

CONTROLE DIGITAL MULTIVARIÁVEL DE NÍVEL DE UM SISTEMA ACOPLADO DE TUBULÕES DE CALDEIRAS DE UMA PLANTA TERMELÉTRICA EM CICLO COMBINADO

ANDRÉ C. N. GOMES, BRUNO A. ANGÉLICO

*Laboratório de Automação e Controle, Dept. de Engenharia de Telecomunicações e Controle
Escola Politécnica da Universidade de São Paulo
Av. Professor Luciano Gualberto, travessa 3, 158, 05508-010 - Cidade Universitária - São Paulo-SP – Brasil
E-mails: andre_nobrega@petrobras.com.br, angelico@lac.usp.br*

Abstract— The drum level control system is a critical aspect of the operation of heat recovery steam generators installed in combined-cycle thermal power plants. The control system must reject the disturbances induced by the turbo generator's load modulations and also accommodate the distinct process conditions during start-up or high load. This paper presents the design of discrete-time PID and LQG controllers for an identified model of a real steam generator that contains two coupled boiled drums, considering the actual automation system sample rate. The two designed controllers are tested in simulations with disturbances on the steam output of both the drum boilers. Subsequently, the implementation of both controllers is considered, given the results achieved.

Keywords— Digital Control, Multivariable Control, Robustness, System Identification, Boiler Drum Level Control.

Resumo— O controle de nível de tubulões é um fator crítico na operação de caldeiras instaladas em usinas termelétricas com ciclo combinado. O sistema de controle deve ser capaz de rejeitar as perturbações devido à mudança de carga dos turbogeradores e às modificações nas condições de processo, muito distintas entre a partida da caldeira e a operação em carga plena. Está apresentado neste artigo o projeto de controladores discretos do tipo PID e do tipo LQG para o modelo identificado de um sistema real composto por dois tubulões, considerando-se a frequência de amostragem do sistema de controle industrial instalado. Para a avaliação do desempenho dos controladores projetados, são inseridas perturbações nas vazões de saída de vapor dos dois tubulões. Em seguida, com base nos resultados alcançados, é examinada a implementação dos controladores projetados.

Palavras-chave— Controle Digital, Controle Multivariável, Robustez, Identificação de Sistemas, Controle de Nível de Tubulão.

1 Introdução

Em usinas termelétricas de ciclo combinado, o controle de nível dos tubulões é crucial para o estabelecimento de uma troca térmica eficiente na caldeira recuperadora de calor (Kehlhofer et al, 2009), cuja função em termelétricas com ciclo combinado é gerar vapor para o acionamento de turbinas a vapor a partir do calor do gás de exaustão de turbinas a gás. O sinal de nível é costumeiramente interligado ao Sistema Instrumentado de Segurança (Basu et al, 2014) da caldeira e, em caso de valor elevado ou baixo, provoca o desligamento da unidade geradora correspondente. Estudos recentes (Astrom et al, 2000) (Tawefic, 2013), consideram a modelagem fenomenológica do nível de um tubulão. Os resultados são modelos não-lineares que revelam a necessidade do controlador implementado ser robusto às variações impostas pelas condições de operação.

A seção 2 mostra as características do processo em estudo, e os requisitos de desempenho que o sistema em malha fechada deve satisfazer. A seção 3 exibe o modelo obtido para o sistema com a técnica de identificação paramétrica caixa-cinza (Ljung, 1997) para a condição de plena carga. A identificação paramétrica é mais adequada para o projeto dos controladores, como feito em (Marques, 2005), ao invés do modelo fenomenológico não-linear. O modelo identificado é empregado no projeto dos controladores e nas simulações do processo.

As seções 4 e 5, respectivamente, mostram o projeto de controladores de PID e LQG discretos para o sistema identificado na seção 3. Normalmente, para este tipo de aplicação utilizam-se controladores PID distintos durante a partida e em carga plena (Lu et al, 2005) chaveados a partir da medição da vazão de vapor de saída do tubulão. Como o sistema abordado possui acoplamento, a utilização de um controlador multivariável por realimentação de estados, tal como o LQG (Franklin, 1997), que seja robusto às variações paramétricas torna-se em evidência.

Por fim, a seção 6 mostra as simulações obtidas para o sistema com os diferentes controladores projetados, o que possibilita um comparativo de desempenho entre os controladores.

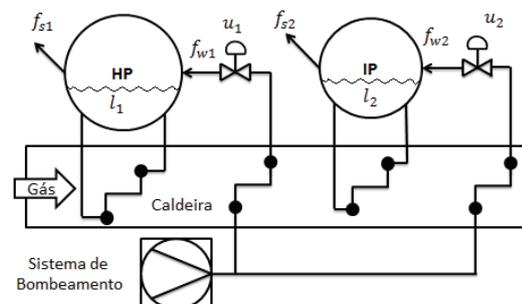


Figura 1 - Fluxograma simplificado do sistema de evaporação da água de alimentação

2 Descrição do Sistema e Requisitos de Desempenho

O fluxograma apresentado na Figura 1 mostra o sistema de evaporação de água de alimentação, objeto desse estudo. Um sistema de bombeamento comum alimenta dois tubulões, sendo que um produz vapor a 75bar (tubulão HP) e o outro produz vapor a 25bar (tubulão IP), com os turbogeradores em carga plena.

A água bombeada passa por estágios preliminares de aquecimento na caldeira até finalmente entrar nos tubulões. Cada um dos tubulões está vinculado à uma secção da caldeira denominada evaporador. Enquanto é aquecida, a água recircula no evaporador e tubulão até ser vaporizada. A manutenção do nível em torno do ponto operacional pre-determinado, realizada através da manipulação de válvulas de controle instaladas à montante dos tubulões, permite a troca eficiente de calor e a produção de vapor nas quantidades requisitadas pela turbina à vapor.

