

CONTROLE ROBUSTO DE SEPARADORES BIFÁSICOS NO TRATAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO

SAULO CRNKOWISE¹, MARCELO CARVALHO MINHOTO TEIXEIRA¹, JOSÉ PAULO F. GARCIA¹.

1. *Laboratório de Pesquisa em Controle, Departamento de Engenharia Elétrica, Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira - UNESP*

E-mails: saulogarcia222@gmail.com, Marcelo@dee.feis.unesp.br,
jpaulo@dee.feis.unesp.br

Abstract— The main objective of this paper is to explore the robustness characteristic of Variable Structure Control with Sliding Mode (VSC/SM) in crude oil treatment. It is proposed a design of VSC/SM to control a gas-liquid separation process. In the proposed design, the Proportional-Integral-Derivative (PID) Controllers, that is conventionally used in industrial plants, is incorporated into the design of VSC/SM controller. The computer simulations results show the advantages of using both controllers working together, robust VSC/SM and conventional PID. The results show the effectiveness of the proposed design, in order to minimize the degenerative influence of perturbations and uncertainties present in the process.

Keywords— PID Controller, Sliding Mode Control, Primary Treatment of Oil, Gas-Liquid Separation Process

Resumo— O principal objetivo deste artigo é explorar as características de robustez do Controle de Estrutura Variável com Modos Deslizantes (CEV/MS) em tratamentos primários de petróleo. É proposto um projeto CEV/MD para controlar o processo de separação bifásica. No projeto proposto, o Proporcional-Integrador-Derivativo (PID), convencionalmente usado em plantas industriais, é incorporado no projeto de controle CEV/MD. Os resultados das simulações mostram as vantagens do uso dos dois controladores atuando em conjunto, CEV/MD robusto e PID convencional. Os resultados mostram a eficácia do projeto proposto, com o propósito de minimizar a influência degenerativa de perturbações e incertezas presentes no processo.

Palavras-chave— Controladores PID, Controle com Modos Deslizantes, Produção Primária do Petróleo, Separador Bifásico.

1 Introdução

A teoria de Controle de Estrutura Variável com Modos Deslizantes (CEV/MD) foi divulgada de forma detalhada através de seus principais autores, como Utkin (1978). A principal vantagem deste tipo de controle é a sua robustez em relação a determinados tipos de incertezas e perturbações inerentes à planta controlada. Este fato está muito bem estabelecido pelo trabalho de Drazenovíc (1969). Diversos aspectos da teoria e aplicações de CEV/MD nas mais diversas áreas podem ser encontrados em detalhes em Edwards & Spurgeon (1998).

Por outro lado, os controladores CEV/MD são muito pouco aplicados na área de Produção Primária do Petróleo em que, tradicionalmente, são utilizados os controladores Proporcional-Integral-Derivativo (PID), com diversas técnicas modernas de ajustes e sintonia dos ganhos, como apresentado em Nunes et al (2010). Na etapa de produção primária do petróleo, diversos sistemas e técnicas são utilizados com a finalidade de separação do óleo, do gás e da água. Os fluidos produzidos passam inicialmente por separadores que podem ser bifásicos ou trifásicos, atuando em série ou paralelo. No separador bifásico ocorre a separação gás/líquido, enquanto que no separador trifásico ocorre também a separação óleo/água. Diversos outros sistemas em etapas posteriores fazem o refino das separações, de modo a atingir um índice

mínimo de mistura entre estas substâncias, para envio dos produtos as refinarias (óleo e gás) e descarte (água). Um dos problemas que podem ocorrer são as oscilações de vazão, as quais deterioram a qualidade dos produtos. Assim, as malhas de controle devem ter como maior objetivo reduzir as oscilações ao longo da planta.

Explora-se neste trabalho a atuação de CEV/MD em conjunto com os controladores PID, tendo como objetivo incorporar maior robustez à planta diante de perturbações.

