

Controlador proporcional-integral não linear por modelo de referência aplicado a sistemas não lineares de primeira ordem

Samaherni Dias * Kurios Queiroz * Aldayr Araújo *

* *Laboratório de Automação, Controle e Instrumentação (LACI), UFRN, Natal, RN, Brasil, (<https://laci.ufrn.br>)*

Abstract:

In industrial processes, we usually find Proportional-Integral-Derivative controllers, although these controllers show degradation in their behavior due to the nonlinearities in the real plants. The wide acceptance of these controllers is by their simplicity in design, implementation, and understanding. Thus, in this work, we propose a control technique that unites the Proportional-Integral controller, based on the error between the plant output and the output of a given reference model, to a nonlinear function to ensure that the plant output tracks the desired dynamics. With this, we aim to reduce the behavior degradation and keep the simplicity of the Proportional-Integral controller. In the end, there is a set of simulations for several scenarios, all including nonlinear plants of industrial processes.

Resumo:

Em aplicações industriais é comum o uso de controlador do tipo Proporcional-Integral-Derivativo, embora os mesmos apresentem degradação em seu desempenho devido às não linearidades existentes em plantas reais. A ampla adesão a estes controladores se dá devido a sua simplicidade tanto no projeto, na implementação bem como em sua compreensão. Assim, neste trabalho é proposta uma técnica de controle que une o controlador Proporcional-Integral, baseado no erro entre a saída da planta e a saída de um dado modelo de referência, a uma função não linear para garantir que a saída da planta rastreie uma dinâmica desejada. Com isso, busca-se reduzir a degradação no desempenho devido a não linearidades, mantendo a simplicidade dos controladores Proporcional-Integral. Ao final do trabalho se encontra um conjunto de simulações para diversos cenários, todos considerando plantas não lineares de processos industriais.

Keywords: PI controller; reference model; nonlinear; industrial processes.

Palavras-chaves: controlador PI; modelo de referência; não linear; processos industriais.

1. INTRODUÇÃO

A família de controladores PID (Proporcional-Integral-Derivativo) tem dominado as aplicações de controle na indústria desde sua introdução (Åström e Hägglund, 2006). No controle de processos, mais de 95% dos controladores são PID (Díaz-Rodríguez et al., 2019), os quais fornecem um desempenho bom o suficiente para muitas das plantas industriais, sendo sua maior força a simplicidade (Solgi et al., 2021) e, além disso, apresentam uma relação custo/benefício que dificulta a adoção de outras técnicas de controle (Díaz-Rodríguez et al., 2019). Devido a sua fácil implementação e ajustes intuitivos dos parâmetros, os controladores PID possuem alta aceitação (Evald et al., 2022).

O controle do nível de líquido em tanque é comumente encontrado em aplicações industriais pois representa uma necessidade generalizada em indústrias de todos os setores (Short e Selvakumar, 2020; Zhao e Zhang, 2020; Urrea e Páez, 2021) e podem melhorar potencialmente a qualidade dos produtos produzidos por essas indústrias, aumentando assim seus benefícios econômicos (Yu et al., 2020). Como

a maioria dos processos industriais, a dinâmica do nível de líquido em tanques é não linear (Dias et al., 2022). Porém, a solução tipicamente adotada pela indústria para o controle do nível de líquido em tanque é o uso de controladores PI ou PID (Zhao e Zhang, 2020; Short e Selvakumar, 2020). Os controladores são projetados a partir de modelos linearizados destes tanques (Short e Selvakumar, 2020; Urrea e Páez, 2021) implicando em uma operação adequada apenas no ponto para o qual foi projetado, sendo que fora de uma vizinhança deste ponto, devido a perturbações, variações paramétricas ou mudanças na referência do nível, o desempenho destes controladores se deteriora rapidamente (Short e Selvakumar, 2020; Dias et al., 2021).

Contribuição: O objetivo deste trabalho é propor uma lei de controle que utilize um controlador PI, baseado no erro entre a saída da planta e a saída de um modelo de referência, adicionado de um função não linear para garantir que a saída da planta rastreie a dinâmica de um dado modelo. Este controlador deverá manter a simplicidade de implementação, projeto e ajustes dos parâmetros semelhantes ao controlador PI e apresentar desempenho

transitório superior ao PI quando aplicado a plantas não lineares de primeira ordem.