Segue a lista das grandezas representadas na Figura 1, que são medidas pelo sistema de controle e são ponto de interesse desse estudo:

$u_1(t)$: Comando de abertura da válvula de controle do tubulão HP.

$l_1(t)$: Nível do tubulão HP.

$f_{w1}(t)$: Vazão de água de alimentação do tubulão HP.

$f_{s1}(t)$: Vazão de vapor de saída do tubulão HP.

$u_2(t)$: Comando de abertura da válvula de controle do tubulão IP.

$l_2(t)$: Nível do tubulão IP.

$f_{w2}(t)$: Vazão de água de alimentação do tubulão IP.

$f_{s2}(t)$: Vazão de vapor de saída do tubulão IP.

A Tabela 1 mostra os valores operacionais comuns de um em carga plena de uma caldeira ALSTOM 79 (de 142t/h), em operação na Usina Termelétrica Fernando Gasparian, localizada em São Paulo(SP). O vapor gerado pelos tubulões de duas caldeiras de recuperação aciona uma turbina a vapor que gera costumeiramente 85MW.

Quando há redução ou aumento da geração da turbina a vapor, restringe-se ou aumenta-se as vazões de vapor $f_{s1}(t)$ e $f_{s2}(t)$ através de válvulas à jusante dos tubulões. Esta ação normalmente resulta em oscilações nos níveis destes equipamentos.

Os controladores digitais a serem implementados devem ser robustos às variações de carga descritas acima e, para alterações no set-point de nível do tipo degrau, devem possuir tempo de estabilização t_e e sobressinal M_p tais que $t_e \leq 3min$ e $M_p \leq 20\%$.

O sistema digital de controle distribuído instalado possui intervalo de amostragem de cinco segundos para os blocos de controladores. Este fato é levado em conta nos projetos apresentados neste artigo.

Tabela 1 – Valores operacionais e faixas de medição

	Valor Mínimo	Valor Nominal	Valor Máximo	Unidade
$u_1(t)$	0	70,6	100	%
$l_1(t)$	-900	-100	300	mm
$f_{w1}(t)$	0	35,2	60	kg/s
$f_{s1}(t)$	0	30,3	60	kg/s
$u_2(t)$	0	40,9	100	%
$l_2(t)$	-600	-100	300	mm
$f_{w2}(t)$	0	7,9	12	kg/s
$f_{s2}(t)$	0	5,7	12	kg/s

3 Identificação

Para a obtenção do modelo, utilizou-se a identificação paramétrica a caixa-cinza, a partir de dados coletados da planta em um intervalo de 1,5 horas, quando realizou-se excitações do tipo degrau nos comandos de abertura das válvulas, $u_1(t)$ e $u_2(t)$, em torno do ponto de operação descrito na Tabela 1.

Tanto para a identificação quanto nas simulações exibidas na seção 6, foram utilizados variáveis desvio normalizadas, definidas pela equação abaixo:

$$\bar{x}_i = \frac{x_i - x_i^o}{x_i^M - x_i^m} = \frac{x_i - x_i^o}{\Delta x_i},$$

onde x_i é a i -ésima variável a ser transformada, x_i^o é o valor operacional em torno do qual é obtido o modelo, x_i^M é o máximo valor que x_i pode assumir e x_i^m o valor mínimo que x_i pode assumir. Por simplicidade de notação, a barra neste tipo de variável será omitida adiante, sendo utilizados sempre valores em porcentagem.

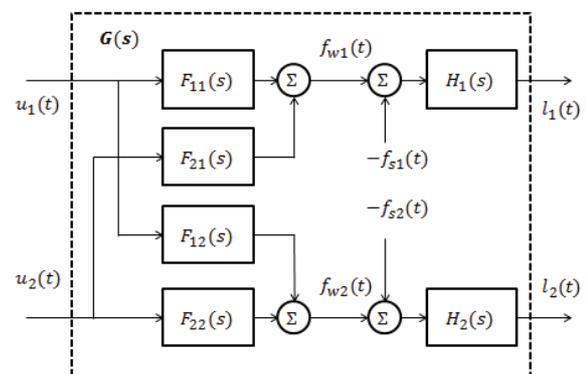


Figura 2 – Diagrama de blocos do sistema em malha aberta

O sistema pode ser subdividido em blocos, como representado Figura 2. Seu equacionamento dinâmico em malha aberta é:

$$\begin{bmatrix} f_{w1} \\ f_{w2} \end{bmatrix} = F(s) \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix} \quad (1)$$

$$\begin{bmatrix} l_1 \\ l_2 \end{bmatrix} = H(s) \left(\begin{bmatrix} f_{w1} \\ f_{w2} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} f_{s1} \\ f_{s2} \end{bmatrix} \right)$$

3.1. Identificação de $F(s)$

Intuitivamente, pelo fato do sistema de bombeamento e a fonte de calor serem comuns para os dois tubulões, infere-se que o sistema é acoplado.

