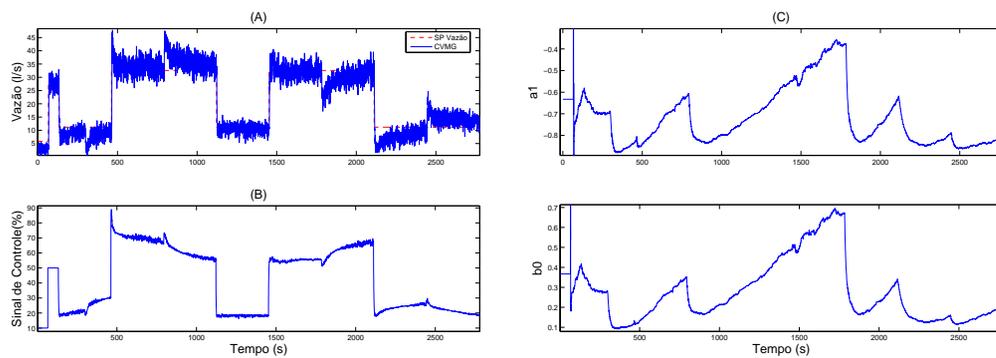


Figura B.8: Experimento extra (8) - CVMG de vazão - $\beta = 0,999$, $\lambda = 0,28$ e $T = 0,33$ s - (A) Perfil de Vazão, (B) Sinal de controle de vazão e (C) Perfil de estimação de parâmetros - a_1 e b_0 .

Implementação Prática dos Controladores PI(D)

C.1 Considerações Gerais

Algumas considerações de ordem prática devem ser levadas em conta na implementação de controladores digitais, tais como [Jota e Pena, 1995]:

- Escolha do tipo de algoritmo: Posicional X Incremental;
- Garantia de transferência MANUAL para AUTOMÁTICO sem perturbação (*bumpless transfer*);
- Evitar o “chute derivativo”, aplicando ação derivativa apenas no sinal de saída, $C(s)$, e não no erro, $E(s)$, conforme a equação seguinte:

$$M(s) = K \left\{ \left(1 + \frac{1}{sT_i} \cdot E(s) \right) - sT_d \cdot C(s) \right\}; \quad (\text{C.1})$$

- Condicionamento e/ou filtragem das medidas;
- Limitação da amplitude e taxa de variação do sinal de saída;
- Geração do sinal de referência LOCAL (interno) ou REMOTO;
- Uso das técnicas de de-saturação do sinal correspondente à ação integral; isto pode ser conseguido, por exemplo, limitando o termo integral (tipicamente a 100%);

- Uso da estratégia de compensação direta e escolha das variáveis de perturbação a serem usadas.

Discretização do Controlador PI

A estrutura e a configuração das malhas de controle PI utilizadas no SCVT são mostradas na Figura C.1.

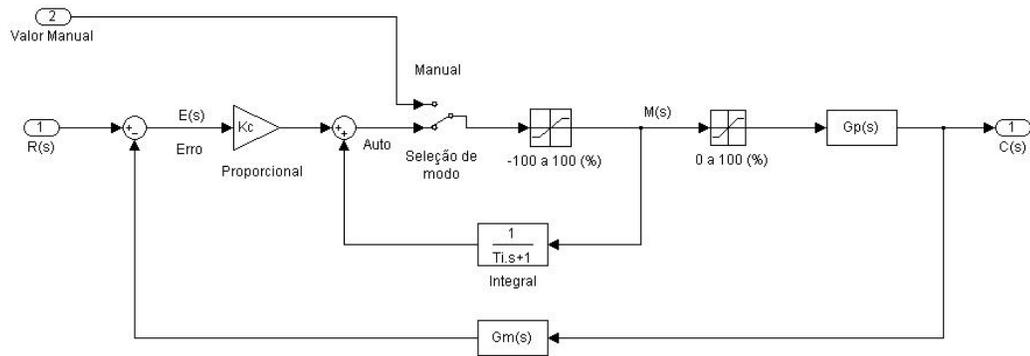


Figura C.1: Estrutura da malha de controle PI industrial implementado no SCVT.

Nessa configuração, o sistema de controle possui três características importantes: limitação da amplitude do sinal de controle (saturador) e ação “anti-*windup*” para o termo integral. Além disso, a transferência de manual para automático é do tipo *bumpless transfer*, ou seja, sem “solavanco”. Essas duas últimas características são garantidas devido ao termo integral do controlador ser colocado como um atraso (*lag*), o que acarreta também na consideração do controle em malha fechada com pelo menos um atraso por conta do amostrador (EOZ), por questões teóricas e de implementação [Jota e Pena, 1995].

A equação do controlador PI é do tipo industrial com filtro na ação derivativa, conforme [Jota e Pena, 1995] [Astrom e Hägglund, 1995]:

$$M(s) = K_c \cdot \left(1 + \frac{1}{sT_i}\right) \cdot E(s) \quad (C.2)$$

em que:

$M(s)$ - Sinal de controle (variável manipulada);

$E(s)$ - Sinal de Erro (*Set point* - Variável controlada ou $R(s) - C(s)$).

A partir da equação do controlador PI industrial no plano s , (C.2), a

discretização para o plano z é feita por meio da transformação bilinear. A equação resultante é

$$M(z^{-1}) = K' \cdot \left\{ 1 + \frac{(1 - \beta_c)z^{-1}}{1 - z^{-1}} \cdot E(z^{-1}) \right\} \quad (\text{C.3})$$

em que:

$$K' = K_c \cdot \left(1 + \frac{T}{2T_i} \right), \quad \beta_c = \frac{2T_i - T}{2T_i + T} \quad (\text{C.4})$$

O valor de β_c nesta equação pode ser interpretado como uma melhor aproximação para e^{-T/T_i} , utilizado na integração retangular. A transformação bilinear é significativamente mais precisa e estável se o valor de T_i é próximo de T . Em casos que $T > T_i$, a integração retangular pode causar instabilidade no algoritmo [Jota e Pena, 1995]. Portanto, mesmo com período de amostragem próximo do valor da constante de tempo, em especial para os primeiros ensaios experimentais com a malha de vazão, em que $T = 1,1\text{s}$ e $T_i = \tau_v = 1\text{s}$, teoricamente o controle não fica comprometido, pelo menos no quesito de discretização das equações do controlador.

O algoritmo referente ao controlador PI industrial, com saturador, *bumpless transfer* e ação “anti-*windup*” implementado no computador digital utilizado para controlar o SCVT, pode ser visualizado por meio da Tabela C.1 [Jota e Pena, 1995].

