



Estratégia de Controle Cascata com Estimador de Perturbação Voltado ao Problema Regulatório de Coletores de Vapor

Rafael Rebouças de Araujo¹

Braskem S.A., Unidade de Petroquímicos Básicos 1, Rua Eteno, 1561, Camaçari, BA, Brasil

Tito Luís Maia Santos²

Departamento de Engenharia Elétrica, Universidade Federal da Bahia, Salvador, BA, Brasil

José Mário Araújo³

Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia da Bahia, Salvador, BA, Brasil

Resumo. Propõe-se neste artigo a utilização de controle cascata em um sistema de vapor numa planta de utilidades, com a aplicação um estimador de distúrbio para a realimentação na malha escrava. No sistema estudado, considera-se a ausência de sensores para a medição do distúrbio em decorrência de dificuldades operacionais. Realizou-se sintonia por alocação de polos da malha escrava e em seguida a sintonia da malha mestre pela aplicação de busca em *grid* do mínimo para um determinado critério de otimalidade, sujeito a restrição de margem de fase. Os resultados obtidos mostram que a regulação de pressão é mais efetiva para o sistema proposto em relação ao original.

Palavras-chave. PID, cascata, coletores de vapor, estimadores de distúrbios.

1 Introdução

Problemas de controle regulatório são largamente encontrados na indústria e representam um importante desafio da área [6]. Neste contexto, controladores PID ainda são as estruturas mais adotadas em tais unidades [1, 2]. Especificamente no controle de pressão de vapor de uma unidade termoelétrica típica integrada ao processo, a necessidade de rejeitar distúrbios de forma eficiente é fundamental. O vapor gerado é enviado a coletores em um ou mais níveis de pressão (com referências constantes) e necessitam atender a determinados requisitos, onde variações relevantes na pressão e temperatura influenciam na eficiência do processo à jusante, podendo levar ao *trip* (*shutdown*/parada abrupta de

¹reboucasaraujo@gmail.com

²tlsantos@ufba.br

³araujo@ieee.org

um equipamento ou unidade industrial) de equipamentos ou áreas inteiras, até mesmo causando danos a tais equipamentos [4].

Uma forma de melhorar o desempenho regulatório é através da utilização de estratégias de controle em cascata visto que estas mostram-se mais vantajosas na rejeição de distúrbios da malha interna se comparadas a uma malha simples [3, 7]. Neste tipo de estratégia, faz-se necessário mensurar a variável de processo da malha interna, o que nem sempre está disponível em problemas reais. Estimadores ou observadores de distúrbios, por sua vez, constituem uma abordagem eficaz em problemas de controle como forma de compensar os efeitos de distúrbios no sistema de controle, para os quais a realimentação negativa é menos efetiva em sua reação. Uma série de trabalhos com diversas aplicações e parametrizações de estimadores de distúrbios pode ser acessada na literatura, dentre os quais [5, 9]. Neste trabalho propõe-se utilizar um controlador em cascata com estimador de distúrbios com o objetivo de melhorar o desempenho regulatório do controle da geração de vapor e controle de pressão de um coletor de vapor encontrado numa planta de utilidades típica. O observador de distúrbios elimina a necessidade de inclusão de novos sensores, de forma que pode-se utilizar a instrumentação típica disponível neste tipo de planta.

O presente artigo está organizado como segue: o problema é contextualizado na Seção 2; o controlador proposto e a técnica de sintonia são discutidos na Seção 3; os resultados de simulação e comparação entre os dois métodos são apresentados nas Seções 4 e 5 e os comentários finais são apresentados na Seção 6.

2 Apresentação do problema

Unidades industriais de processo necessariamente requerem fontes de energia para sua operação, sendo as formas mais comuns o vapor superaquecido e a eletricidade. Comumente estas unidades possuem associadas às mesmas uma planta de utilidades, sendo esta responsável pelo fornecimento dos níveis de vapor e de eletricidade necessários ao processo, atendendo aos requisitos de qualidade e confiabilidade. No presente estudo de caso, analisou-se um coletor de vapor de super alta pressão (VHS) de uma planta típica.