2. PROCESSOS A SEREM CONTROLADOS

Para o estudo do controlador PI não linear por modelo de referência, neste trabalho, analisaremos o desempenho do controlador em um dos processos industriais mais amplamente utilizados, o controle do nível de líquido no interior de um tanque. Aqui serão avaliados três cenários com plantas não lineares de primeira ordem, são elas: tanque cilíndrico, tanque quádruplo e tanque cônico.

O processo de controle do nível de líquido em tanque cilíndrico é descrito na Figura 1, no qual a vazão de entrada de líquido no tanque é proporcional à tensão (v_s) aplicada a uma bomba e com a medição da altura do nível (h) da coluna de líquido no interior do tanque, através de sensor de pressão instalado no fundo do tanque. Desta forma, aplicando a equação de Bernoulli, que é decorrente da lei de conservação de massa, tem-se que a variação do volume (V) de um tanque é dada por

$$\dot{V} = q_i - q_o \quad (1)$$

onde q_i e q_o são as vazões de entrada e saída do tanque,

$$q_i = k_b v_s, \quad (2)$$

sendo k_b a constante da bomba (volume/tensão.tempo) e v_s a tensão aplicada a bomba e

$$q_o = a_f \sqrt{2gh}, \quad (3)$$

sendo a_f a área da seção reta do orifício de saída do tanque e g é a aceleração da gravidade.

Considerando um tanque em formato cilíndrico com área constante, o volume do tanque é dado por

$$V = A_t h. \quad (4)$$

em que

$$A_t = \pi r^2 \quad (5)$$

é a área da seção reta do tanque e r o raio desta seção. Desta forma, a expressão geral para a variação da altura do nível do tanque (h) ao longo do tempo é dado por

$$\dot{h} = -a_t \sqrt{2gh} + k_t v_s, \quad (6)$$

em que

$$a_t = \frac{a_f}{A_t}, \quad k_t = \frac{k_b}{A_t}.$$

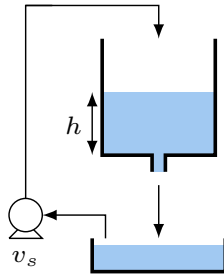


Figura 1. Controle de nível em tanque cilíndrico.

O processo do tanque quádruplo consiste de quatro tanques cilíndricos interconectados com duas bombas para preencher os tanques (ver Figura 2). O objetivo do processo é controlar o nível dos tanques 1 e 2 manipulando as tensões aplicadas nas bombas 1 e 2. Os sinais de entrada

do processo são as tensões v_1 e v_2 aplicadas às bombas. As saídas do processo são os quatros níveis dos líquidos nos tanques (h_1, h_2, h_3 e h_4), sendo um por cada tanque. Assim, o processo do tanque quádruplo pode ser descrito por (Dias et al., 2021, 2022):

$$\begin{aligned} \dot{h}_1 &= -a_1 \sqrt{2gh_1} + a_3 \sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 v_1, \\ \dot{h}_2 &= -a_2 \sqrt{2gh_2} + a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 v_2, \\ \dot{h}_3 &= -a_3 \sqrt{2gh_3} + (1 - \gamma_2) k_3 v_2, \\ \dot{h}_4 &= -a_4 \sqrt{2gh_4} + (1 - \gamma_1) k_4 v_1, \end{aligned} \quad (7)$$

em que

$$a_i = \frac{a_{f(i)}}{A_{t(i)}}, \quad k_i = \frac{k_{b(i)}}{A_{t(i)}}, \quad i = 1, 2, 3, 4$$

sendo $a_{f(i)}$ a área da seção reta do orifício de saída do tanque i , $A_{t(i)}$ a área da seção reta do tanque i , $k_{b(i)}$ a constante da bomba i , com $k_{b(1)} = k_{b(4)}$ e $k_{b(2)} = k_{b(3)}$, por fim, os parâmetros $\gamma_1, \gamma_2 \in (0, 1)$ são proporcionais à abertura das válvulas (S1 e S2), sendo 0 completamente fechada e 1 completamente aberta.