Ao ser aberta a válvula $u_1(t)$, o fluxo para o tubulão HP aumenta e o fluxo para o tubulão IP diminui, caso $u_2(t)$ seja mantido constante. A afirmação recíproca também há de ser verdadeira. Dessa maneira, $F(s)$ adquire o formato:

$$F(s) = \begin{bmatrix} F_{11}(s) & F_{12}(s) \\ F_{21}(s) & F_{22}(s) \end{bmatrix}. \quad (2)$$

Para a identificação, foi utilizado o Método da Resposta ao Degrau (Aguirre, 2007), considerando cada elemento de $F(s)$ em separado, tomando-se degraus em $u_1(t)$ e em $u_2(t)$ representativos dentre aqueles obtidos no experimento. Seguindo este procedimento, obteve-se a matriz de função de transferências:

$$F(s) \cong \begin{bmatrix} \frac{0,256}{s + 0,312} & -\frac{0,012}{s + 0,057} \\ \frac{0,007}{s + 0,137} & \frac{0,111}{s + 0,156} \end{bmatrix}. \quad (3)$$

O modelo do erro está omitido neste artigo. As Figuras 3 até a 6 mostram a comparação entre os dados experimentais e o modelo em cada intervalo de tempo utilizado para se realizar a identificação. Nota-se que o modelo de primeira ordem aproxima adequadamente os dados experimentais, e que devido a influência de $u_2(t)$ em $f_{w1}(t)$ ser baixa, o erro entre os dados e modelo aumenta devido ao ruído de medição.

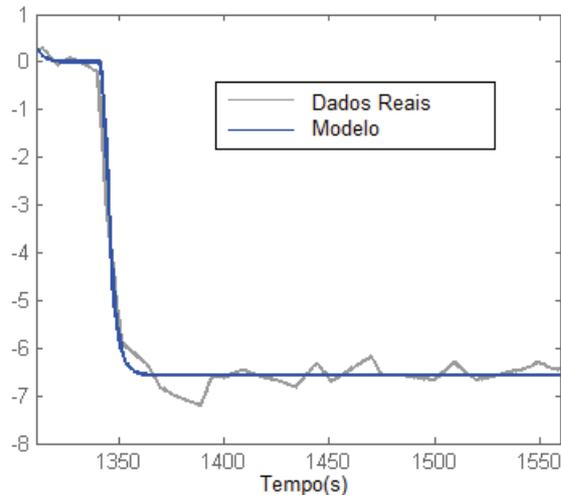


Figura 3 – Identificação de $F_{11}(s)$: $f_{w1}(t)$ ao degraui em $u_1(t)$

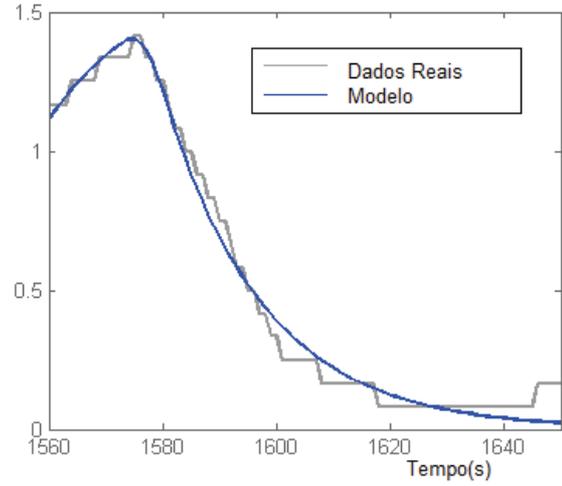


Figura 4 – Identificação de $F_{21}(s)$: $f_{w2}(t)$ ao degraui em $u_1(t)$

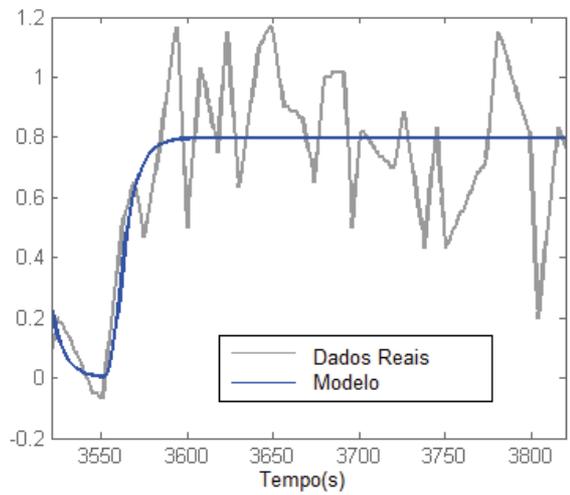


Figura 5 – Identificação de $F_{12}(s)$: $f_{w1}(t)$ ao degraui em $u_2(t)$

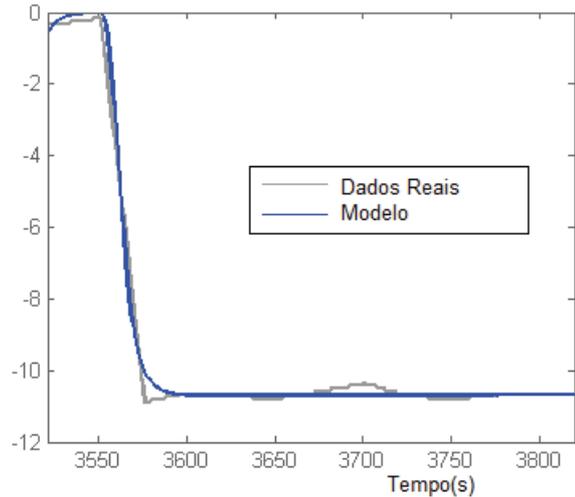


Figura 6 – Identificação de $F_{22}(s)$: $f_{w2}(t)$ ao degraui em $u_2(t)$

3.2. Identificação de $H(s)$

Assume-se que, uma vez que estejam fixos os fluxos $f_{w1}(t)$ e $f_{s1}(t)$, estes influenciam apenas o nível do tubulão relacionado, $l_1(t)$. Da mesma maneira, assume-se que $l_2(t)$ seja influenciado

apenas pelos fluxos $f_{w2}(t)$ e $f_{s2}(t)$. Assim sendo, $H(s)$ adquire o formato:

$$H(s) = \begin{bmatrix} H_1(s) & 0 \\ 0 & H_2(s) \end{bmatrix}. \quad (4)$$

Para a identificação, considerou-se $H_1(s)$ e $H_2(s)$ separadamente e a ocorrência de degraus representativos em $u_1(t)$ e em $u_2(t)$ durante o experimento.