O controle de pressão do coletor de VHS atua na demanda de carga⁴ de uma ou mais caldeiras, que são responsáveis por fornecer vapor de acordo com a necessidade do processo. Este controle é um dos mais importantes da unidade, onde variações bruscas podem acarretar até mesmo o *trip* das unidades de processo à jusante. A Figura 1 apresenta uma estrutura típica encontrada na qual se utiliza apenas um PID para o controle da pressão do coletor. O PID apresentado é um algoritmo comercial de um Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD), com k_c , t_r , t_d e α como parâmetros de sintonia.

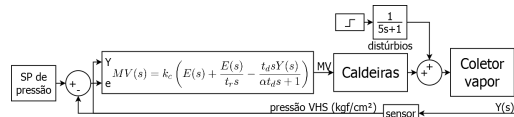


Figura 1: malha simples de controle de pressão.

⁴Sinal enviado ao controle de limite cruzado das caldeiras, onde são moduladas as vazões de ar e combustível das mesmas com intuito de aumentar ou diminuir a produção de vapor.

A queda ou mesmo a entrada em operação de um grande consumidor/produtor pode ser responsável pela violação dos limites operacionais de pressão dos coletores, podendo ocasionar o *trip* de outros equipamentos vitais para o processo. Além disto, pequenos e médios consumidores e produtores podem aumentar ou diminuir seus consumos e produções a todo momento de acordo com as demandas de seus respectivos processos aos quais estão inseridos. Desta forma, existem distúrbios ocorrendo a todo o momento, sendo estes não mensuráveis para o controle de pressão por estarem situados em diferentes plantas.

3 Métodos

Com objetivo de melhorar o desempenho do controle de pressão no caso de distúrbios na entrada do coletor de VHS, propõe-se a utilização da estrutura cascata similar à apresentada na Figura 2. A saída da caldeira é mensurável, contudo a entrada do coletor VHS tipicamente não está disponível neste tipo de planta em decorrência de distúrbios não mensuráveis, de forma que, para possibilitar o controle da malha interna, será utilizado um estimador para tais distúrbios.

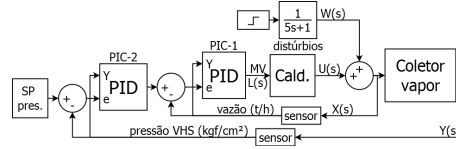


Figura 2: malha cascata de controle de pressão.

Estimadores de perturbações ou distúrbios são utilizados em diversos problemas de controle com atraso [8,9]. Com vistas a estimar as perturbações não-mensuráveis a partir do par entrada-saída, faz-se necessário definir o modelo do processo. Os modelos da caldeira e do coletor VHS podem ser aproximados através da Equação 1, $Gp_1(s)$ e $Gp_2(s)$, respectivamente. Os parâmetros dos modelos são $k_1 = 12\% \cdot t/h$, $\tau_1 = 120$ s, $\theta_1 = \theta_2 = 5$ s e $k_2 = 5,3 \cdot 10^{-4} kgf \cdot s/cm^2$.

$$Gp_1(s) = \frac{U(s)}{L(s)} = \frac{k_1}{\tau_1 s + 1} e^{-\theta_1 s} \quad e \quad Gp_2(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{k_2}{s} e^{-\theta_2 s}, \quad (1)$$

$U(s)$ é a vazão de vapor produzida pela caldeira, em t/h ; $L(s)$ o sinal de demanda de carga, em percentual; $Y(s)$ a pressão do vapor no coletor de VHS, em kgf/cm^2 ; e $X(s)$ a vazão total de vapor entrando no coletor, em t/h .

A saída $Y(s)$ é descrita por $Y(s) = (U(s) + W(s)) \frac{k_2}{s} e^{-\theta_2 s}$, sendo $w(t)$ um sinal desconhecido (diversos possíveis distúrbios), $u(t)$ o sinal de entrada e $y(t)$ o sinal de saída. Desta forma, propõe-se um estimador de distúrbio $\hat{W}(s) = \frac{F(s)}{k_2} (sY(s) - k_2 U(s) e^{-\theta_2 s})$, com $F(s) = \frac{1}{(\tau_f \cdot s + 1)}$ para tornar o mesmo realizável.