Discretização do Controlador PID

A estrutura e a configuração da malha de controle PID industrial é mostrada na Figura C.2. Nessa configuração, o sistema de controle também possui as mesmas características anteriores, como “anti-*windup*” e transferência sem “solavanco”. Lembrando também que, a ação derivativa é usada somente na saída ($C(s)$) para evitar o “chute derivativo”. A equação deste controlador é do tipo:

$$M(s) = K_c \cdot \left(1 + \frac{1}{sT_i} \right) \cdot \left[R(s) - \frac{1 + sT_d}{1 + \alpha'sT_d} \cdot C(s) \right] \quad (\text{C.5})$$

em que α' é um valor constante e tem a função de atuar como um filtro na ação derivativa.

O parâmetro α' atua na verdade como um limitador do ganho derivativo para frequências acima da faixa de passagem da planta (na qual predominam as componentes de ruído do processo e de medição) [Jota e Pena, 1995].

Tabela C.1: Fluxograma do Controlador PI Realimentado

Passos	Controlador PI Realimentado
1	se modo manual vá para (6)
2	medição (e condicionamento) de $c(kT)$
3	tome o valor da referência, $r(kT)$, local ou remoto
4	$e(kT) \leftarrow r(kT) - c(kT)$
5	$m(kT) \leftarrow K' \cdot e(kT) + I$
6	se $m(kT) > MAX \Rightarrow m(kT) \leftarrow MAX$
7	se $m(kT) < MIN \Rightarrow m(kT) \leftarrow MIN$
8	$I \leftarrow \beta_c \cdot I + (1 - \beta_c) \cdot m(kT)$
9	envie sinal de controle para a planta
10	memorize I para o próximo ciclo de amostragem

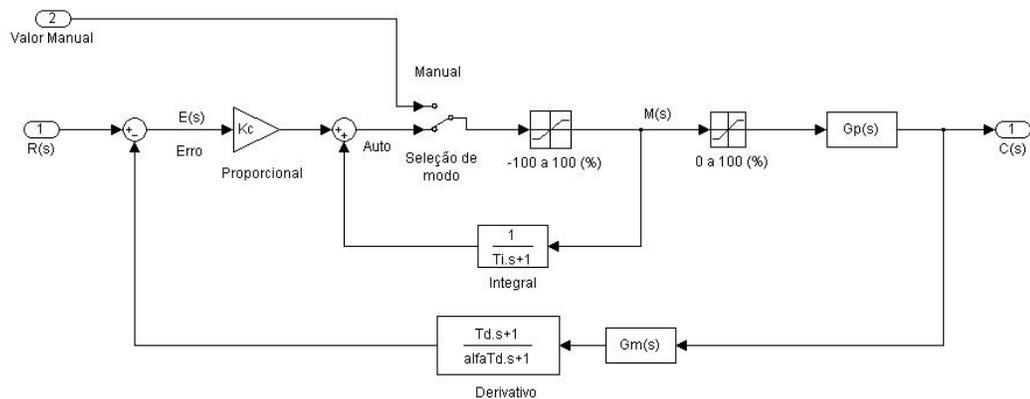


Figura C.2: Estrutura da malha de controle PID industrial implementado no SCVT.

Apesar da escolha de α' ser tipicamente igual a 0,1 na maioria dos casos, para o SCVT, este parâmetro foi sintonizado por tentativa e erro, resultando em $\alpha' = 0,3$. A sintonia deste parâmetro é esclarecida após mostrar a equação discreta do PID industrial.

A discretização da equação desse controlador no plano s , (C.5), também

utilizou a transformação bilinear. Então, a equação resultante é

$$M(z^{-1}) = K' \cdot \left(1 + \frac{(1 - \beta_c)z^{-1}}{1 - z^{-1}}\right) \cdot \left[R(z^{-1}) - \frac{2\gamma(1 - z^{-1})}{1 + 2\alpha'\gamma + (1 - 2\alpha'\gamma)z^{-1}} \cdot C(z^{-1}) \right] \quad (\text{C.6})$$

em que $\gamma = T_d/T$.

Quando o termo derivativo é discretizado utilizando a transformação bilinear um cuidado especial deve ser tomado com relação ao valor mínimo de γ aceitável, para que o termo $(1 - 2\alpha'\gamma)z^{-1}$ da equação (C.6) não seja nulo [Jota e Pena, 1995]. Portanto, sugere-se que o máximo valor praticável de T é $2\alpha'T_d = T_d/5$. Como o valor de T para a malha de temperatura é fixo (1,1s), o valor mínimo do termo derivativo a ser utilizado deve ser $T_d > 5,5$. Conseqüentemente, o valor mínimo de α' deve ser 0,1.

O valor de T_d obtido por meio de o projeto utilizando o método da Síntese Direta resultou em $T_d = 0,95$. Esse valor implica em uma ação derivativa muito pequena (que pôde ser comprovada nos ensaios simulados e experimentais não apresentados neste trabalho). Assim, o valor de T_d foi escolhido de forma a ser pelo menos maior que 5,5, dado a restrição imposta pela transformação bilinear e pelo fato de valores menores que 5,5 resultarem em ações derivativas insignificantes. Portanto, o valor de $T_d = 10$ foi obtido por tentativa e erro. Neste sentido, o valor do filtro derivativo foi sendo ajustado de 0,1 para 0,2 e de 0,2 para 0,3. Este ajuste no filtro α' foi realizado para limitar a ação derivativa pelo fato de o controlador PID com $T_d = 10$ e $\alpha' = 0,1$ apresentar ação derivativa “agressiva”.

Algoritmos Desenvolvidos

Neste capítulo são mostrados os algoritmos de controle dos ensaios experimentais e simulados.

D.1 Algoritmos Desenvolvidos para os Ensaios Simulados - Malha de Temperatura

Controladores PI(D) sem Compensação Direta

```

%-----
%      Validacao da Malha de Temperatura com os controladores PI(D)
%      Método da Sintese Direta com tempo morto
%-----
%-----
%
%                      Algoritmo PI Industrial
%-----
%Parametros do Controlador
tau_T3 = 20; tauc = 10;
Kc = (tau_T3) / (K_T3-reajustado*(tauc + teta1)); Ti = tau_T3;
%Calculo de Klinha e Beta a partir de Ti e K - Transformação Bilinear
Klinha = Kc * ( 1 + Ts/(2*Ti) );
Beta = ( (2*Ti) - Ts) / ( (2*Ti) + Ts);
%Inicio da Simulacao-----
for k = 5:8301
%Modelo discreto de 1ª ordem (Gt1) - Dinamica rapida com atraso de 2s
y_t1(k) = 0.9465*y_t1(k-1) + 0.00165*u_t(k-2) + 0.007223*u_t(k-3);
%Modelo discreto de 1ª ordem (Gt2) - Dinamica lenta com atraso de 58s
if k >= 55
y_t2(k) = 0.9965*y_t2(k-1) + 0.0004274*u_t(k-53) + 0.001137*u_t(k-54);
end
y(k) = 2*y_t1(k) + 2*y_t2(k);
%Modelo discreto de 1ª ordem Perturbacao de Vazao (G11) - Dinamica rapida
y_l1(k)=0.9614*y_l1(k-1)-0.001692*u_v(k-2)-0.007475*u_v(k-3);
%Modelo discreto de 1ª ordem Perturbacao de Vazao (G12) - Dinamica lenta