As Figuras 7 e 8 mostram a comparação entre os dados experimentais e o modelo em cada intervalo de tempo utilizado para se realizar a identificação. Nota-se que o modelo integrador de primeira ordem aproxima adequadamente a dinâmica entre a diferença de fluxo e os níveis dos tubulões. Segue a matriz de funções de transferência $H(s)$ obtida:

$$H(s) \cong \frac{\begin{bmatrix} 0,052 & 0 \\ 0 & 0,0015 \end{bmatrix}}{s}. \quad (5)$$

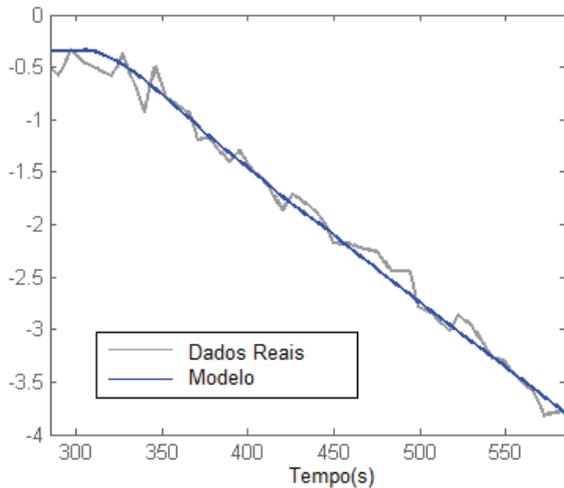


Figura 7 – Identificação de $H_1(s)$: Resposta de $l_1(t)$ quando varia a diferença entre as vazões $f_{w1}(t) - f_{s1}(t)$

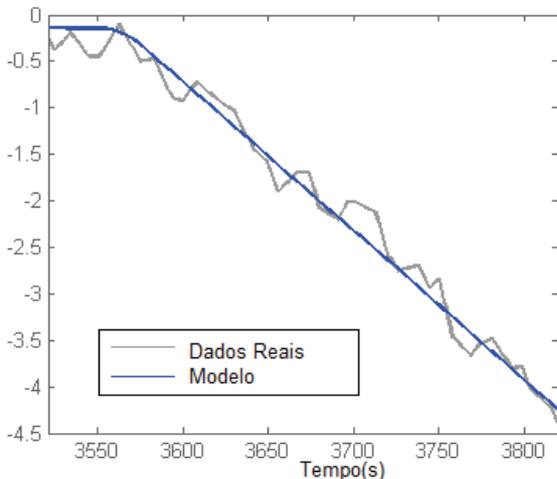


Figura 8 – Identificação de $H_2(s)$: Resposta de $l_1(t)$ quando varia a diferença entre as vazões $f_{w2}(t) - f_{s2}(t)$

3.3. Validação do sistema identificado

Definindo-se $G(s) = H(s)F(s)$, tem-se o modelo do sistema completo identificado:

$$\begin{bmatrix} l_1 \\ l_2 \end{bmatrix} = G(s) \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix} - H(s) \begin{bmatrix} f_{s1} \\ f_{s2} \end{bmatrix}. \quad (6)$$

Os gráficos da Figura 9 mostram o comparativo entre os dados experimentais e os obtidos com o modelo identificado, para todo o intervalo em que foram realizados os testes operacionais de identificação.

O modelo identificado reflete a dinâmica entre os comandos de abertura das válvulas e o valor de níveis dos tubulões, sendo principalmente satisfatório para a dinâmica do tubulão de pressão alta. A válvula do tubulão de pressão intermediária apresentava não linearidades devido a agarramento durante a aquisição dos dados, o que impossibilita que um modelo linear de ordem pequena, como o utilizado na identificação, represente a dinâmica real com erro pequeno.

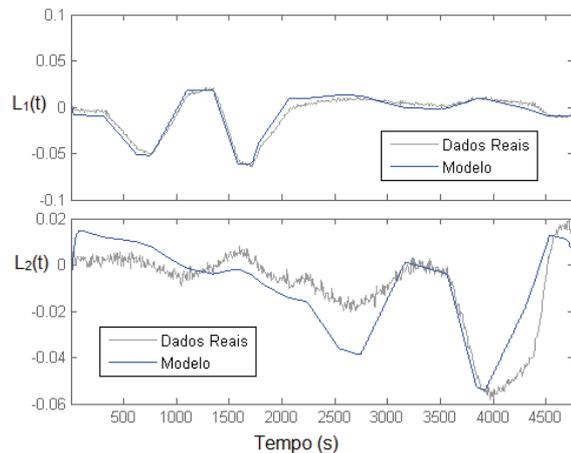


Figura 9 – Comparação entre o modelo obtido e os dados de todo o experimento

4 Projeto do Controlador PID Discreto

Os controladores do tipo PID são controladores concebidos para sistemas de uma entrada e uma saída. Portanto, os acoplamentos inerentes das malhas de controle podem ser considerados perturbações de entrada.

Foram projetados dois controladores PI discretos, $C_{1D}(z)$ e $C_{2D}(z)$, a partir dos respectivos componentes $G_{11}(s)$ e $G_{22}(s)$ de $G(s)$ discretizados. Não foi necessária a inclusão da ação derivativa a estes controladores, devido ao atendimento aos critérios de desempenho.