2 Separador Bifásico

A função básica do separador bifásico é a separação do líquido do gás. Sua atuação ocorre na etapa inicial do processo de tratamento do petróleo. Em Nunes et al (2010) pode-se encontrar detalhes de suas características físicas, seu modelamento matemático e os atuadores para se efetuar o controle de suas variáveis de interesse. A seguir, são descritos os principais aspectos do separador bifásico, com base nesta referência.

2.1 Descrição Física

Na Figura 1, mostra-se a representação do separador bifásico, juntamente com o esquema usado para se efetuar o controle. Nesta figura, $P(t)$ é a variável

pressão no tanque, $h_L(t)$ é a altura de líquido no tanque.

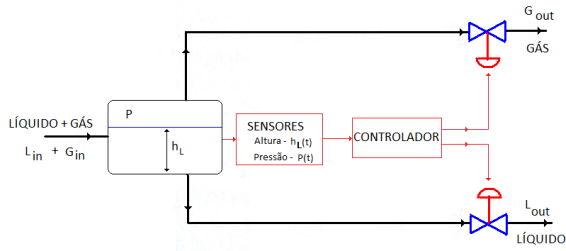


Figura 1. Separador Bifásico.

O fluido entra no separador e choca-se com defletores de entrada que provocam uma mudança brusca de velocidade e direção do fluido. A força da gravidade causa a separação das gotículas líquidas mais pesadas que deixam a corrente de gás e se acumulam no fundo do vaso, onde o líquido é coletado. Esta seção de coleta assegura um tempo de retenção apropriado, necessário para que o gás se desprenda do líquido e vá para o espaço superior do separador. O gás separado flui sob os defletores de entrada e segue através da seção de separação secundária. À medida que o gás flui, pequenas gotas de líquido que ficaram na fase gasosa caem por ação da gravidade na interface gás/líquido. Algumas gotas têm diâmetro tão pequeno que não são facilmente separadas nesta seção de decantação. Entretanto, antes de deixar o vaso, o gás passa através de uma seção de aglutinação e coalescência composta por aletas de metal, almofadas de tela de arame ou placas pouco espaçadas que extraem a nevoa presente no fluido (Rego, 2008).

A pressão no separador é mantida por um controlador que atua regulando o fluxo de saída do gás pela parte superior. O líquido separado deixa o vaso através de válvula de descarga, cuja abertura ou fechamento é regulado por um controle de nível.

2.2 Modelo Matemático

Em Nunes et al (2010), são dadas as equações linearizadas do esquema simplificado de um separador bifásico específico, representado na Figura 1. O modelo linearizado é obtido a partir do ponto de operação cujas variáveis e seus respectivos valores estacionários estão listados na Tabela 1.

Tabela 1. Ponto de Operação.

Vazão de entrada de líquido	$\bar{L}_{in} = 0,165 m^3 / s$
Vazão de entrada de gás	$\bar{G}_{in} = 0,100 m^3 / s$
Altura de líquido no tanque	$\bar{h}_L = 2 m$
Vazão de saída de líquido	$\bar{L}_{out} = 0,165 m^3 / s$
Vazão de saída de gás	$\bar{G}_{out} = 0,1 m^3 / s$

Volume da fase aquosa	$\bar{V}_L = 40,05 m^3$
Fração de abertura da válvula de líquido	$\bar{x}_L = 0,5$
Fração de abertura da válvula de gás	$\bar{x}_G = 0,5$
Pressão no tanque	$\bar{P} = 8 bar$
Temperatura	$\bar{T} = 303,15 K$
Volume do tanque	$V = 56,6 m^3$

Os valores numéricos das funções de transferência das variáveis de interesse, definidas na Tabela 1, são apresentados nas equações (1) a (9).