```

```

if k>=87
y_l2(k) = 0.9947*y_l2(k-1) -0.0009897*u_v(k-85) -0.000564*u_v(k-86);
end
y(k) = y(k) + y_l1(k) + y_l2(k);
% Calculo das acoes de controle do PI
erro = w(k) - yt(k);
proporcional = Klinha * erro;
if m(k) > Max_Windup
    m(k) = Max_Windup;
end

                                %Anti-Windup (Integral 0 a 100)
if m(k) < Min_Windup
    m(k) = Min_Windup;
end
integral = Beta*integral + (1 - Beta)*m(k);
if m(k) > Max_Atuador
    m(k) = Max_Atuador;
end

                                %Saturador do Atuador 0 a 100%
    if m(k) < Min_Atuador
        m(k) = Min_Atuador;
    end
end % Fim Simulacao
%-----
%                               Algoritmo PID Industrial
%-----
%-----Parametros do Controlador-----
tau_T3 = 20; tau2 = 1; beta = 1; tauc = 12;
Tau = sqrt(tau_T3*tau2); quici = (tau_T3+tau2) / (2* Tau);
Kc = (2*quici*Tau) / (K_T3-reajustado*(tauc + beta))
Ti = (2*quici*Tau) Td = 10; (Tau/(2*quici))
% Calculo de Klinha e Beta a partir de Ti e K
Klinha = Kc * ( 1 + Ts/(2*Ti) )
Beta = ( (2*Ti) - Ts) / ( (2*Ti) + Ts)
% Constantes usadas no calculo do termo derivativo
gama = Td/Ts; alfa = 0.3;
D1 = ( (2*alfa*gama) - 1) / ( (2*alfa*gama) + 1)
D2 = (2*gama) / ( (2*alfa*gama)+1)
% Opcao entre algoritmo para PID interativo e nao interativo
interativo = 1 ;
%Inicio da Simulacao-----
for k = 4:length(w)
% Calculo das acoes de controle do PI
erro = w(k) - y(k);
proporcional = Klinha * erro;
derivativo = D1*derivativo + D2*(y(k) - y(k-1));
m(k) = proporcional + integral;
if interativo == 1                                %Algoritmo PID interativo
    m(k) = m(k) - Klinha*derivativo;
end
if m(k) > Max_Windup
    m(k) = Max_Windup;
end

                                %Anti-Windup (Integral -100 a 100)
if m(k) < Min_Windup
    m(k) = Min_Windup;
end

```

```

end
    integral = Beta*integral + (1 - Beta)*m(k);
% Termo derivativo filtrado
if interativo == 0                %Algoritmo PID nao-interativo
    m(k) = m(k) - Klinha*derivativo;
if m(k) > Max_Atuador
    m(k) = Max_Atuador;
end
                                %Saturador do Atuador 0 a 100%
if m(k) < Min_Atuador
    m(k) = Min_Atuador;
end
end % Fim interativo
if m(k) > Max_Atuador
    m(k) = Max_Atuador;
end
                                %Saturador do Atuador 0 a 100%
if m(k) < Min_Atuador
    m(k) = Min_Atuador;
end
end % Fim Simulacao

```

Controladores PI com Compensação Direta

O algoritmo PID com compensação direta foi suprimido devido a lógica da compensação direta ser idêntica a utilizada pelo controlador PI.

```

%-----
%                Algoritmo PI Industrial com Compensação Direta
%-----
%-----Parametros do Controlador-----
tau_T3 = 20; tauc = 10; Kc = (tau_T3) / (K_T3-reajustado*(tauc + teta1))
ti = (tau1); % Calculo de Klinha e Beta a partir de Ti e K
Klinha = Kc * ( 1 + Ts/(2*Ti) );
Beta = ( (2*Ti) - Ts) / ( (2*Ti) + Ts);
% Parametros da Lei de Controle da Compensacao Direta (Ressintonizada)
Kf1 = 0,10;
gama1 = 260 / Ts;
gama2 = 40 / Ts;
FF1 = (2*gama2 - 1) / (1 + 2*gama2);
FF2 = Kf1*(1 + 2*gama1) / (1 + 2*gama2);
FF3 = Kf1*(1 - 2*gama1) / (1 + 2*gama2);
%Inicio da simulacao-----
for k = 4:length(w)
% Calculo das acoes de controle do PI
erro = w(k) - y(k);
proporcional = Klinha * erro;
m(k) = proporcional + integral;
if m(k) > Max_Windup
    m(k) = Max_Windup;
end
                                %Anti-Windup (Integral 0 a 100)
if m(k) < Min_Windup
    m(k) = Min_Windup;
end
integral = Beta*integral + (1 - Beta)*m(k);

```

```

% Acao de controle da Compensação Direta
mf1(k) = FF1*mf1(k-1) + FF2*u_perturbacao(k) + FF3*u_perturbacao(k-1);
% Sinal de Controle PI + Compensacao Direta
m(k) = m(k) + mf1(k);
if m(k) > Max_Atuador
    m(k) = Max_Atuador;
end
                                     %Saturador do Atuador 0 a 100%
if m(k) < Min_Atuador
    m(k) = Min_Atuador;
end
end %Fim da Simulacao