O sistema em malha aberta já possui integradores, o que garantiria erro de regime permanente nulo para uma retroalimentação proporcional. Entretanto, o acréscimo de polos nulos nos controladores fazem-se necessários para a rejeição adequada das perturbações e para melhorar a

resposta do sistema em malha fechada para sinais de referência do tipo rampa, geralmente utilizados quando a caldeira está em aquecimento de partida. Como critérios de desempenho, foram adotados como tempo de assentamento $t_e = 3\text{min}$ e *overshoot* máximo do sinal de saída $M_p = 20\%$.

4.1. Projeto do controlador de nível do tubulão de pressão alta

Para o projeto do controlador de nível do tubulão de pressão alta, $C_{1D}(z)$, obteve-se $G_{11D}(z)$ a partir da discretização ZOH de $G_{11}(s)$ com intervalo de amostragem $T_s = 5s$.

$$G_{11D}(z) \cong \frac{0,01(z + 0,60)}{(z - 1)(z - 0,21)} \quad (7)$$

O controlador PI discreto, com discretização retangular para trás, possui a estrutura

$$C_{1D}(z) = \frac{K_1(z - a_1)}{z - 1}. \quad (8)$$

Utilizando o método do lugar das raízes para $G_{11D}(z)C_{1D}(z)$, escolheu-se $a_1 \cong 0,884$ e $K_1 \cong 17,626$, de maneira que o sistema em malha fechada seja criticamente amortecido e seus polos estejam alocados na mesma posição, em $z \cong 0,675$.

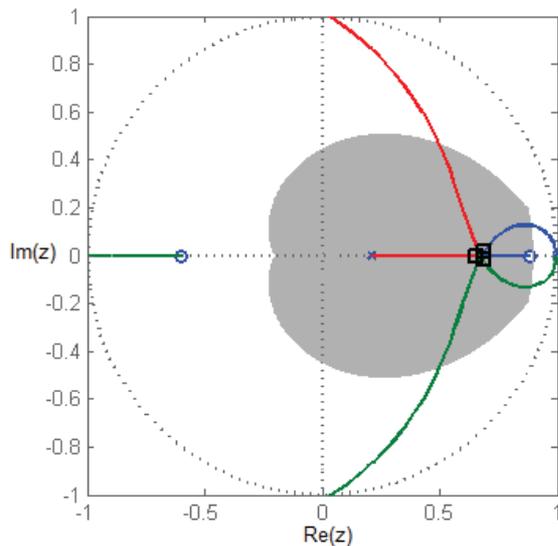


Figura 10 - Lugar das raízes referente ao controlador $C_{1D}(z)$

A Figura 10 mostra o diagrama do lugar das raízes de $G_{11D}(z)C_{1D}(z)$, utilizado no projeto. Os polos de malha fechada estão indicados por quadrados pretos e a região definida pelos critérios de desempenho está em realce.

4.2. Projeto do controlador de nível do tubulão de pressão intermediária

Para o projeto do controlador de nível do tubulão de pressão intermediária, $C_{2D}(z)$, obteve-se $G_{22D}(z)$

a partir da discretização ZOH de $G_{22}(s)$ com intervalo de amostragem $T_s = 5s$.

$$G_{22D}(z) \cong \frac{0,01(z + 0,60)}{(z - 1)(z - 0,21)} \quad (9)$$

O controlador PI discreto, com discretização retangular para trás, possui a estrutura:

$$C_{2D}(z) = \frac{K_2(z - a_2)}{z - 1}. \quad (10)$$

Utilizando o método do lugar das raízes para $G_{22D}(z)C_{2D}(z)$, escolheu-se $a_2 \cong 0,930$ e $K_2 \cong 40,838$, de forma similar ao projeto de $C_{1D}(z)$, de maneira que o sistema em malha fechada seja criticamente amortecido e seus polos estejam alocados na mesma posição, em $z \cong 0,797$.

A Figura 11 mostra o diagrama do lugar das raízes de $G_{22D}(z)C_{2D}(z)$, utilizado no projeto. Os polos de malha fechada estão indicados por quadrados pretos e a região definida pelos critérios de desempenho está em realce.

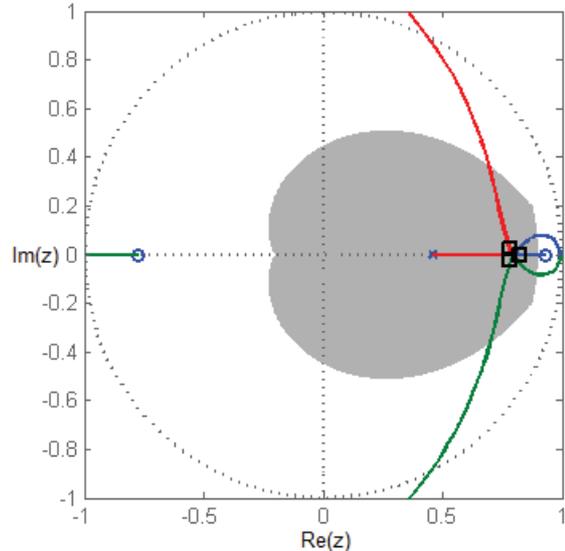


Figura 11 - Lugar das raízes referente ao controlador $C_{2D}(z)$

5 Projeto do Controlador LQG

Para o projeto do Controlador Linear-Quadrático-Gaussiano, são adotados os mesmos critérios de desempenho da seção 4. É necessária a inclusão de um integrador do erro para que o sistema seja robusto às perturbações.