$$\frac{H_L(s)}{L_{in}(s)} = \frac{264,7}{5983,5s + 1}, \quad (1)$$

$$\frac{H_L(s)}{x_L(s)} = \frac{-103,9}{5983,5s + 1}, \quad (2)$$

$$\frac{H_L(s)}{P(s)} = \frac{-12,0}{5983,5s + 1}, \quad (3)$$

$$\frac{P(s)}{L_{in}(s)} = \frac{12,1}{24,9s + 1}, \quad (4)$$

$$\frac{P(s)}{G_{in}(s)} = \frac{12,1}{24,9s + 1}, \quad (5)$$

$$\frac{P(s)}{x_L(s)} = \frac{-4,7}{24,9s + 1}, \quad (6)$$

$$\frac{P(s)}{H_L(s)} = \frac{-0,1}{24,9s + 1}, \quad (7)$$

$$\frac{P(s)}{x_G(s)} = \frac{-5,6}{24,9s + 1}, \quad (8)$$

$$\frac{P(s)}{T(s)} = \frac{-0,005}{24,9s + 1}. \quad (9)$$

A partir destas funções de transferências, obtém-se as equações no espaço de estados, tendo como entradas de controle, os sinais de comando para abertura ou fechamento das válvulas reguladoras das saídas de líquido e do gás, $x_L(t)$ e $x_G(t)$, respectivamente. As variáveis de saída, são a pressão $P(t)$ e a altura de líquido no tanque $h_L(t)$. As equações de estado são apresentadas nas equações (10) e (11),

$$\dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) + B(\Delta f(t)) \quad (10)$$

$$y(t) = Cx(t) \quad (11)$$

sendo $x(t) \in \mathfrak{R}^n$ o vetor de estados, $u(t) \in \mathfrak{R}^m$ o vetor de controle, $y(t) \in \mathfrak{R}^p$ o vetor de saída e $B(\Delta f(t)) \in \mathfrak{R}^n$ representa as incertezas e perturbações casadas. $A \in \mathfrak{R}^{n \times n}$, $B \in \mathfrak{R}^{n \times m}$ e $C \in \mathfrak{R}^{m \times n}$ são matrizes constantes.

3 Projetos de Controle

Dois projetos de controle são propostos para gerar os sinais de comandos às válvulas de vazão de líquido e de vazão de gás. O principal objetivo destas válvulas é manter a pressão $P(t)$ e a altura do líquido $h_L(t)$ no separador em valores pré-estabelecidos, sem oscilações.

3.1 Controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID)

O controle PID deve gerar sinais de comando às válvulas, a partir da diferença entre os valores desejados e os valores medidos das variáveis de saídas, $h_L(t)$ e $P(t)$. O desempenho do controlador deve ser tal que as saídas tenham erro nulo de regime permanente e que sua resposta temporal minimize algum índice de desempenho. Diversas técnicas de ajustes dos ganhos são apresentadas em Nunes et al (2010). No presente trabalho foram realizados ajustes nos ganhos para minimização de picos de oscilações e de tempo de restabelecimento nas variáveis de interesse. O vetor de controle é dado pelas equações

$$u_{PID}^T(t) = [u_{x_L}(t) \quad u_{x_G}(t)] \quad (12)$$

$$u_{x_L}(t) = P_{x_L}(e_h(t)) + I_{x_L} \int (e_h(t)) dt + D_{x_L} \frac{d(e_h(t))}{dt} \quad (13)$$

$$e_h(t) = h_L(t) - h_{ref}$$

$$u_{x_G}(t) = P_{x_G}(e_p(t)) + I_{x_G} \int (e_p(t)) dt + D_{x_G} \frac{d(e_p(t))}{dt} \quad (14)$$

$$e_p(t) = P(t) - P_{ref}$$

sendo $u_{x_L}(t)$ e $u_{x_G}(t)$ os sinais de comando enviados às válvulas de saída de líquido e de gás, respectivamente. Os erros de altura do líquido, $e_h(t)$, e da pressão no tanque, $e_p(t)$, são gerados a partir das diferenças entre os valores medidos de altura de líquido e pressão e os respectivos valores de referências, h_{ref} e P_{ref} . Os valores obtidos para os ganhos dos dois controladores são dados a seguir:

$$P_{x_L} = -0,62; \quad I_{x_L} = -0,62/12,63; \quad D_{x_L} = 0,00$$

$$P_{x_G} = 10,33; \quad I_{x_G} = 10,33/12,32; \quad D_{x_G} = 0,00$$

3.2 Projeto de Controle de Estrutura Variável com Modos Deslizantes (CEV/MD)

O controle com modos deslizantes necessita das variáveis de estado, $x(t) \in \mathfrak{R}^n$, para compor a lei de controle, $u(t) \in \mathfrak{R}^m$.

A estratégia CEV/MD está centrada no fato de que é possível forçar a trajetória de estados sobre uma superfície. Para o sistema (10), uma condição para esta superfície pode ser dada por

$$\{x(t) \mid \sigma(x(t)) = Sx(t) = 0\}, \quad (15)$$

sendo que $\sigma(x(t)) \in \mathfrak{R}^m$ é a superfície deslizante e $S \in \mathfrak{R}^{m \times n}$ é a matriz de ganhos constantes.

Quando a condição (15) é satisfeita, diz-se que o sistema está em modo deslizante. Nesta condição, o sistema torna-se zero-sensível a determinados tipos de incertezas, ditas casadas. Esta característica única torna o CEV/MD ideal para o controle de sistemas contendo incertezas e perturbações. No trabalho de Drazenovic (1969) a questão da zero-sensibilidade em relação a incertezas casadas está muito bem estabelecida. No tutorial de De Carlo et al (1988), pode-se encontrar os principais aspectos da teoria de CEV/MD.

Uma grande variedade de leis CEV/MD é possível, de forma a levar o sistema ao deslizamento. Uma lei de controle, que leva o sistema (10) na condição de deslizamento (15), é dada a seguir:

$$u(t) = u_{eq}(t) + u_N(t), \quad (16)$$

sendo que $u_{eq}(t) \in \mathfrak{R}^m$ é a componente do controle equivalente (que é contínuo). Esta parcela da lei estabelece a dinâmica do sistema em modo deslizante e é dada por

$$u_{eq}(t) = (SB)^{-1}(SA)x(t) = F_{eq}x(t). \quad (17)$$

A parte descontínua ou chaveada de (16), $u_N(t) \in \mathfrak{R}^m$, é responsável por levar a trajetória de estados sobre a superfície de deslizamento e nela permanecer. É dada pela função

$$u_{iN}(t) = \rho_i \frac{\sigma_i(t, x(t))}{\|\sigma_i(t, x(t))\| + \delta}, \quad i = 1, \dots, m \quad (18)$$

sendo $\rho_i < 0$; $\delta > 0$ e pequeno.

Considerando que está disponível apenas a saída $y(t)$, é necessário o uso de um observador para estimar os estados. Através destes estados estimados, $\hat{x}(t)$, compõe-se a lei de controle (16). O observador é dado por

$$\dot{\hat{x}} = A\hat{x}(t) + Bu(t) + L[y(t) - C\hat{x}(t)], \quad (19)$$

sendo $\hat{x}(t)$ os estados estimados e a matriz de ganhos $L \in \mathfrak{R}^{m \times n}$ projetada de tal forma que o erro

$$\dot{e}(t) = \dot{x}(t) - \dot{\hat{x}} = [A - LC]e(t), \quad (20)$$

tenha a dinâmica desejada.