```

CVMG sem e com Compensação Direta

```

%-----
%           Malha de Temperatura com o controlador adaptativo
%           de variancia minima generalizado sem Compensação Direta
%-----
% Polinomio P(z^-1)-----
% Modelo M(s) -> M(z^-1) - Baseado na especificacao da MF
tauc = 20;
Ms = 1/(tauc*s +1)
Mz = c2d(Ms,1.1,'zoh')
Pz = 1/Mz; [Pn Pd] = tfdata(Pz,'v');
pn=Pn(2); pd = Pd(2);
% Estimacao on-line e Controle-----
% Inicio estimacao de parametros do MQR com Fator de Esquecimento
% Parametros do Estimador
n = 2;
P = 10^6*eye(n);           % Valor inicial da matriz P(k)
lambda = 0.999;           % Fator de Esquecimento
Tempo_Estimacao = 200; Tempo_Control = 300;
%Parametros do controlador
Peso = 0.1;                % Peso do sinal de controle
Max=100; Min=0;           % Saturador
% Perfil de Set point e do Sinal de Controle de Perturbação
w =[10*ones(1,200) 50*ones(1,100) 27.4*ones(1,1000)...
    40.6*ones(1,2000) 27.4*ones(1,1000) 40.6*ones(1,2000)27.4*ones(1,2001)];
uv =[10*ones(1,800) 40*ones(1,1500) 10*ones(1,3000)...
    40*ones(1,2000) 10*ones(1,1001)] ;
% Inicio da Simulacao-----
for k = 5:8301
X = [y(k-1) u(k-3)];      % Vetor de Regressores
if k>=Tempo_Estimacao    % MQR com Fator de Esquecimento
    Cn = X * P;
    Gn = lambda + Cn * X';
    Kn = (P * X') / Gn;
    alfan = y(k) - (teta' * X');
    teta = teta + Kn * alfan;
    Plinha = Kn * Cn;
    P = (1 / lambda) * (P - Plinha);
if k<=Tempo_Estimacao    % Valores Iniciais dos parametros
    tetat(1:200,1) = 0.9064762387;
    tetat(1:200,2) = 0.0935177492;

```

```

end
a1e = -teta(1); b0e = teta(2);
%Calculo da equacao Diofantina CPn = EAPd + Z^-rF
e0 = 1/pd; e1 = (pn - (e0*a1e*pd))/pd;
e2 = - (e1*a1e*pd)/pd; f0 = - (e2*a1e*pd);
%Calculo dos termos do polinomio G(z^-1)
g0 = b0e*e0; g1 = b0e*e1; g2 = b0e*e2;
if k>=Tempo_Controlo
%Lei de controle do CVMG C=R=1, P=1/pd com Q = Peso*(1-z^-1)
u(k) = ( -(g1-Peso)*u(k-1) - g2*u(k-2) + w(k) - (f0/pd)*y(k) )/(g0 + Peso);
filtro(k) = (f0/pd)*y(k); % Valor da Saida Filtrada pelo Polinomio P(z^-1)
%Saturador e Anti-Windup
if u(k)>=Max
    u(k)=Max;
end
if u(k)<=Min
    u(k)=Min;
end
end %Fim If k >= Tempo_Controlo
%Variacao dos parametros
a1ee(k)=a1e; b0ee(k)=b0e;
end %Fim If k >= Tempo_Estimacao
end %Fim Simulacao

%-----
%           Malha de Temperatura com o controlador adaptativo
%           de variancia minima generalizado com Compensação Direta
%-----
% Início da estimacao de parametros do MQR com Fator de Esquecimento
% Parametros do Estimador
n = 3;
P = 10^8*eye(n); % Valor inicial da matriz P(K)
lambda = 0.999; % Fator de Esquecimento
Tempo_Estimacao = 200; Tempo_Controlo = 300;
% Início da Simulacao
for k = 5:8301
X = [y(k-1) u(k-3) uv(k-3)]; % Vetor de Regressores
if k>=Tempo_Estimacao % MQR com Fator de Esquecimento
    Cn = X * P;
    Gn = lambda + Cn * X';
    Kn = (P * X') / Gn;
    alfan = y(k) - (teta' * X');
    teta = teta + Kn * alfan;
    Plinha = Kn * Cn;
    P = (1 / lambda) * (P - Plinha);
if k<=Tempo_Estimacao % Valores Iniciais dos parametros
    tetat(1:200,1) = 0.9648762387;
    tetat(1:200,2) = 0.0935187913;
    tetat(1:200,3) = 0.0042156155;
end
end
a1e = -teta(1); b0e = teta(2); d0e = teta(3);
%Calculo da equacao Diofantina CPn = EAPd + Z^-rF
e0 = 1/pd; e1 = (pn - (e0*a1e*pd))/pd;
e2 = -(e1*a1e*pd)/pd; f0 = - (e2*a1e*pd);
%Calculo da 2ª equacao Diofantina ED = E'C + Z^-rF

```

```

f0_perturb = (e0*d0e);
%Calculo dos termos do polinomio G(z^-1)
g0 = b0e*e0; g1 = b0e*e1; g2 = b0e*e2;
if k>=Tempo_Controle
%Lei de controle do GMV C=R=1, P=1/pd e Q = Peso*(1-z^-1)
u(k)= ( -(g1-Peso)*u(k-1) - (g2)*u(k-2) + w(k)-(f0/pd)*y(k)-f0_perturb*uv(k)
      / (g0 + Peso) );
filtro(k) = (f0/pd)*y(k);
% Sinal de Controle da Compensacao
sinal_ff(k) = -f0_perturb*uv(k);
%Saturador e Anti-Windup
if u(k)>=Max
    u(k)=Max;
end
if u(k)<=Min
    u(k)=Min;
end
end %Fim if Tempo>Tempo_Controle
%Variacao dos parametros
a1ee(k)=a1e; b0ee(k)=b0e; d0ee(k)=d0e;
end %Fim if Tempo>Tempo_Estimacao
end %Fim Simulacao

```

D.2 Algoritmos Desenvolvidos para os Ensaios Simulados - Malha de Vazão

Controlador PI

```

%-----
%          Validacao da Malha de Vazao com o controlador projetado
%          pelo metodo da sintese direta com tempo morto
%-----
% Parametros do Controlador contínuo
tauc = tau_V+teta;
Kc = (tau_V) / (K_V*(tauc + teta));
Ti = tau_V;
%-----
%          Algoritmo PID Industrial
%-----
Klinha = Kc * ( 1 + Ts/(2*Ti) )
Beta = ( 2*Ti - Ts) / ( 2*Ti + Ts)
Max = 100; Min = 0;
% Início da Simulação
for k = 11: length(w)
y(k) = 0.8958*y(k-1) + 0.1042*m(k-10);
erro = w(k) - y(k);
proporcional = Klinha * erro;
acao_proporcional(k) = proporcional;
m(k) = proporcional + integral;
if m(k) > Max_Windup
    m(k) = Max_Windup;
end
end
%Anti-Windup (Integral 0 a 100)
if m(k) < Min_Windup

```

```

    m(k) = Min_Windup;
end
integral = Beta*integral + (1 - Beta)*m(k);
if m(k) > Max_Atuador
    m(k) = Max_Atuador;
end
                                     %Saturador do Atuador 0 a 100%
if m(k) < Min_Atuador
    m(k) = Min_Atuador;
end
end % Fim Simulacao