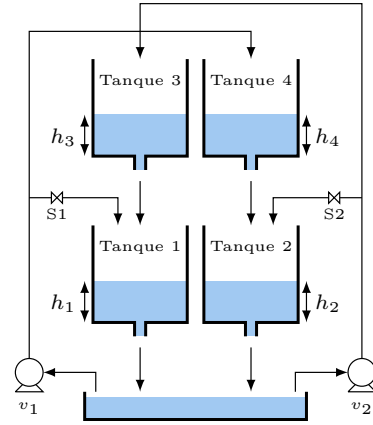


Figura 2. Controle de nível em tanque quádruplo.

O processo de controle do nível de líquido em tanque cônico é descrito na Figura 3 e possui variação do volume no interior do tanque, bem como as vazões de entrada e saída, semelhantes ao caso do tanque cilíndrico. Porém, o volume de um tanque cônico é obtido em função da altura da coluna do líquido no interior do tanque e pode ser expresso por:

$$V = \frac{\pi r^2 h}{3}, \quad (8)$$

em que r é o raio da seção reta do tanque canônico correspondente a altura h do nível do líquido no interior do tanque.

A partir da Figura 3 é possível obter a seguinte relação geométrica

$$\frac{r}{h} = \frac{R}{H} \quad (9)$$

em que H é a altura máxima do tanque e R é o raio correspondente à altura H .

Substituindo (9) em (8) e em seguida aplicando em (1), tem-se

$$\dot{h} = -a_t \sqrt{2gh} h^{-2} + k_t h^{-2} v_c \quad (10)$$

em que v_c é a tensão aplicada a bomba e

$$a_t = \frac{a_f H^2}{\pi R^2}, \quad k_t = \frac{k_b H^2}{\pi R^2},$$

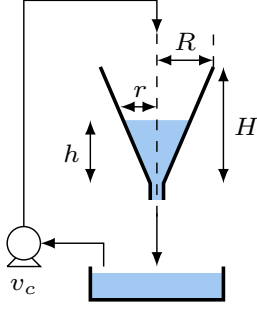


Figura 3. Controle de nível em tanque cônico.

3. CONTROLADOR PROPOSTO

Considere uma planta conhecida com incertezas e adicionada de distúrbio na entrada definida por

$$\dot{y} = -\hat{a}_p y + \hat{k}_p (u + d). \quad (11)$$

em que \hat{a}_p é o parâmetro conhecido do polo a_p da planta de primeira ordem, \hat{k}_p é o parâmetro conhecido do ganho k_p desta planta e d é um distúrbio de entrada.

Seja

$$\dot{y}_m = -a_m y_m + k_m r \quad (12)$$

o modelo de referência para a planta em que r é a entrada, y_m a saída e a_m, k_m são os parâmetros do modelo.

O propósito é encontrar uma lei de controle u , utilizando apenas medidas da entrada e saída da planta, tal que o erro entre a saída da planta e a saída do modelo,

$$e_0 = y - y_m, \quad (13)$$

tenda a zero assintoticamente a partir de condições iniciais arbitrárias e sinal de referência r arbitrário contínuo e uniformemente limitado.

Assumindo que o sinal de controle (Figura 4) é dado por

$$u = -k_c e_0 - k_c k_i \int e_0 - k_c f(\dot{e}_0), \quad (14)$$

em que sua primeira derivada é

$$\dot{u} = -k_c \dot{e}_0 - k_c k_i e_0 - k_c \dot{f}(\dot{e}_0), \quad (15)$$

com

$$\dot{f}(\dot{e}_0) = \theta \operatorname{sgn}(\dot{e}_0),$$

sendo $k_c \in \mathfrak{R}$, $k_i \in \mathfrak{R}_+$ e $\theta \in \mathfrak{R}_+$ os parâmetros do controlador e

$$\operatorname{sgn}(x) = \begin{cases} -1 & : x < 0 \\ 0 & : x = 0 \\ 1 & : x > 0 \end{cases}.$$

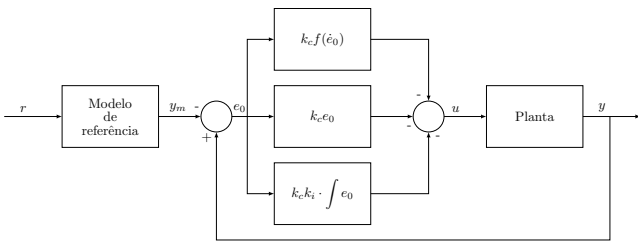


Figura 4. Diagrama de blocos do controlador proposto.