Desta forma, pode-se representar o problema através de uma estratégia cascata equivalente, com as malha interna e externa representadas respectivamente por $\frac{X(s)}{SP_{int}(s)} = H_{int}(s) = \frac{C_2(s)Gp_1(s)}{1+F(s)C_2(s)Gp_1(s)e^{-\theta_2 s}}$ e $\frac{Y(s)}{SP_{pres}(s)} = \frac{C_1(s)H_{int}(s)Gp_2(s)}{1+C_1(s)H_{int}(s)Gp_2(s)}$. Sendo as malhas interna e externa estáveis e assegurando o não cancelamento de polos/zeros instáveis, garante-se

a estabilidade interna do sistema. O filtro $F(s)$ pode ser definido de forma a garantir que sua dinâmica é suficientemente rápida e seu ganho unitário assegura que o valor em estado estacionário não é alterado. A estrutura passa-baixas garante a não amplificação de ruído de altas frequências.

3.1 Sintonia

A escolha de um bom critério ou conjunto de critérios a serem otimizados em uma sintonia passa necessariamente pelo conhecimento do problema de controle e depende de particularidades do processo em questão. Além disso, tipicamente há um compromisso entre os diversos critérios de desempenho. Neste contexto, pode-se determinar, ainda que qualitativamente, requisitos e características desejadas para o controle de pressão do coletor de VHS, tais como: (i) a pressão deve respeitar uma faixa específica por motivos operacionais e de segurança; (ii) deve-se evitar gerar grandes variações de carga (produção de vapor) desnecessariamente para o controle regulatório (limite cruzado) das caldeiras; (iii) deseja-se garantir que a pressão de VHS não oscile com grandes amplitudes, visto que tem influência direta em todos os consumidores à jusante; (iv) há uma faixa na qual pressão pode flutuar sem comprometer o processo (em torno de 3%); (v) existe certa flexibilidade no tempo de acomodação.

Desta forma, é possível correlacionar os requisitos qualitativos com índices bem utilizados e conhecidos tais como ISE, ITAE, IAE, pico da saída (PV ou *Process Variable*) e MV, dentre outros. A partir de testes direcionados à solução do problema abordado neste trabalho foram simulados e avaliados diversos critérios e combinações destes de forma a obter-se um índice final com equilíbrio entre os requisitos qualitativos apresentados. Foram estes: (i) pico máximo da saída, visando manter a PV dentro dos limites operacionais seguros; (ii) ISE (integral do erro ao quadrado), que pesa no sentido de garantir a eliminação do *offset* em um tempo razoável; (iii) pico máximo da variável manipulada (MV), com intuito de evitar grandes distúrbios para as caldeiras, visto que causar um *trip* de queimador ou de caldeira por conta de um controle de pressão muito agressivo o tornaria inadequado ao processo. O ID definido pode ser ajustado atribuindo-se pesos para cada parcela de forma a equilibrar a influência de cada critério na sua composição final. Por outro lado, os pesos podem ser interpretados como novos parâmetros de sintonia, o que aumenta a subjetividade. De forma a sistematizar e simplificar o processo de sintonia, propôs-se a normalização das parcelas, de forma que o ID final é dado pela Equação 2.

$$ID = \left(\frac{ISE}{ISE_{max}} + \frac{Pico_{PV}}{Pico_{PV_{max}}} + \frac{Pico_{MV}}{Pico_{MV_{max}}} \right) \frac{100}{ID_{max}}, \quad (2)$$

sendo ISE_{max} , $Pico_{PV_{max}}$ e $Pico_{MV_{max}}$ os valores máximos de cada critério num conjunto de casos comparados. O índice final é representado por um valor entre 0 e 100%, sendo a sintonia ótima aquela que resolve o problema de minimização deste índice, sujeito à uma restrição de margem de fase.

Utilizou-se então um algoritmo de busca em *grid* para determinar os parâmetros k_c , t_r e t_d do controlador que minimizem (2). A escolha da faixa dos parâmetros e o incremento do *grid* decorrem do compromisso entre custo computacional (*offline*) e acuidade da solução.

Definiu-se ainda uma margem de fase mínima de 30° para descartar sintonias instáveis ou muito oscilatórias. Para o filtro da ação derivativa utilizou-se um valor fixo típico de $\alpha=1/N$, com $N=8$.

4 Resultados

4.1 Controle PID simples

Para a sintonia do caso regulador foi considerado um distúrbio com amplitude de 10% produção de vapor das caldeiras. Os resultados obtidos foram $k_c = 5 \text{ cm}^2/\text{kgf}$, $t_r = 300 \text{ s}$ e $t_d = 45 \text{ s}$, com $ID = 33,9\%$.