```

CVMG sem Compensação Direta

```

%-----
%      Validacao da Malha de Temperatura com o controlador adaptativo
%      de variancia minima generalizado
%-----
% Polinomio P(z^-1)
% Modelo M(s) -> M(z^-1) - Baseado na especificacao da resposta em MF
tauc = 1;
Ms = 1/(tauc*s + 1)
Mz = c2d(Ms,0.33,'zoh')
Pz = 1/Mz; [Pn Pd] = tfdata(Pz,'v'); pn=Pn(2); pd = Pd(2);
% Estimacao on line e Controle-----
% Inicio da estimacao de parametros do MQR com Fator de Esquecimento
% Parametros do Estimador
n = 2; P = 10^6*eye(n);
lambda = 0.975;
Tempo_Estimacao = 200; Tempo_Controle = 400;
%Parametros do controlador
Peso = 0.28;
Max=100; Min=0;
% Inicio da Simulação
for k = 5:8401
y(k) = 0.7189*y(k-1) + 0.2811*u(k-4);
X = [y(k-1) u(k-4)];
if k>=Tempo_Estimacao
    Cn = X * P;
    Gn = lambda + Cn * X';
    Kn = (P * X') / Gn;
    alfan = y(k) - (teta' * X');
    teta = teta + Kn * alfan;
    P1inha = Kn * Cn;
    P = (1 / lambda) * (P - P1inha);
if k<=Tempo_Estimacao
    tetat(1:200,1) = 2.0000328710837
    tetat(1:200,2) = 0.0671289163;
end
a1e = -teta(1); b0e = teta(2);
%Calculo da equacao Diofantina CPn = EAPd + Z^-rF
e0 = 1/pd; e1 = (pn - (e0*a1e*pd))/pd;
e2 = - (e1*a1e*pd)/pd; e3 = - (e2*a1e*pd)/pd;
f0 = - (e3*a1e*pd);
%Calculo dos termos do polinomio G(z^-1)
g0 = b0e*e0; g1 = b0e*e1; g2 = b0e*e2; g3 = b0e*e3;

```

```

if k>=Tempo_Controle
%Lei de controle do GMV C=R=1, P=1/pd com Q = Peso*(1-z^-1)
u(k) = ( -(g1-Peso)*u(k-1)-g2*u(k-2)-g3*u(k-3)+w(k)-(f0/pd)*y(k))/(g0+Peso);
filtro(k) = (f0/pd)*y(k); %Valor da Saida Filtrada pelo Polinomio P(z^-1)
%Saturador e Anti-Windup
if u(k)>=Max
    u(k)=Max;
end
if u(k)<=Min
    u(k)=Min;
end
end %Fim If k >= Tempo_Controle
%Variacao dos parametros
a1ee(k)=a1e; b0ee(k)=b0e;
end %Fim If k >= Tempo_Estimacao
end %Fim for

```

D.3 Algoritmos Desenvolvidos para os Ensaios Experimentais

Os códigos implementados em linguagem C foram resumidos apenas aos códigos dos algoritmos de controle, a fim de demonstrar somente a implementação dos controladores.

Algoritmos dos Controladores PI(D) e Compensação Direta

São apresentados somente os códigos de uma das malhas o que não impede o entendimento do algoritmo de controle principal. Para cada malha de controle, o que muda são apenas os parâmetros específicos de cada uma (ganho, constante de tempo, período de amostragem e constante de tempo de malha fechada desejada).

```

/*-----*/
/*-----CONTROLADOR PI METODO SINTESE DIRETA-----*/
/*-----*/
// Parametros para o algoritmo do controlador
float Sinal_vazao = 0.00; float Sinal_tempe = 0.00;
float erro = 0.00; float proporcional = 0;
static float integral = 0; float SetPoint = 0;
float PV = 0; float tau,tauc,Ti,T,Beta,Kc,Kp,Klinha,teta;
//Parametros
Kc = (tau)/(Kp*(tauc + teta));
Ti = (tau); T = 1.1;
Klinha = Kc * ( 1+ (T/(2*Ti)) );
Beta = ( (2*Ti) -T ) / ( (2*Ti) + T);
//Calculo do sinal de erro do controlador
// erro = Set_Point - Medida_Atual_temperatura
SetPoint = Apt_Dados->SP_Tempe[0]; // (valor em %);
PV = (((Apt_Dados->MD_Tempe[0])*6.6)-164); // (valor em %);
erro = (SetPoint - PV); // e(k) em %
// Calculo da acao proporcional
proporcional = (Klinha * erro);
// Calculo da acao de controle - m(k)
Sinal_tempe = proporcional + integral;
// Condicoes de seguranca para limite da faixa de temperatura

```

```

// do sensor de vazao de 0 - 50 graus Celsius
if (Apt_Dados->MD_Tempe[0] > 48)
    {Sinal_tempe = 0;}
//Limitacoes da acao de controle - Anti-Windup(Integral de 0 a 100)
if (Sinal_tempe > 100)
    {Sinal_tempe = 100;}
if (Sinal_tempe < -100)
    {Sinal_tempe = -100;}
integral = (Beta*integral) + ( (1-Beta) * Sinal_tempe );
// Limitacoes da acao de controle - Saturador do Atuador
if (Sinal_tempe > 100)
    {Sinal_tempe = 100;}
if (Sinal_tempe < 0)
    {Sinal_tempe = 0;}
} //Fim if Opcao_Estrategia_Controlre == 2 - PI Temperatura sem FF
if ( Opcao == 3)
    {
/*-----*/
/*-----CONTROLADOR PI COM FEEDFORWARD-----*/
/*-----*/
// Calculo dos parametros da Lei de controle do FF
Kf1 = 0,10;
gama1 = 260/T;
gama2 = 40/T;
FF1 = (2*gama2 - 1)/(1 + 2*gama2);
FF2 = Kf1 * ( (1 + 2*gama1)/(1 + 2*gama2) );
FF3 = Kf1 * ( (1 - 2*gama1)/(1 + 2*gama2) );
// Calculo do sinal de erro do controlador
SetPoint = Apt_Dados->SP_Tempe[0]; // (valor em %);
PV = ((Apt_Dados->MD_Tempe[0])*6.6)-164; // (valor em %);
erro = (SetPoint - PV); // e(k) em %
// Sinal de entrada do Compensador Medida de Vazao (Malha Aberta)
Sinal_vazao = ((Apt_Dados->MD_Vazao[0]*1.8679)-0.8679); (valor em %);
// Calculo da acao proporcional
proporcional = (Klinha * erro);
// Calculo da acao de controle - m(k)
Sinal_tempe = proporcional + integral;
// Limitacoes da acao de controle - Anti-Windup (Integral de 0 a 100)
if (Sinal_tempe > 100)
    {Sinal_tempe = 100;}
if (Sinal_tempe < -100)
    {Sinal_tempe = -100;}
integral = (Beta*integral) + ( (1-Beta) * Sinal_tempe );
// Calculo da acao de controle do Compensador
Sinal_FF1 = FF1*Sinal_FF1 + FF2*Sinal_vazao + FF3*Sinal_vazao_anterior;
Sinal_FF = Sinal_FF1;
// Calculo da acao de controle final do PI + FF
Sinal_tempe = Sinal_tempe + Sinal_FF;
// Limitacoes da acao de controle - Saturador do Atuador
if (Sinal_tempe > 100)
    {Sinal_tempe = 100;}
if (Sinal_tempe < 0)
    {Sinal_tempe = 0;}
} //Fim if Opcao_Estrategia_Controlre == 3 - PI Temperatura com FF
if ( Opcao == 4)
    {