Para a planta rastrear o modelo de referência considere as seguintes hipóteses:

- H1.** somente a entrada e a saída da planta serão utilizadas no cálculo do sinal de controle u ;
- H2.** a planta é completamente controlável e observável;
- H3.** os sinais de k_p, k_c e k_m são assumidos iguais;
- H4.** o modelo de referência é estável, ou seja, $a_m > 0$;
- H5.** a derivada do sinal de saída do modelo de referência possui um valor limitante superior, ou seja, $\forall t, |\dot{y}_m(t)| < |\chi_m|$;
- H6.** a derivada do distúrbio de entrada possui um valor limitante superior, ou seja, $\forall t, |\dot{d}(t)| < |\chi_d|$;

A prova de estabilidade do controlador proposto pode ser observada em Dias et al. (2023).

3.1 Projeto do controlador proposto

O controlador proposto (**mrPI**) será aplicado à planta de primeira ordem conhecida para o sistema. Desta forma considere a planta da equação (11) e o sinal de controle u da equação (14).

Inicialmente define-se um modelo de referência, de primeira ordem, semelhante à equação (12), para determinar o desempenho desejado para a saída da planta, com a garantia que $\dot{y}_m \rightarrow 0$ quando $t \rightarrow \infty$.

O próximo passo é seguir o mesmo projeto de um controlador PI por posicionamento de polos com o objetivo de apresentar um tempo de assentamento T_s desejado sem *overshoot* para que a saída da planta siga a saída do modelo de referência e, desta forma, tem-se

$$k_c = \frac{8 - a_m T_s}{k_m T_s} \quad \text{e} \quad k_i = \frac{16}{T_s (8 - a_m T_s)}, \quad (16)$$

sendo que é requerido que se garanta

$$k_c > -\frac{a_p}{k_p}.$$

O último passo é definir

$$\theta > \frac{(\hat{a} - a_m) |\chi_m| + \hat{k}_p |\chi_d|}{k_c \hat{k}_p}. \quad (17)$$

Observação 1. É importante destacar que o T_s é o tempo de assentamento desejado para a saída da planta seguir a saída do modelo. Já o tempo de assentamento desejado para a saída da planta seguir uma dada referência é definido pelo modelo de referência.

Observação 2. O k_c deve ser maior que uma relação entre os parâmetros reais da planta (a_p, k_p), não entre os parâmetros conhecidos (\hat{a}_p, \hat{k}_p).

Observação 3. Esta sequência de projeto não é a única admissível e serve para plantas de primeira ordem estáveis ou instáveis com incertezas nos parâmetros e distúrbio de entrada.

4. IMPLEMENTAÇÃO DOS CONTROLADORES

Neste trabalho serão implementados dois tipos de controladores, o **PI** e o **mrPI**. A implementação do controlador PI será para servir de comparação ao controlador proposto e ambos os controladores serão aplicados a três plantas distintas, são elas: tanque cilíndrico simples (6); tanque quádruplo (7); tanque cônico (10). O projeto de ambos os controladores, para todas as situações, utilizou a planta

linearizada do correspondente tanque em torno do ponto de operação (h_0, v_0) . Todos os procedimentos de linearização utilizaram o método da série de Taylor truncada no segundo termo e, desta forma, nenhum dos parâmetros obtidos, mesmo no ponto de operação, consistem nos valores exatos para a planta.