No projeto proposto, o CEV/MD deverá efetuar o controle da planta sob a ação do PID. Portanto, deve-se incorporar a dinâmica do PID ao modelo da planta. A partir das equações (1) a (9) e (12) a (13), as matrizes das equações (10) e (11) são obtidas utilizando-se o *software* MatLab/Simulink, através do comando “*linmod*”. Para a planta específica, as matrizes possuem as dimensões dadas por $A \in \mathfrak{R}^{11 \times 11}$, $B \in \mathfrak{R}^{11 \times 2}$ e $C \in \mathfrak{R}^{2 \times 11}$, com os seguintes valores numéricos:

$$A = \begin{bmatrix} -0.0276 & 0.0108 & 0.0012 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1.0000 & 0 \\ 0 & -0.0002 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -0.0002 & 0.4848 & 0.4848 & -0.1906 & -0.0018 & -0.2267 & -0.0002 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -0.0402 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -0.0402 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -0.0274 & 0.0108 & 0.0012 & 0 & 0 & -0.0402 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1.0000 & 0 \\ 0.0442 & -0.0174 & -0.0020 & 0 & 0 & 0 & -0.0402 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 5.0084 & 5.0084 & -1.9686 & -0.0189 & -2.3823 & -0.0019 & 0 & 1.0000 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.0402 & 0 & 0 & 0 \\ -0.0022 & 0.0009 & 0.0001 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0.4065 & 0.4065 & -0.1598 & -0.0015 & -0.1901 & -0.0002 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$B^T = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} 0.0442 & -0.0174 & -0.0020 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0.4848 & 0.4848 & -0.1906 & -0.0018 & -0.2267 & -0.0002 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

A partir destas matrizes, foi projetada a matriz de ganhos L do observador (19), a qual resultou nos seguintes valores:

$$L^T = \begin{bmatrix} 22.4357 & -0.0008 & -0.0289 & 0.2406 & 0.2406 & 20.9402 & 0.9888 & -16.0784 & -0.0001 & 9.3397 & -3.4548 \\ -2.5305 & -0.0003 & 0.9214 & 0.7026 & 0.7026 & -2.9731 & -0.0015 & -19.9901 & -0.0003 & -3.4428 & -8.5832 \end{bmatrix}$$

Para minimizar o esforço de controle, os pólos do sistema em deslizamento foram alocados por otimização do índice de desempenho quadrático, utilizando o comando “*lqr*” do *software* Matlab/Simulink, resultando nos pólos em [-0,3882;-0,0437;-0,0395;-0,0016;-0,0001-0,0002;-0,0402;-0,0402;-0,0402].

Os valores numéricos obtidos para a matriz de ganhos S da superfície de deslizamento são

$$S = \begin{bmatrix} 0.7667 & -0.2874 & -0.2904 & -0.3975 & -0.3975 & 0.2333 & 0.3471 & 0 & 0.0002 & -0.8351 & -0.5500 \\ -0.5761 & 0.2098 & -0.3646 & -1.5865 & -1.5865 & 0.5761 & -0.1869 & 1.0000 & 0.0006 & 0.5500 & -0.8351 \end{bmatrix}$$

Para o controle equivalente $u_{eq}(t)$, obteve-se

$$F_{eq} = \begin{bmatrix} 0.0104 & -0.0041 & -0.0005 & 0.3484 & 0.3484 & -0.1338 & 0.0126 & -0.1704 & -0.0001 & -1.0000 & 0 \\ 0.0094 & -0.0037 & -0.0005 & -4.5559 & -4.5559 & 1.7889 & 0.0095 & 2.1409 & 0.0018 & 0 & -1.0000 \end{bmatrix}$$

Para o controle chaveado $u_N(t)$, utilizou-se os seguintes valores : $\rho = 3,0$; $\delta = 0,05$.

4. Simulações Realizadas e Resultados Obtidos

Foram realizadas simulações com o sistema controlado de duas formas: (i) apenas por PID; (ii) por CEV/MD + PID. Ambas as estratégias tiveram a realimentação da medida da pressão e da altura do líquido no tanque.

O esquema realizado para efetuar as simulações, utilizando o *software* MatLab/Simulink, está ilustrado na Figura 2.