```

```

/*-----*/
/*-----CONTROLADOR PID METODO SINTESE DIRETA-----*/
/*-----*/
Tau = sqrt((tau1*tau2));
quici = (tau1+tau2) / ( 2*Tau );
Kc = (2*quici*Tau) / (Kp*(tauc + beta));
Ti = 2*quici*Tau;
Td = 10; //Tau / (2*quici);
T = 1.1;
Klinha = Kc * ( 1+ (T/(2*Ti)) );
Beta = ( (2*Ti) -T ) / ( (2*Ti) + T);
gama = Td/T; alfa = 0.3;
D1 = ( (2*gama*alfa) - 1) / ( (2*gama*alfa) + 1);
D2 = ( 2*gama ) / ( (2*gama*alfa) + 1);
//Opcao entre algoritmo PID interativo e nao-interativo
interativo = 1;
SetPoint = Apt_Dados->SP_Tempe[0]; // (valor em %);
PV = (((Apt_Dados->MD_Tempe[0])*6.6)-164); // (valor em %);
erro = (SetPoint - PV); // e(k) em %
// Calculo da acao proporcional
proporcional = (Klinha * erro);
// Calculo da acao derivativa
derivativo = (D1*derivativo) + (D2*taxa_derivada);
// Calculo da acao de controle - m(k)
Sinal_tempe = proporcional + integral;
if (interativo == 1)
    {Sinal_tempe = Sinal_tempe - (Klinha*derivativo);}
// Limitacoes da acao de controle - Anti-windup (Integral -100 a 100)
if (Sinal_tempe > 100)
    {Sinal_tempe = 100;}
if (Sinal_tempe < -100)
    {Sinal_tempe = -100;}
integral = (Beta*integral) + ( (1-Beta) * Sinal_tempe );
if (interativo == 0)
    {Sinal_tempe = Sinal_tempe - (Klinha*derivativo);}
} //fim if interativo ==0
// Limitacoes da acao de controle - Saturador do Atuador
if (Sinal_tempe > 100)
    {Sinal_tempe = 100;}
if (Sinal_tempe < 0)
    {Sinal_tempe = 0;}
} //Fim if Opcao_Estrategia_Controlo == 4 - PID Temperatura

```

Algoritmos dos CVMG sem e com Compensação Direta

```

/*-----*/
/*-----Controladores Adaptativos-----*/
/*-----*/
if (Opcao == 2)
{
/*-----*/
/* Controlador de Variancia Minima Generalizado sem FF com Atraso Z^-3 */
/* MALHA DE TEMPERATURA */
/*-----*/
int i = 0, j = 0;

```

```

static double X[COLUNAS]; static double Teta[LINHAS];
static double C[COLUNAS]; static double P[LINHAS][COLUNAS];
static double P_linha[LINHAS][COLUNAS]; static double G = 0.00;
static double K[LINHAS]; static double Tempe_est = 0.00;
static double Erro = 0.00; double PV;
double AUX1[LINHAS]; double AUX2[LINHAS][COLUNAS];
double Sinal_vazao = 0.00; double Sinal_tempe = 0.00;
//Parametros do Modelo do Polinomio P(Z^-1)
double pn,pd; pn = - exp(-(double)(1.1/Tauc));
pd = 1 + pn;
//Parametros do Modelo ARMAX
double a1 = 0.00; double b0 = 0.00;
/* Estabelecendo tempo de inicializacao de vetores */
if ( Tempo_Decorrido == 2200 )
{
/* Colocando o sinal de controle em manual */
Sinal_vazao = Apt_Dados->SP_Vazao[0];
Sinal_tempe = Apt_Dados->SP_Tempe[0];
Apt_Dados->SC_Vazao[0] = Sinal_vazao;
Apt_Dados->SC_Tempe[0] = Sinal_tempe;
PV = (((Apt_Dados->MD_Tempe[0])*6.6)-164); //Medida em %
/* Atualizando Vetor de Regressores em % */
X[0] = (((Apt_Dados->MD_Tempe[1])*6.6)-164);
X[1] = Apt_Dados->SC_Tempe[3];
/* Estimacao Recursiva com Fator de Esquecimento */
Vet_X_Mat ( X, P, C );
G = Beta + VetL_X_VetC ( C, X );
Mat_X_Vet ( P, X, K );
Vet_D_Num ( K, G, K );
Tempe_est = VetL_X_VetC ( X, Teta );
Erro = PV - Tempe_est;
Vet_X_Num ( K, Erro, AUX1 );
Vet_P_Vet ( Teta, AUX1, Teta );
VetC_X_VetL ( K, C, P_linha );
Mat_S_Mat( P, P_linha, AUX2 );
Mat_D_Num( AUX2, Beta, P );
/* Inicializacao do Vetor de Pramentros - Teta */
if ( Tempo_Decorrido >= 0 && Tempo_Decorrido <= 2200 )
{
Teta[0] = 0.94648514795348;
Teta[1] = 0.05351485204652;
}
/* Controlador de Variancia Minima */
if ( Tempo_Decorrido >= 3300 )
{
/* Polinomios */
a1 = -Teta[0]; b0 = +Teta[1];
/* Calculo da 1ª Eq. Diofantina - CPn = EAPd + Z^rF */
e0 = (1/pd); e1 = (pn - (e0*a1*pd)) / (pd);
e2 = - (e1*a1*pd)/(pd); f0 = - (e2*a1*pd);
/* Calculo do polino G(Z^-1) = EB */
g0 = b0*e0; g1 = (b0*e1); g2 = (b0*e2);
/* Lei de Controle com C=R=1, P=1/pd */
Auto = -(f0/pd)*(((Apt_Dados->MD_Tempe[0])*6.6)-164);
Exog=(-g1+Peso)*(Apt_Dados->SC_Tempe[1])-g2*(Apt_Dados->SC_Tempe[2]);
SetPoint_Te = Apt_Dados->SP_Tempe[0];
}
}