Assim, a planta linearizada para o tanque cilíndrico da equação (6) é

$$\dot{y}_s = -\hat{a}_s y_s + \hat{k}_s v_s, \quad (18)$$

em que $y_s = h - h_0$, v_s é a tensão aplicada à bomba e

$$\hat{a}_s = \frac{a_f \sqrt{2g}}{2\sqrt{h_0} A_t}, \quad \hat{k}_s = \frac{k_b}{A_t}.$$

Já para o caso do tanque quádruplo da equação (7), cujo objetivo é controlar os níveis dos tanques 1 e 2, linearizado em torno do ponto de operação $(h_{1(0)}, h_{2(0)}, h_{3(0)}, h_{4(0)})$ considerando $(v_{1(0)}, v_{2(0)}, \gamma_{1(0)}, \gamma_{2(0)})$, tem-se

$$\begin{aligned} \dot{y}_1 &= -\hat{a}_1 y_1 + \hat{k}_1 (\gamma_{1(0)} v_1 + d_1), \\ \dot{y}_2 &= -\hat{a}_2 y_2 + \hat{k}_2 (\gamma_{2(0)} v_2 + d_2), \end{aligned} \quad (19)$$

em que $y_1 = h_1 - h_{1(0)}$, $y_2 = h_2 - h_{2(0)}$ e

$$\begin{aligned} \hat{a}_1 &= \frac{a_{f(1)} \sqrt{2g}}{2\sqrt{h_{1(0)}} A_{t(1)}}, & \hat{k}_1 &= \frac{k_{b(1)}}{A_{t(1)}}, & d_1 &= \frac{a_3 \sqrt{2gh_3}}{\hat{k}_1}, \\ \hat{a}_2 &= \frac{a_{f(2)} \sqrt{2g}}{2\sqrt{h_{2(0)}} A_{t(2)}}, & \hat{k}_2 &= \frac{k_{b(2)}}{A_{t(2)}}, & d_2 &= \frac{a_4 \sqrt{2gh_4}}{\hat{k}_2}. \end{aligned}$$

Por fim, para o tanque cônico da equação (10), tem-se

$$\dot{y}_c = -\hat{a}_c y_c + \hat{k}_c v_c, \quad (20)$$

em que $y_c = h - h_0$, $v_c = v - v_0$ e

$$\hat{a}_c = \frac{a_f \sqrt{2g} H^2}{2\pi R^2 \sqrt{h_0^3}}, \quad \hat{k}_c = \frac{k_b H^2}{\pi R^2 h_0^2}.$$

Observação 4. Os parâmetros com $(\hat{\quad})$ indicam os valores conhecidos para os respectivos parâmetros dos tanques cilíndrico, quádruplo e cônico em um determinado ponto de operação.

O controlador PI utilizado será

$$u = -\kappa_c e - \kappa_i \kappa_i \int e \quad (21)$$

em que

$$e = r - y.$$

Os requisitos de projeto para ambos os controladores em todos os cenários são: saída sem sobressinal e tempo de estabilização T_d adequado para a saída dos tanques cilíndrico, quádruplo e cônico atingirem uma dada referência.

Para os controladores **PI** utilizou-se um projeto por posicionamento de polos. Já o controlador proposto (**mrPI**) utiliza T_d para definir a dinâmica do modelo de referência (12), o sinal de controle da equação (14) para aplicação na planta com ganhos calculados a partir das equações (16) e (17). Por simplicidade, em todos os cenários será definido $a_m = k_m$.

5. RESULTADOS

Para avaliar o desempenho do controlador proposto, o mesmo será comparado a um controlador PI tradicional em três diferentes cenários, são eles: a planta não linear

do tanque cilíndrico (6), a planta não linear do tanque quádruplo (7) e a planta não linear do tanque cônico (10). Os parâmetros utilizados nos tanques se encontram detalhados nas Tabelas 1, 2 e 3. O projeto dos controladores seguiu o procedimento descrito na seção 4 e os requisitos de desempenho, bem como os valores calculados para os parâmetros dos controladores, se encontram na Tabela 4.

Todos os resultados apresentados foram obtidos por simulações, as quais utilizaram para solucionar as Equações Diferenciais Ordinárias (EDO) o método de Euler com um passo de integração $h = 10^{-2}$. O controlador proposto será identificado pela sigla **mrPI** e o controlador PI tradicional apenas pela sigla **PI**. O primeiro cenário simula um tanque cilíndrico por 120 s, iniciando em seu ponto de operação com referência 27 cm e mudando a referência para 3 cm aos 60 s. O segundo cenário simula um tanque quádruplo por 400 s, iniciando em seu ponto de operação com referências e ajustes das válvulas detalhados na Tabela 5. O terceiro cenário simula um tanque cônico por 1200 s, iniciando em seu ponto de operação com referência 17,7 cm e mudando a referência para 5,7 cm aos 600 s.