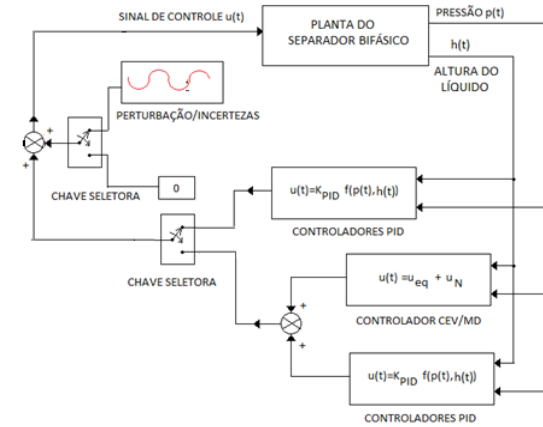


Figura 2. Esquema utilizado para as simulações computacionais.

A Figura 2 ilustra o algoritmo utilizado para simulações. As chaves seletoras possibilitam realizar as seguintes situações:

- Controle PID, sistema sem perturbação (nominal);
- Controle PID, sistema com perturbação (onda senoidal, com período de 60 segundos);
- Controle CEV/MD+PID, sistema com perturbação (onda senoidal, com período de 60 segundos).

As perturbações senoidais, injetadas em ambos os canais de entrada, representam a parcela de incertezas e /ou perturbações casadas de $B(\Delta f(t))$.

Em todos os casos simulados, o objetivo principal é o controle da pressão $P(t)$ e da altura do líquido no tanque $h_L(t)$, mantendo-os em seus valores de referências, 8 bar e 2 metros, respectivamente.

4.1 Controle PID, sem perturbação na entrada do sistema

Na Figura 3 mostra-se a resposta da altura do líquido quando é utilizado o método PID para controlar o sistema não perturbado. Observa-se que ela atinge o sinal de referência rapidamente.

Apresenta-se, na Figura 4, a resposta referente a pressão na válvula. Pode-se observar também o bom desempenho do sistema.

Pode-se observar, pela Figura 5, que os esforços de controle foram baixos. Portanto, o controle PID pode ser considerado muito eficiente para este caso em particular.

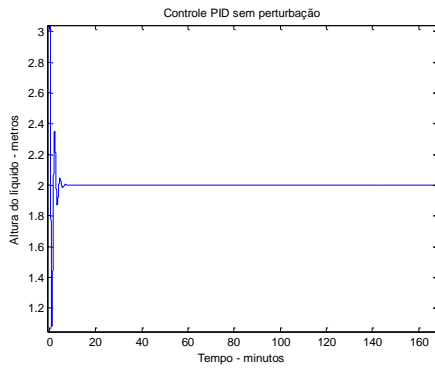


Figura 3. Altura do líquido – controle PID, sem perturbação na entrada.

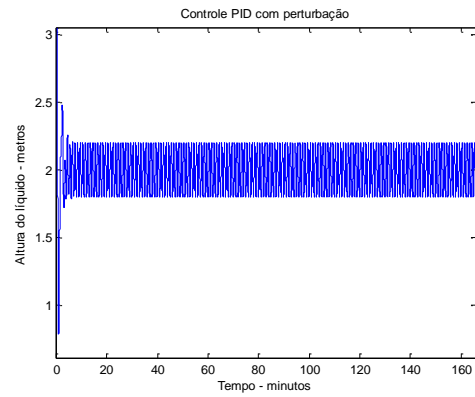


Figura 6. Altura do líquido para o sistema com perturbação na entrada, controlador PID.

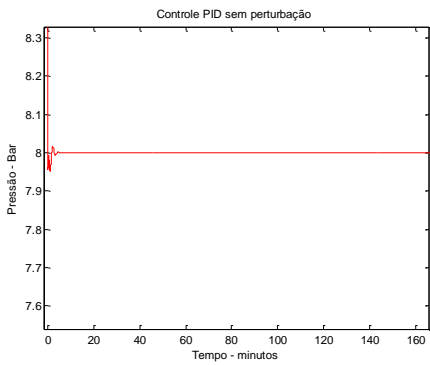


Figura 4. Pressão para o sistema sem perturbação na entrada, controlador PID.