```

```

    Sinal_tempe = ( ( SetPoint_Te ) + Auto + Exog ) / (g0 + Peso);
    Sinal_vazao = Apt_Dados->SP_Vazao[0];
    Apt_Dados->SC_Vazao[0] = Sinal_vazao;
    Apt_Dados->SC_Tempe[0] = Sinal_tempe;
}
else
{ //Se nao ainda nao alcancar o tempo de inicio de
//operacao dos controladore, Sinal de Controle->Manual
Sinal_vazao = Apt_Dados->SP_Vazao[0];
Sinal_tempe = Apt_Dados->SP_Tempe[0];
Apt_Dados->SC_Vazao[0] = Sinal_vazao;
Apt_Dados->SC_Tempe[0] = Sinal_tempe;
}
} //Fim if Opcao_Estrategia_Controlo == 2 - GMV Malha Temperatura

if (Opcao == 3)
{
/*-----*/
/* Controlador de Variancia Minima Generalizado com FF com Atraso Z^-3 */
/* MALHA DE TEMPERATURA */
/*-----*/
/* Atualizando Vetor de Regressores em % */
X[0] = (((Apt_Dados->MD_Tempe[1])*6.6)-164);
X[1] = Apt_Dados->SC_Tempe[3];
X[2] = (Apt_Dados->MD_Vazao[3]*1.8679)-0.8679);
/* Estimacao Recursiva com Fator de Esquecimento */
Vet_X_Mat ( X, P, C );
G = Beta + VetL_X_VetC ( C, X );
Mat_X_Vet ( P, X, K );
Vet_D_Num ( K, G, K );
Tempe_est = VetL_X_VetC ( X, Teta );
Erro = PV - Tempe_est;
Vet_X_Num ( K, Erro, AUX1 );
Vet_P_Vet ( Teta, AUX1, Teta );
VetC_X_VetL ( K, C, P_linha );
Mat_S_Mat( P, P_linha, AUX2 );
Mat_D_Num( AUX2, Beta, P );
/* Inicializacao do Vetor de Pramentros - Teta */
if ( Tempo_Decorrido >= 0 && Tempo_Decorrido <= 2200)
{
Teta[0] = 0.96485147695348;
Teta[1] = 0.05351485204652;
Teta[2] = 0.00428053023976;
}
/* Controlador de Variancia Minima */
if ( Tempo_Decorrido >= 4400 )
{
/* Polinomios */
a1 = -Teta[0]; b0 = +Teta[1]; d0 = +Teta[2];
/* Calculo da 1ª Eq. Diofantina - CPn = EAPd + Z^rF */
e0 = (1/pd); e1 = (pn - (e0*a1*pd)) / (pd);
e2 = - (e1*a1*pd)/(pd); f0 = - (e2*a1*pd);
/* Calculo da 2ª Eq. Diofantina - ED = E'C + Z^rF' */
f0_perturb = e0*d0;
/* Calculo do polino G(Z^-1) = EB */
g0 = b0*e0; g1 = (b0*e1); g2 = (b0*e2);
}
}
}

```

```

/* Lei de Controle com C=R=1, P=1/pd */
Auto = -(f0/pd)*(((Apt_Dados->MD_Tempe[0])*6.6)-164);
Exog=(-g1+Peso)*(Apt_Dados->SC_Tempe[1])-g2*(Apt_Dados->SC_Tempe[2]);
Pert = - f0_perturb*((Apt_Dados->MD_Vazao[0]*1.8679)-0.8679)
SetPoint_Te = Apt_Dados->SP_Tempe[0];
Sinal_tempe = ( ( SetPoint_Te ) + Auto + Exog + Pert) / (g0 + Peso);
Sinal_vazao = Apt_Dados->SP_Vazao[0];
Apt_Dados->SC_Vazao[0] = Sinal_vazao;
Apt_Dados->SC_Tempe[0] = Sinal_tempe;
} //Fim if Opcao_Estrategia_Controle == 3 - GMV Malha Temperatura com FF

```

Algoritmo Filtro Anti-Spike

```

/* Convertendo as Medidas de Digital para Volts */
Dado_Tempe_V0 = ( float ) (Dado_Tempe*5)/4036;
Dado_Vazao_V0 = ( float ) (Dado_Vazao*5)/4036;
/* Filtragem Anti-Spike */
// Temperatura
if ( fabs(Dado_Tempe_V0 - Dado_Tempe_V1) > (fabs(Dado_Tempe_V1_f - Dado_Tempe_V2_f)+Dado_Tempe_V0) )
{
Dado_Tempe_V0 = Dado_Tempe_V1_f;
}
// Vazao
if ( fabs(Dado_Vazao_V0 - Dado_Vazao_V1) > (fabs(Dado_Vazao_V1_f - Dado_Vazao_V2_f)+Dado_Vazao_V0) )
{
Dado_Vazao_V0 = Dado_Vazao_V1_f;
}
/* Passando pelo Filtro Media-Movel (MA) de 10 Amostras. */
Dado_Tempe_V0_f = 0.90 * Dado_Tempe_V1_f + 0.10 * Dado_Tempe_V0;
Dado_Vazao_V0_f = 0.90 * Dado_Vazao_V1_f + 0.10 * Dado_Vazao_V0;
/* Fim da Filtragem Anti-Spike */

```

D.3.1 Algoritmo dos Índices de Desempenho das Malhas de Controle

A seguir são mostrados os algoritmos que foram utilizados para calcular os índices de desempenho das malhas de controle. Existem diferenças entre os códigos dependendo do algoritmo por causa da amostragem utilizada nas malhas de controle serem diferentes. Então, algumas modificações são necessárias para que a mesma quantidade de amostras seja utilizada no cálculo dos índices independente do algoritmo de controle ou amostragem.