O objetivo de todas as simulações é demonstrar a influência das não linearidades existentes em plantas industriais no desempenho dos controladores **PI** e **mrPI**.

Tabela 1. Parâmetros do tanque cilíndrico

a_f (cm ²)	R (cm)	H (cm)	k_b (cm ³ /Vs)	g (cm/s ²)	h_0 (cm)	v_0 (V)
0,55	2,22	30,0	3,30	981	15,0	3,07

Tabela 2. Parâmetros do tanque quádruplo

Parâmetro	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3	Tanque 4
a_f (cm ²)	0,071	0,057	0,071	0,057
A_t (cm ²)	28	32	28	32
k_b (cm ³ /Vs)	3,33	3,35	3,35	3,33
γ (%)	70	60	-	-
g (cm/s ²)	981	981	981	981
h_0 (cm)	12,4	12,7	1,8	1,4
v_0 (V)	3,0	3,0	-	-

Tabela 3. Parâmetros do tanque cônico

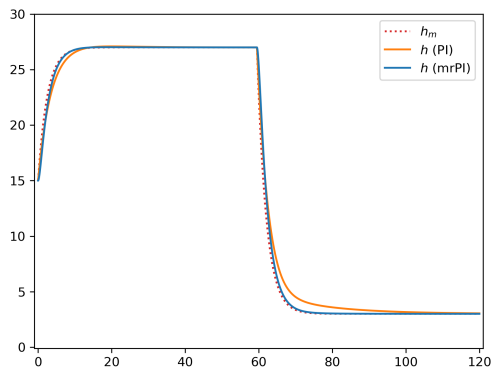
a_f (cm ²)	R (cm)	H (cm)	k_b (cm ³ /Vs)	g (cm/s ²)	h_0 (cm)	v_0 (V)
0,01	4,50	30,0	3,30	981	11,7	0,45

Tabela 4. Parâmetros dos controladores

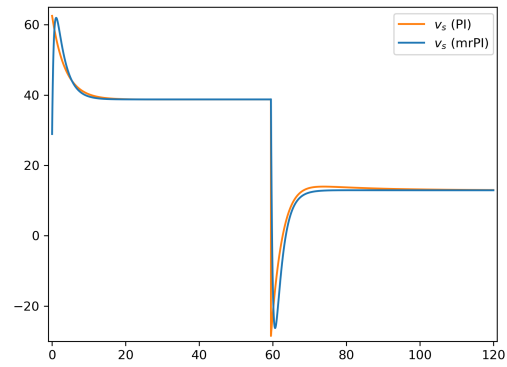
Eq.	T_d (s)	κ_c	κ_i	T_s (s)	a_m	k_c	k_i	θ
(18)	10,0	2,80	0,27	1,00	0,40	19,0	2,10	0,50
(19)	20,0	3,26	0,10	2,00	0,20	19,0	1,05	0,50
(19)	20,0	3,73	0,10	2,00	0,20	19,0	1,05	0,50
(20)	133	0,52	0,017	13,0	0,03	19,5	0,16	0,01

5.1 Discussão

Como é possível observar nas simulações (Figuras 5, 6, 7), o controlador proposto (**mrPI**) apresentou melhor desempenho em comparação ao controlador PI tradicional para quase todos os aspectos.

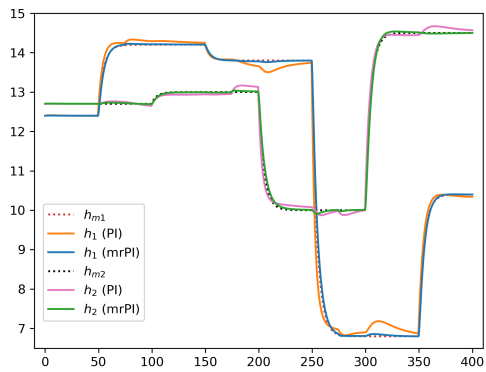


(a) Saída da planta (cm)

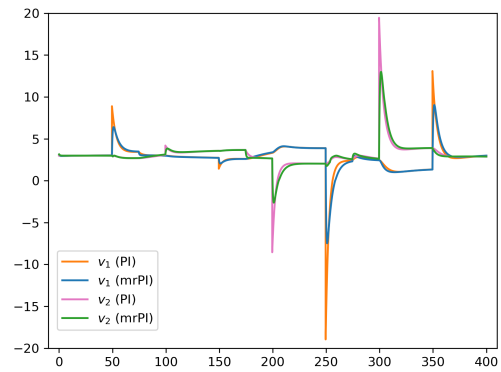


(b) Sinal de controle (V)

Figura 5. Simulação do tanque cilíndrico com os controladores.