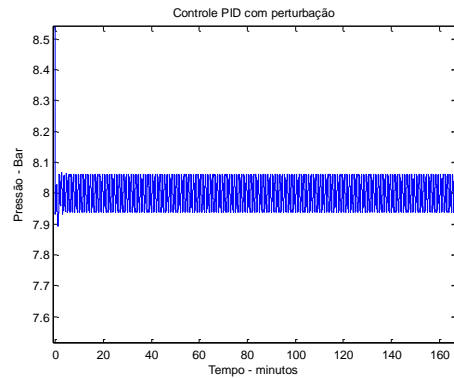


Figura 7. Pressão para o sistema com perturbação na entrada, controlador PID.

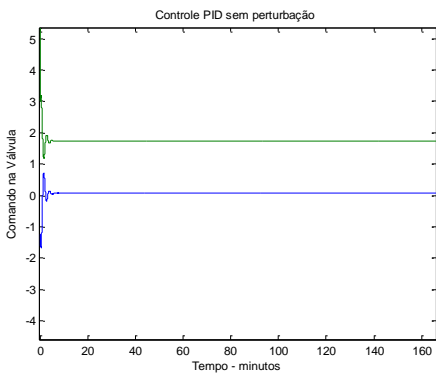


Figura 5. Esforço de controle para o sistema sem perturbação na entrada, controlador PID.

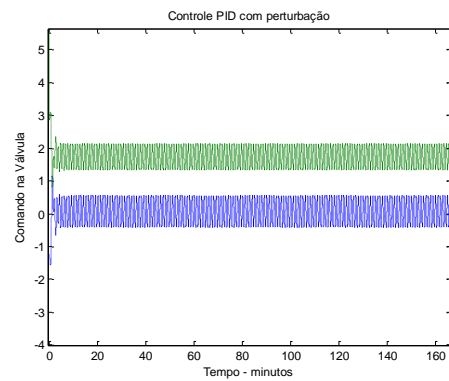


Figura 8. Esforço de controle para o sistema com perturbação na entrada, controlador PID.

4.2 Controle PID, com perturbação senoidal na entrada do sistema

Nesta série de resultados mostrados nas Figuras 6 a 8, injetou-se um sinal senoidal de amplitude 0,4 nos dois sinais de controle, simulando perturbações ou incertezas do tipo casadas.

Na Figura 6 observa-se que o controlador PID não proporcionou bom desempenho ao sistema, pois a altura do líquido oscilou muito em torno do nível de referência. A pressão também oscilou, porém com baixa amplitude em torno do valor desejado, como se nota na Figura 7. A oscilação do nível do líquido prejudica muito a eficiência do separador. Pode-se observar pela Figura 8 que, apesar do esforço, os controladores PID não proporcionaram bom desempenho ao sistema diante da perturbação.

4.3 Controle CEV/MD + PID com perturbação senoidal na entrada do sistema

Neste caso é utilizado um controlador CEV/MD em conjunto com o PID com o sistema sob perturbação senoidal, com amplitude 0,4, em ambos os canais de entrada. O objetivo é fazer com que o sistema consiga rejeitar estas perturbações nas entradas e que as saídas sigam o sinal de referência com o mínimo de oscilações. Na Figura 9, mostra-se a resposta da altura do líquido do sistema. Pode-se observar que, diferentemente da resposta mostrada na Figura 6, a altura do líquido não oscilou. Ou seja, a perturbação influenciou muito pouco esta saída. A pressão apresentou oscilação com baixa amplitude, conforme pode ser visto na Figura 10. Assim, o controlador CEV/MD conseguiu rejeitar as perturbações casadas nas entradas, minimizando seus efeitos nas saídas, mostrando um bom desempenho.