4.2 Controle cascata

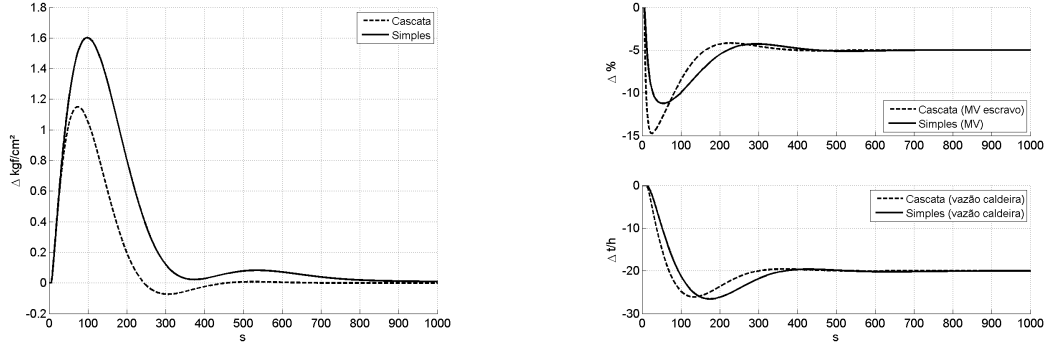
Para a estratégia cascata o primeiro passo é sintonizar o controlador escravo, que consiste na malha interna representada na Figura 2. Para esta, os requisitos de desempenho qualitativos definidos na Seção 3.1 não se aplicam visto que foram concebidos para o controle mestre. Desta forma, como tem-se uma representação relativamente simples do modelo da caldeira $Gp_1(s)$, propõe-se uma sintonia do escravo utilizando a técnica de alocação de polos, garantindo os mesmos numa uma região desejada no lugar das raízes que resulte num pequeno sobressinal ($<5\%$) e tempo de resposta de malha fechada ao menos 30% menor que o de malha aberta. O atraso foi representado utilizando uma aproximação de Padé de ordem 2. Os polos dominantes foram alocados em $-0,0128 \pm 0,00762j$ e o desempenho em malha fechada foi atingido de forma satisfatória com $k_{c1} = 0,16 \text{ cm}^2/\text{kgf}$, $t_{r1} = 80 \text{ s}$ e $t_{d1} = 0 \text{ s}$. Para a sintonia do controlador mestre, adotou-se o mesmo algoritmo de busca em *grid* com restrição de margem de fase utilizado na Seção 4.1, obtendo-se $k_{c2} = 0,18 \text{ cm}^2/\text{kgf}$, $t_{r2} = 0 \text{ s}$ e $t_{d2} = 25 \text{ s}$, com $ID = 57,01\%$.

5 Discussões

Como forma de analisar o desempenho das estratégias definidas nas Seções 4.1 e 4.2, a Figura 3a apresenta a variação na pressão do VHS para as duas estratégias de controle submetidas ao mesmo distúrbio. A sintonia proposta atende os critérios qualitativos desejados, evitando cortes de carga muito abruptos para as caldeiras (corte máximo de aproximadamente 14,7%) bem como oscilações. Nota-se que o controlador cascata além de proporcionar um menor pico de pressão, atingiu o estado estacionário mais rapidamente.

A Figura 3b apresenta o sinal de demanda de carga enviado para o limite cruzado da caldeira. Para o caso do controle cascata, o sinal de controle de interesse é a saída (MV) da malha escrava. Percebe-se um pico um pouco maior na MV do controle cascata bem como um corte mais rápido se comparado à resposta do controlador simples. Como forma de verificar o impacto desta resposta na caldeira, a Figura 3b mostra também a variação da produção de vapor da mesma sujeita a ambos os controladores.

Pode-se observar que, apesar da MV do controlador cascata atingir picos maiores, isto não é refletido em maiores cortes de carga na caldeira devido à dinâmica mais lenta da



(a) rejeição de perturbação pelo controlador simples e cascata.

(b) MV dos controladores e resposta de vazão das caldeiras.

Figura 3: comparação dos desempenhos dos PID simples e cascata.

mesma. Além disto, como na estratégia cascata o controle reage às distúrbios antes de haver um desvio entre a variável controlada e sua referência, nota-se que sua atuação é antecipada em relação ao controle simples, o que na prática resulta em menores cortes de carga (produção de vapor) de caldeira, o que é vantajoso para o processo.