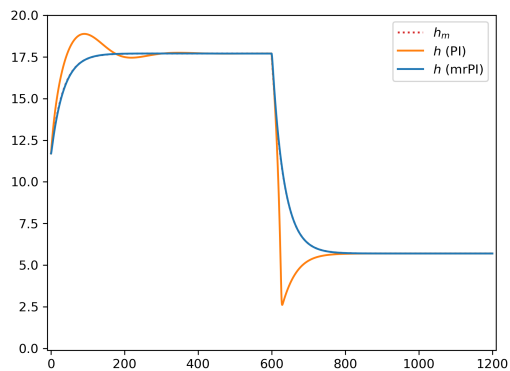


(a) Saída da planta (cm)

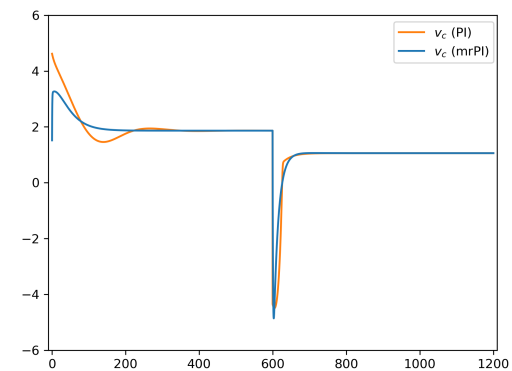


(b) Sinal de controle (V)

Figura 6. Simulação do tanque quádruplo com os controladores.



(a) Saída da planta (cm)



(b) Sinal de controle (V)

Figura 7. Simulação do tanque cônico com os controladores.

Desempenho transitório: O controlador proposto apresentou um transitório mais rápido que o controlador PI tradicional, embora ambos estejam seguindo os mesmos objetivos de desempenho. Para avaliar o desempenho dos controladores em relação ao transitório desejado foram utilizadas duas métricas: ISE (*Integral Square Error*) e

IAE (*Integral Absolute Error*). A Tabela 6 apresenta o percentual do controlador proposto em relação ao PI de cada métrica. Como é possível notar em todas as simulações, quanto maiores as não linearidades do sistema, pior é o desempenho transitório do controlador PI em comparação ao **mrPI**. Isso ocorre devido ao controlador PI

Tabela 5. Parâmetros variáveis

t (s)	r ₁ (cm)	r ₂ (cm)	γ ₁	γ ₂
0	12,40	12,70	0,70	0,60
50	14,20	12,70	0,70	0,60
75	14,20	12,70	0,80	0,60
100	14,20	13,00	0,80	0,60
150	13,80	13,00	0,80	0,60
175	13,80	13,00	0,80	0,80
200	13,80	10,00	0,80	0,80
250	6,80	10,00	0,80	0,80
275	6,80	10,00	0,60	0,60
300	6,80	14,50	0,60	0,60
350	10,40	14,50	0,60	0,60

tradicional ser projetado para um ponto de operação e ter que operar distante dele. É importante destacar que para o cenário do tanque cônico, em que se possui as maiores não linearidades, o desempenho do controlador PI é bastante prejudicado (resultado já conhecido na literatura).

Tabela 6. Percentual das métricas

Sim.	max{ u } (mrPI/PI)-100%	ISE (mrPI/PI)-100%	IAE (mrPI/PI)-100%
1	99,10%	53,02%	39,36%
2	47,64%	17,31%	24,49%
3	66,78%	52,93%	41,01%
4	105,22%	0,07%	1,84%

Picos no sinal de controle: Em todas as simulações o controlador proposto (*mrPI*) apresentou um sinal de controle com pico de amplitude semelhante ou menor comparando-se ao PI (ver Tabela 6), mesmo o controlador proposto atingindo o comportamento desejado mais rápido que o PI.