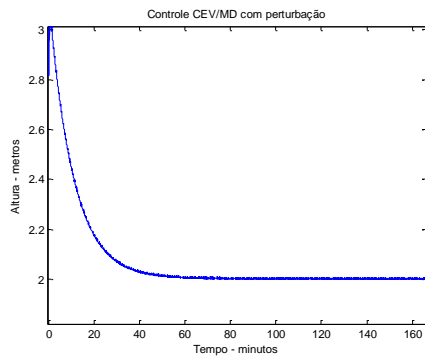


Figura 9. Altura do líquido para o sistema com perturbação na entrada, controlador CEV/MD+ PID.

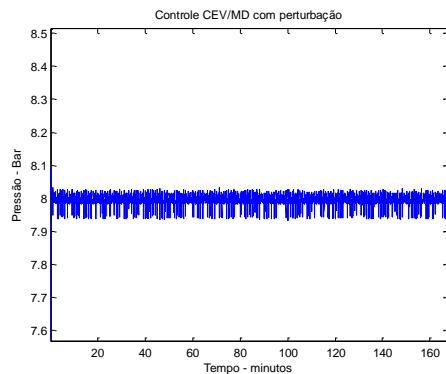


Figura 10. Pressão para o sistema com perturbação na entrada, controlador CEV/MD+ PID.

Pode-se observar, na Figura 11, o esforço dos controladores CEV/MD+PID para proporcionar bom desempenho ao sistema diante da perturbação.

5 Conclusões

Foram propostos dois projetos de controle para se efetuar o controle de um separador bifásico. No primeiro projeto, utilizou-se controladores convencionais PID para gerar os sinais de comando às válvu-

las reguladoras de pressão e nível do líquido. Através das simulações para um caso específico, pode-se mostrar que estes controladores não foram eficientes no caso em que o sistema possui incertezas ou apresentem perturbações. Como uma alternativa, apresentou-se um projeto em que os sinais de controle são gerados a partir da atuação conjunta de controladores PID e CEV/MD. Pela análise dos resultados obtidos, pode-se mostrar que o sistema teve bom desempenho mesmo na presença de perturbações e incertezas do tipo casadas, ou seja, a altura do líquido e a pressão seguiram as referências sem grandes oscilações.

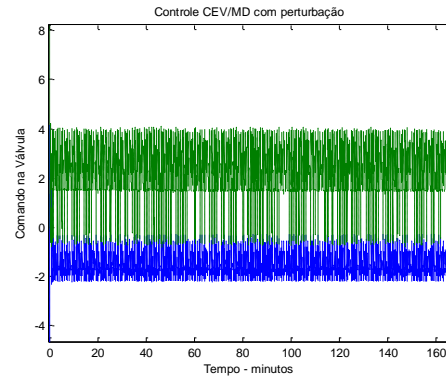


Figura 11. Esforço de controle para o sistema com perturbação na entrada, controlador CEV/MD+PID.

Agradecimentos

Os autores agradecem ao CNPq e à FAPESP (processo número 2011/17610-0) pelo suporte financeiro.

Referências Bibliográficas

- De Carlo, R. A.; Zak, S. H.; Mattlews, G. P.(1988) Variable structure control of nonlinear and multivariable systems: a tutorial. In: Institute of Electrical and Electronics Engineers, v. 76, n. 3, p. 212-232.
- Drazanovic, B.(1969) The invariance conditions in variable structure systems, Automatica, v. 5, p. 287-295.
- Nunes, G. C.; Medeiros, J. L. ;Araújo, O. Q. F.(2010) Modelagem e Controle da Produção de Petróleo, Ed. Blucher.
- Utkin, V. I.(1978) Sliding Modes and Their Applications in Variable Structure Systems. Moscow: Mir Publishers. 257p.
- Rego, F. C. A.(2008) Estudo do hidrociclone cilíndrico de uma unidade de flotação centrífuga com auxílio de fluidodinâmica computacional. Dissertação de mestrado. UFRJ. 105p.
- Edwards, C. ; Spurgeon, S. K.(1998) Sliding Mode Control: Theory and Applications. Taylor & Francis. 237 p.