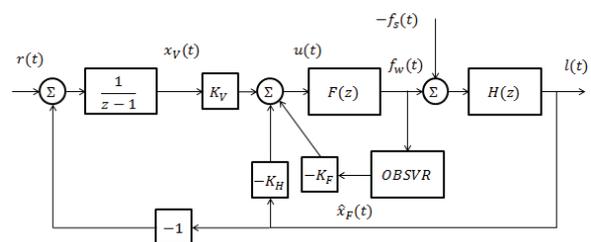


Figura 12 - Diagrama blocos do sistema com controlador LQG

A Figura 12 mostra o diagrama de blocos do sistema associado ao controlador LQG implementado, onde supõe-se que os vetores $l(t)$, $f_w(t)$, e $f_s(t)$ sejam medidos e o valor de referência $r(t)$ e a saída do integrador $x_v(t)$ sejam sinais intrínsecos ao sistema de controle.

As funções de transferência $F(z)$ e $H(z)$ são obtidas a partir das respectivas discretizações ZOH de $F(s)$ e de $H(s)$.

A dinâmica de $H(z)$ pode ser convertida em espaço de estados para o conjunto de equações:

$$\begin{aligned} x_H[n+1] &= x_H[n] + \Gamma_H f_w[n] - \Gamma_H f_s[n] \\ y_H[n] &= x_H[n] = l[n] \end{aligned} \quad (11)$$

com

$$\Gamma_H = \begin{bmatrix} 0,0258 & 0 \\ 0 & 0,0075 \end{bmatrix}.$$

Deve ser notado que como $l[n]$ é medido, $x_H[n]$ é medido.

A dinâmica de $F(z)$ pode ser convertida em espaço de estados para o conjunto de equações abaixo:

$$\begin{aligned} x_F[n+1] &= \Phi x_F[n] + \Gamma u[n] \\ y_F[n] &= f_w[n] = C x_F[n] \end{aligned} \quad (12)$$

com

$$\Phi \cong \begin{bmatrix} 0,2104 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0,5049 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0,7514 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0,4587 \end{bmatrix}$$

$$\Gamma \cong \begin{bmatrix} 2,533 & 0 \\ 0 & 3,622 \\ 4,349 & 0 \\ 0 & 3,473 \end{bmatrix}$$

$$C \cong \begin{bmatrix} 0,256 & -0,007 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -0,0117 & 0,111 \end{bmatrix}.$$

Embora o vetor de fluxos $f_w[n]$ seja medido, o vetor de estados $x_F[n]$ não o é, e precisa ser estimado para a composição do sinal de controle por realimentação de estados.

Por fim, a dinâmica do integrador do erro pode ser escrita em espaço de estados como:

$$x_v[n+1] = x_v[n] + r[n] - l[n] \quad (13)$$

No projeto do controlador e do observador, para garantia do requisito de desempenho temporal, utilizou-se o procedimento de *pincer* (Franklin et al, 1997), onde $\alpha = 100^{T_s/t_e} \cong 1,136$.

5.1. Projeto do observador dos estados não medidos

Seja $\hat{x}_F[n]$ a estimativa para o vetor $x_F[n]$. A partir das equações dinâmicas em espaço de estados de $F(z)$ e da estrutura do Filtro de Kalman, obtém-se o equacionamento de $\hat{x}_F[n]$, conforme a seguir:

$$\begin{aligned} \hat{x}_F[n+1] &= (\Phi - L_c C) \hat{x}_F[n] + \Gamma u[n] \\ &\quad + L_c f_w[n]. \end{aligned} \quad (14)$$

A matriz de ganhos L_c é calculada a partir da Equação Algébrica de Riccati (Franklin, 1997), com os parâmetros $\Psi = I$, $R_V = I \cdot 10^{-3}$ e $R_W = I \cdot 10^{-3}$, onde I representa a matriz identidade em dimensões compatíveis.

$$L_c = dlqe(\Phi \alpha^{10}, \Psi, C \alpha^{10}, R_W, R_V) = \quad (15)$$

$$L_c \cong \begin{bmatrix} -0,113 & 0 \\ -36,8 & 0 \\ 0 & -41,8 \\ 0 & 2,01 \end{bmatrix}.$$

A utilização de α^{10} visa a alocação dos polos do observador dentro da circunferência do plano z que delimita tempo de estabilização $t_{eo} \leq \frac{t_e}{10}$. A escolha das matrizes R_V e R_W visam, respectivamente, a eliminação de ruídos de medição em $f_w[n]$ a eliminação de ruídos de processo, ambos de variância $\sigma = 10^{-3}$.

Para esta escolha de L_c , os polos do observador ficam alocados em:

$$p_{ob} \cong \begin{cases} 0,35 \\ 0,37 \\ 0,55 \\ 0,56 \end{cases} \quad (16)$$

5.2. Projeto do compensador por realimentação de estados.

Para o projeto do controlador, utiliza-se do Princípio da Separação e supõe-se $x_F[n]$ conhecido. O vetor de estados do sistema completo pode ser escrito por:

$$x_c[n] = [x_H[n]^T \quad x_F[n]^T \quad x_v[n]^T]^T. \quad (17)$$

A partir do equacionamento anterior em espaço de estados (Eqs. 11, 12 e 13), a equação dinâmica pode ser escrita por

$$x_c[n+1] = \Phi_C x_c[n] + \Gamma_C u[n] + \Gamma_{CF} f_s[n] \quad (18)$$

$$y_c[n] = l[n] = C_C x_c[n]$$

onde

$$\Phi_C = \begin{bmatrix} I & \Gamma_H C & 0 \\ 0 & \Phi & 0 \\ -I & 0 & I \end{bmatrix}, \quad \Gamma_C = \begin{bmatrix} 0 \\ \Gamma \\ 0 \end{bmatrix}, \quad \Gamma_{CF} = \begin{bmatrix} -\Gamma_F \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix},$$

$$\Gamma_{CR} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ I \end{bmatrix}, \text{ e } C_C = [I \quad 0 \quad 0].$$