Ponto de operação: É possível notar que o controlador PI tem seu desempenho piorado à medida que a simulação explora referências diferentes dos pontos de operação para os quais o PI foi projetado. Enquanto isso, o controlador proposto (*mrPI*) sofre poucas alterações em seu desempenho ao longo de toda a simulação.

Projeto do controlador: Por fim, vale ressaltar a simplicidade do projeto do controlador proposto, o qual necessita apenas da definição de um modelo de referência para o desempenho desejado e um projeto por posicionamento de polos semelhantes ao projeto do controlador PI.

6. CONCLUSÕES

Neste trabalho foi proposto um controlador não linear baseado na união de um controlador PI e um modelo de referência para garantir que a saída da planta rastreie a saída do modelo com dinâmica definida pelo projetista. O controlador foi proposto para preservar a simplicidade no projeto e ajuste dos parâmetros do controlador e, além disso, deveria apresentar um bom desempenho transitório quando aplicado a plantas industriais que apresentem não lineares e que necessitem atuar fora do ponto de operação da planta.

Foram realizadas três simulações de três diferentes processos industriais que envolvem tanques com dinâmica não linear. Para todas as simulações o controlador proposto

foi comparado ao controlador PI tradicional e em todas as situações simuladas, o controlador proposto apresentou desempenho superior mantendo a simplicidade no projeto e na implementação.

Em trabalhos futuros, o controlador proposto será aplicado a plantas reais e a técnica utilizada aqui será adaptada para se obter um controlador PID não linear que possua as mesmas características do controlador proposto e, desta forma, expandindo os resultados para um conjunto maior de plantas.

AGRADECIMENTOS

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001.

REFERÊNCIAS

- Åström, K. e Hägglund, T. (2006). *Advanced PID Control*. ISA-The Instrumentation, Systems, and Automation Society.
- Dias, S., Queiroz, K., e Araujo, A. (2021). Controlador adaptativo robusto para o processo de tanque quádruplo. In *Anais do XV Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente - SBAI 2021*. doi:10.20906/sbai.v1i1.2749.
- Dias, S., Queiroz, K., e Araujo, A. (2022). Proposta de controlador robusto por modelo de referência para controle de nível de líquido em tanque. In *Anais do XXIV Congresso Brasileiro de Automática*.
- Dias, S., Queiroz, K., e Araujo, A. (2023). Controlador pi não linear por modelo de referência. In *Anais do XVI Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente - SBAI 2023*.
- Díaz-Rodríguez, I.D., Han, S., e Bhattacharyya, S.P. (2019). *Analytical Design of PID Controllers*. Springer International Publishing.
- Evald, P.J.D., Hollweg, G.V., Tambara, R.V., e Gründling, H.A. (2022). Lyapunov stability analysis of a robust model reference adaptive PI controller for systems with matched and unmatched dynamics. *Journal of the Franklin Institute*, 359(13), 6659–6689. doi:10.1016/j.jfranklin.2022.07.014.
- Short, M. e Selvakumar, A.A. (2020). Non-linear tank level control for industrial applications. *Applied Mathematics*, 11, 876–889. doi:10.4236/am.2020.119057.
- Solgi, Y., Fatehi, A., Nikoofard, A., e Shariati, A. (2021). Design of optimal PID controller for multivariable time-varying delay discrete-time systems using non-monotonic lyapunov-krasovskii approach. *Journal of the Franklin Institute*, 358(13), 6634–6665. doi:10.1016/j.jfranklin.2021.06.026.
- Urrea, C. e Páez, F. (2021). Design and comparison of strategies for level control in a nonlinear tank. *Processes*, 9(5). doi:10.3390/pr9050735.
- Yu, S., Lu, X., Zhou, Y., Feng, Y., Qu, T., e Chen, H. (2020). Liquid level tracking control of three-tank systems. *International Journal of Control, Automation and Systems*, 18(10), 2630–2640. doi:10.1007/s12555-018-0895-y.
- Zhao, J. e Zhang, X. (2020). Inverse tangent functional nonlinear feedback control and its application to water tank level control. *Processes*, 8(3). doi:10.3390/pr8030347.