Algoritmo dos Índices de Desempenho da Malha de Temperatura

```

%=====
% Cálculo dos Índices de desempenho - Controladores PI(D) de Temperatura
% sem e compensação direta
%=====
%Calculo dos dados estatiscos baseados nos dados do PI Regulacao com FF
Overshoot1 = ( (max(MD_Temp(1000:1300))-mean(MD_Temp(990:1000)) ) ...
*100 / ( SP_Temp(1200)-SP_Temp(1) ) ) -100
Overshoot2 = ( (max(MD_Temp(4000:4300))-mean(MD_Temp(3990:4000)) ) ...
*100 / ( SP_Temp(1200)-SP_Temp(1) ) ) -100

% Convertendo de unidades de engenharia para porcentagem

```

```

MD_Temp = (MD_Temp*6.6)-164;
SP_Temp = (SP_Temp*6.6)-164;

% Calculo dos desvios de temperatura na incidencia de perturbacao
Desvio_Max_1 = max(y_eng(2000:2100))
Desvio_Min_1 = min(y_eng(2000:2100))
Delta1 = Desvio_Max_1 - Desvio_Min_1
Desvio_Max_2 = max(y_eng(5000:5200))
Desvio_Min_2 = min(y_eng(5000:5100))
Delta2 = Desvio_Max_2 - Desvio_Min_2

% Calculo da variancia da PV
Variancia_Patamar1 = sqrt(var(MD_Temp(1400:3000)))
Variancia_Patamar2 = sqrt(var(MD_Temp(4400:6000)))
Variancia_PV = sqrt(var(MD_Temp))

% Calculo dos indices com base na integral do erro
ISE = sum((SP_Temp-MD_Temp).^2)
IAE = sum(abs(SP_Temp-MD_Temp))
ITAE = sum(Tempo.*(abs(SP_Temp-MD_Temp)))

% Calculo da variancia da MV
Variancia_MV_total = sqrt(var(SC_Temp))
Variancia_MV_Patamar1 = sqrt(var(SC_Temp(2200:2900)))
Variancia_MV_Patamar2 = sqrt(var(SC_Temp(5200:5900)))

%=====
% Cálculo dos Índices de desempenho - CVMG sem e com compensação direta
%=====
Overshoot1 = ( ( max(MD_Temp(1300:1600))-mean(MD_Temp(1290:1300)) ) ...
              *100 / ( SP_Temp(1500)-SP_Temp(800) ) ) -100
Overshoot2 = ( ( max(MD_Temp(4300:4600))-mean(MD_Temp(4290:4300)) ) ...
              *100 / ( SP_Temp(1500)-SP_Temp(800) ) ) -100

% Convertendo de unidades de engenharia para porcentagem
MD_Temp = (MD_Temp*6.6)-164;
SP_Temp = (SP_Temp*6.6)-164;

% Calculo dos desvios de temperatura na incidencia de perturbacao
Desvio_Max_1 = max(y_eng(2300:2900))
Desvio_Min_1 = min(y_eng(2300:2900))
Delta1 = Desvio_Max_1 - Desvio_Min_1
Desvio_Max_2 = max(y_eng(5300:6200))
Desvio_Min_2 = min(y_eng(5300:6200))
Delta2 = Desvio_Max_2 - Desvio_Min_2

% Calculo da variancia da PV
Variancia_Patamar1 = sqrt(var(MD_Temp(1700:3300)))
Variancia_Patamar2 = sqrt(var(MD_Temp(4700:6300)))
Variancia_PV = sqrt(var(MD_Temp(300:end)))

% Calculo dos indices com base na integral do erro
ISE = sum((SP_Temp(300:end)-MD_Temp(300:end)).^2)
IAE = sum(abs(SP_Temp(300:end)-MD_Temp(300:end)))
ITAE = sum(Tempo(300:end).*(abs(SP_Temp(300:end)-MD_Temp(300:end))))

```

```
% Calculo da variancia da MV
Variancia_MV_total = sqrt(var(SC_Temp(300:end)))
Variancia_MV_Patamar1 = sqrt(var(SC_Temp(2700:3200)))
Variancia_MV_Patamar2 = sqrt(var(SC_Temp(4700:5200)))
```

Algoritmo dos Índices de Desempenho da Malha de Vazão

```
%=====
% Cálculo dos Índices de desempenho - Controladores PI de Vazão
%
%=====
%Calculo dos dados estatiscos baseados nos dados do PI Regulacao com FF
Overshoot1 = ( (max(MD_Vazao(1000:1100))-mean(MD_Vazao(990:1000)) )...
              *100 / ( SP_Vazao(1200)-SP_Vazao(1) ) ) -100
Overshoot2 = ( (max(MD_Vazao(4000:4100))-mean(MD_Vazao(3990:4000)) )...
              *100 / ( SP_Vazao(1200)-SP_Vazao(1) ) ) -100

% Convertendo de unidades de engenharia para porcentagem
MD_Vazao = (MD_Vazao*1.8679)-0.8679;
SP_Vazao = (SP_Vazao*1.8679)-0.8679;

% Calculo da variancia da PV
Variancia_Patamar1 = var(MD_Vazao(1400:3000))
Variancia_Patamar2 = var(MD_Vazao(4400:6000))
Variancia_PV = var(MD_Vazao)

% Calculo dos indices com base na integral do erro
ISE = sum((SP_Vazao(300:end)-MD_Vazao(300:end)).^2)
IAE = sum(abs(SP_Vazao(300:end)-MD_Vazao(300:end)))
ITAE = sum(Tempo(300:end).*(abs(SP_Vazao(300:end)-MD_Vazao(300:end))))

% Calculo da variancia da MV
Variancia_MV_total = var(SC_Vazao(300:end))
Variancia_MV_Patamar2 = var(SC_Vazao(1400:3000))
Variancia_MV_Patamar2 = var(SC_Vazao(4400:6000))

%=====
% Cálculo dos Índices de desempenho - CVMG sem compensação direta
%=====
Overshoot1 = ( (max(MD_Vazao(1400:1480))-mean(MD_Vazao(1390:1400)) )...
              *100 / ( SP_Vazao(1500)-SP_Vazao(1200) ) ) -100
Overshoot2 = ( (max(MD_Vazao(4400:4480))-mean(MD_Vazao(4390:4400)) )...
              *100 / ( SP_Vazao(1500)-SP_Vazao(1200) ) ) -100

% Convertendo de unidades de engenharia para porcentagem
MD_Vazao = (MD_Vazao*1.8679)-0.8679;
SP_Vazao = (SP_Vazao*1.8679)-0.8679;

% Calculo da variancia da PV
Variancia_Patamar1a = sqrt(var(MD_Vazao(1800:3400)))
Variancia_Patamar2a = sqrt(var(MD_Vazao(4800:6400)))
Variancia_PV = sqrt(var(MD_Vazao(400:end)))

% Calculo dos indices com base na integral do erro
ISE = sum((SP_Vazao(400:end)-MD_Vazao(400:end)).^2)
```

```
IAE = sum(abs(SP_Vazao(400:end)-MD_Vazao(400:end)))
ITAE = sum(Tempo(400:end).*(abs(SP_Vazao(400:end)-MD_Vazao(400:end))))

% Calculo da variancia da MV
Variancia_MV_total = sqrt(var(SC_Vazao(400:end)))
Variancia_MV_Patamar1 = sqrt(var(SC_Vazao(2500:3300)))
Variancia_MV_Patamar2 = sqrt(var(SC_Vazao(4500:5300)))
```