5.1 Análise de sensibilidade

Com objetivo de avaliar as sintonias frente às incertezas do modelo, realizou-se uma análise de sensibilidade. Como o modelo $Gp_2(s)$ é utilizado diretamente na estimação do distúrbio para a estratégia cascata, analisou-se o comportamento deste controlador no caso de k_2 variando entre 0,5 e 1,5 vez o nominal e θ_2 de 2 vezes o atraso nominal. As Figuras 4a e 4b apresentam os resultados de simulação obtidos, apresentando também o comportamento do controlador PID simples para os mesmos erros de modelagem, para comparação. Nota-se que, mesmo para os limites das faixas dos erros considerados para o modelo, apesar de obter-se naturalmente um desempenho pior não fica evidente risco operacional ou instabilidade. Observa-se que o controle cascata manteve o melhor desempenho se comparado ao controlador simples, assim como observado para o caso nominal, mesmo utilizando diretamente o modelo $Gp_2(s)$ para a estimação dos distúrbios.

6 Conclusões

Os resultados obtidos neste trabalho evidenciaram potenciais vantagens na utilização da estratégia cascata com observador de perturbações proposta para o controle de pressão de coletores de vapor de plantas de utilidades integradas a processos industriais. Nestes tipos de plantas, é comum que nem todos os sinais de perturbação sejam mensuráveis ou tenham a devida confiabilidade para utilização pelo controle.

Os parâmetros de sintonia são definidos com vistas a minimizar um índice de desempenho normalizado, com objetivo de traduzir requisitos típicos do processo e equipamentos

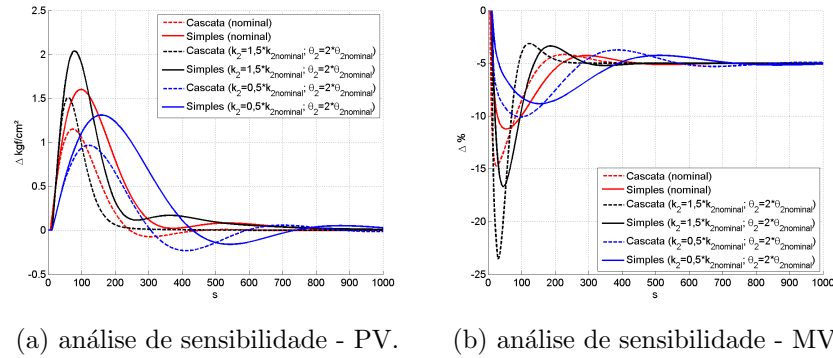


Figura 4: análise de sensibilidade das PV e MV para ambas as estratégias.

envolvidos, onde os resultados obtidos para o caso regulador mostraram um bom compromisso entre os critérios desejados. A técnica de minimização será um tópico para trabalhos futuros, que poderão avaliar por exemplo a utilização de técnicas heurísticas, como algoritmo genético ou enxame de partícula, bem como avaliar outras restrições possíveis além da margem de fase.

Referências

- [1] A. Visioli, Optimal tuning of PID controllers for integral and unstable processes, IEE Proceedings-Control Theory and Applications, vol. 148, 180-184, IET, 2001.
- [2] D.S. Sahu and S. Sharma, A survey paper on PID control system, International Journal of Engineering Trends and Technology (IJETT), vol. 21, 2015.
- [3] G.L. Raja and A. Ali, Series cascade control: An outline survey, Control Conference (ICC), IEEE, 409-414, 2017.
- [4] J.B. Kitto, Steam, its generation and use, Babcock & Wilcox, 1992, Cap. 1 e 43.
- [5] K. Yamada et al, The parametrization of all disturbance observers for time-delay plants with input disturbance, Fourth ICICIC, 1343-1346, 2009.
- [6] M. Morari and E. Zafiriou, Robust process control, Prentice hall, 1989.
- [7] M.V. Sadasivarao and M. Chidambaram, PID controller tuning of cascade control systems using genetic algorithm, JIIS, vol. 86, 343-354, 2006.
- [8] Q. Zhong and D. Rees, Control of uncertain LTI systems based on an uncertainty and disturbance estimator, JDSMC (Transactions of the ASME), 126, 905-910, 2004.
- [9] T.L.M. Santos, Modified Artstein predictor for LTI systems with dead time and unknown disturbances, JCAES, vol. 27, 263-273, 2016.