Uma vez que o par (Φ_C, Γ_C) é controlável, pode-se projetar um Regulador Linear Quadrático, cuja lei de controle é:

$$u[n] = -K_C x_c[n]. \quad (19)$$

Sendo $Q = I$, e $R = \begin{bmatrix} 10^3 & 0 \\ 0 & 10^6 \end{bmatrix}$, tem-se que:

$$K_C = dlqr(\alpha\Phi_C, \alpha\Gamma_C, Q, R) = \quad (20)$$

$$K_C = [K_H \ K_F \ -K_V]$$

com $K_H \cong \begin{bmatrix} 27,9 \\ 5,56 \end{bmatrix}$, $K_V \cong \begin{bmatrix} 0,76 \\ 9,68 \end{bmatrix}$ e

$$K_F \cong \begin{bmatrix} 7,00 & 0,20 & -0,01 & 0 & 0,01 & -2,98 \\ 103 & 0,04 & 0 & -0,02 & 0,13 & -0,70 \end{bmatrix}$$

A utilização de α visa a alocação dos polos do controlador no interior da circunferência do plano z que delimita o tempo de estabilização t_e . A escolha das matrizes Q e R visam a ponderação do custo a ser minimizado entre o vetor de estados e o vetor de sinal de controle. Os valores escolhidos tem por objetivo a suavização do sinal de controle.

Para esta escolha de K_C , os polos do controlador ficam alocados em:

$$p_{co} = \begin{cases} 0,237 \\ 0,574 \\ 0,521 \\ 0,794 \\ 0,880 \\ 0,880 \\ 0,880 + j0,001 \\ 0,880 - j0,001 \end{cases} \quad (21)$$

6 Simulações

Esta seção apresenta as simulações realizadas para o sistema identificado e descrito neste documento, com a aplicação dos controladores projetados nas seções 4 e 5.

Ambas as simulações foram iniciadas com o sistema em condições nominais de operação (Ver Tabela 1). Foram consideradas variações nos sinais de referência (*set-point*), de 100mm para -50mm, tanto para o tubulão HP (entre os 3min e os 9min de cada simulação) como para o tubulão IP (entre os 15min e os 21min de cada simulação). Em seguida, aos 27min da simulação, a vazão de vapor de alta pressão, $f_{s1}(t)$ é reduzida instantaneamente para 2/3 de seu valor nominal, e aos 33min da simulação, a vazão de vapor de pressão intermediária, $f_{s2}(t)$, também é reduzida para 2/3 de seu valor nominal.

Os controladores PI foram implementados com a saturação no sinal de controle e a ação anti-windup na parte integrativa. As respostas obtidas encontram-se representadas na Figura 13 e os sinais de controle respectivos na Figura 14. Observa-se que o controlador atende aos requisitos de desempenho de tempo de estabilização e overshoot. As respostas de nível apresentam overshoots da ordem de 10%, em decorrência da saturação dos sinais de controle e também a partir dos efeitos dos zeros de malha fechada. Além disso, os controladores projetados possuem boa rejeição às perturbações causadas pela variação de carga e pelos acoplamentos da malha de controle.

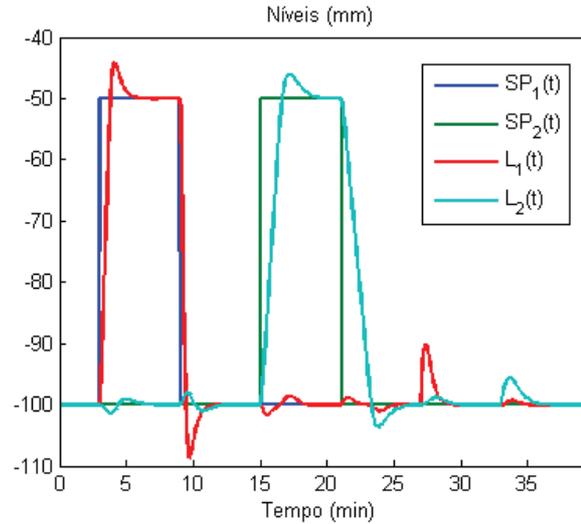


Figura 13 – Resposta dos níveis à mudança de set-point e à variação de carga com os controladores PID.

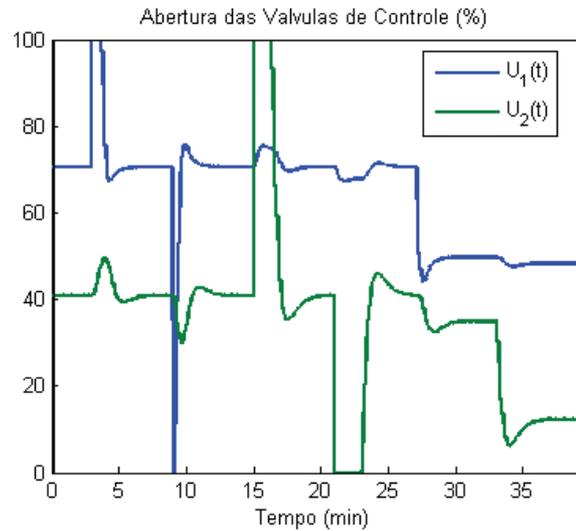


Figura 14 – Sinais de controle dos controladores PID.

O controlador LQG foi implementado com a saturação no sinal de controle, mas sem ação anti-windup. As respostas obtidas encontram-se representadas nas Figuras 15 e 16. Observa-se que o controlador atende aos requisitos de desempenho de tempo de estabilização e overshoot. As respostas de nível estão praticamente amortecidas, exceto quando ocorre a saturação do sinal de controle $u_2(t)$. Ambos os controladores apresentam boa rejeição à perturbações pela variação da carga e, principalmente, às perturbações causadas pelo acoplamento entre as malhas de fluxo. O sinal de controle $u_1(t)$ está mais suave do que aquele obtido com o controlador PI, além de possuir um melhor desempenho. Esta mesma suavização não ocorre no sinal de controle $u_2(t)$, que continua agressivo.

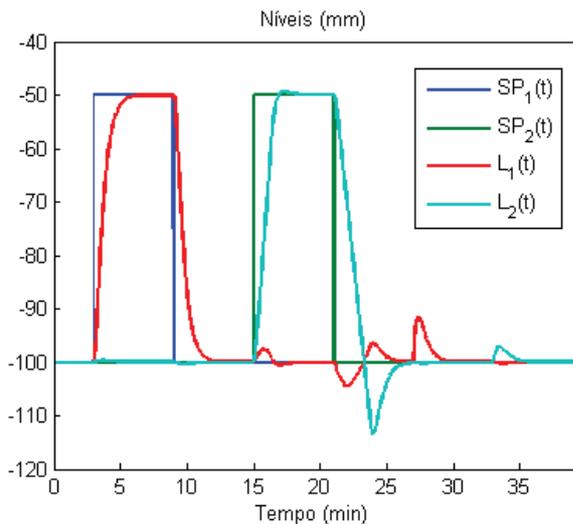


Figura 15 - Resposta dos níveis à mudança de set-point e à variação de carga com os controladores LQG

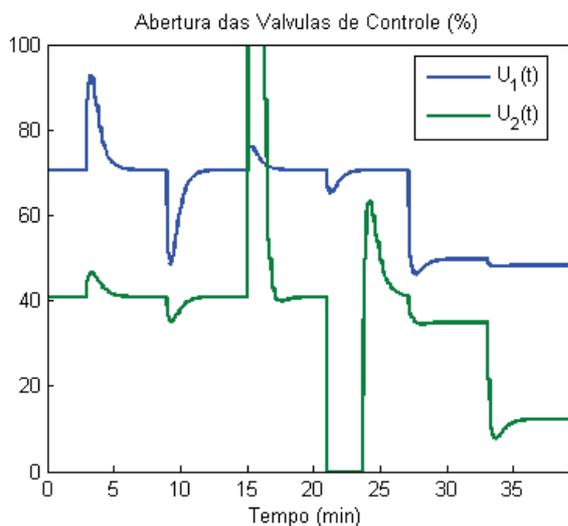


Figura 16 - Sinais de controle do controlador LQG

7 Conclusão

Neste artigo foram implementadas as estratégias de controle PID e LQG para o modelo identificado de um sistema de evaporação de água de caldeira formado por dois tubulões evaporadores. Os critérios de desempenho adotados foram atendidos pelos dois controladores propostos. A estratégia LQG, embora seja a menos utilizada para este tipo de aplicação, mostra-se indicada por ter apresentado sinal de controle mais suave, além de sua concepção multivariável garantir melhor estabilidade em virtude do acoplamento entre as duas malhas de controle de nível dos tubulões. O esforço de controle para ambas as estratégias pode ser reduzido caso admitam-se tempos de estabilização maiores.

O estudo para a implementação da estratégia LQG pode ser aprimorado a partir da identificação de um modelo de ordem maior do sistema de tubulões, com o fim de que seja testada a robustez do controlador proposto neste artigo. A utilização de um

procedimento de Recuperação de Malha Objetivo (da Cruz, 1996), para o controlador LQG merece ser investigada, como realizado em (Barbosa et al, 2016), para a garantia do desempenho do controlador quando a planta estiver sujeita à variação paramétrica em virtude dos pontos de operação distintos.

Referências Bibliográficas

- Aguirre, L. A. Introdução à Identificação de Sistemas: Técnicas Lineares e Não Lineares Aplicadas a Sistemas Reais. Editora UFMG, 3^{ra} Edição, 2007.
- Astrom, K. J., Bell, R. D. Drum-boiler dynamics. Automatica vol. 36, pp363-378. 2000.
- Astrom, K. J. and Wittenmark, B. Computer Controlled Systems. Prentice Hall, 3rd Edition. 1996.
- Basu, S., Debnath, A. K. Power Plant Instrumentation and Control Handbook - A Guide to Thermal Power Plants. Academic Press, 2014.
- Barbosa F. S., Neves, G. P., Angélico, B. A. Discrete LQG/LTR Control Augmented by Integrators Applied to a 2-DOF Helicopter. 2016 IEEE Conference on Control Applications (CCA). Part of 2016 IEEE Multi-Conference on Systems and Control, September 19-22, 2016.
- Da Cruz, J. J. Controle Robusto Multivariável. EDUSP. 1996
- Franklin, G. F., Powell, J. D., Workman, M. L. Digital Control of Dynamic Systems. Addison-Wesley, 3rd Edition. 1997.
- Kehlhofer, R., Rukes, B., Hannemann, F., Stirnimann, F. Combined-Cycle Gas & Steam Turbine Power Plants, 3 edition. PennWell Corp, 2009.
- Marques, F. A. P. Modelagem e controle de nível do tubulão de uma caldeira de vapor Aquatubular de uma Refinaria de Petróleo. COPPE/UFRJ, Dissertação de Mestrado em Engenharia Elétrica. 2005.
- Lu, C. X., Ress, N. W., Donaldson, S. C. The use of the Astrom-Bell model for the design of drum level controllers in power plant boilers. 16th IFAC World Congress, Prague. 2005.
- Ljung, L. System identification: theory for the user. Prentice Hall, 2nd Edition. 1999.
- Tawfic, S. R. Boiler Drum-Level Modeling. Journal of Engineering Sciences, Assiut University, Faculty of Engineering, Vol. 41, No. 5, September, 2013.