

Proposta de controlador robusto por modelo de referência para controle de nível de líquido em tanque

Samaherni Dias * Kurios Queiroz * Aldayr Araújo *

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

Abstract: One of the most common processes in modern control is the liquid level. Traditionally, the designers used the conventional PID (Proportional–Integral–Derivative) controller. However, the liquid level’s behavior is nonlinear, and in this way, the PID controllers only show a good performance near a determined operating point. This restriction produces limitations in the improvements to the system’s behavior, which compromises the economic benefits. As alternatives to the conventional PID, the researchers proposed several nonlinear controllers. But, some of them show very complex implementations in a real scenario. Thus, in this work, we propose a controller to the liquid level which does not require an operating point, has a simple design and implementation, is robust to external disturbances, uncertainties, and variations in the parameters. The work, beyond the proposed controller, presents results of stability analysis and simulations.

Resumo: Uma das mais importantes atividades nos processos de controle moderno é o controle do nível de líquido em tanque. Tradicionalmente, os projetistas utilizam controladores do tipo proporcional-integrativo-derivativo. Porém, devido ao fato da dinâmica do nível de líquido em tanque ser não linear, esses controladores só apresentam bom desempenho em torno do ponto de operação para o qual foram projetados. Essa limitação acaba por dificultar a melhoria do desempenho do sistema comprometendo possíveis benefícios econômicos. Para superar as limitações dos controladores tradicionais, muitas propostas de controladores não lineares vêm sendo apresentadas, embora em muitas delas, a complexidade do controlador proposto torna muito difícil sua implementação. Assim, neste trabalho será apresentada uma proposta de controlador para o nível de líquido em tanque, que não requer operar em torno de um ponto de operação, que possui um projeto e implementação simples, além de ser robusto a distúrbios externos e às incertezas e variações paramétricas. O trabalho, além da proposta do controlador, apresenta resultados de análise de estabilidade e simulações.

Keywords: Robust control; Model reference; Liquid level control; PI controller.

Palavras-chaves: Controle robusto; Modelo de referência; Controle de nível; Controlador PI.

1. INTRODUÇÃO

Muitos processos industriais, plantas de tratamento de águas e plantas de usinas de geração de energia atômica, dependem de controle do nível de líquido em tanque, o qual é comumente encontrado em aplicações industriais pois representa uma necessidade generalizada em indústrias de todos os setores (Keviczky et al., 2011; Short e Selvakumar, 2020; Zhao e Zhang, 2020; Urrea e Páez, 2021).

O controle de nível de líquido em tanques é importante nos processos de controle moderno, pois pode melhorar potencialmente a qualidade do produto e aumentar seus benefícios econômicos (Yu et al., 2020).

A dinâmica do nível de líquido em tanques, assim como a maioria das plantas reais (Ľapák e Huba, 2012), é não linear. Devido à complexidade de se controlar dinâmicas não lineares, muitos engenheiros projetam, para o controle do nível de líquido em tanques reais, controladores baseados em modelos linearizados destes tanques (Ľapák

e Huba, 2012; Short e Selvakumar, 2020; Urrea e Páez, 2021). A solução típica adotada pela indústria para o controle do nível de líquido em tanque é o uso de controladores Proporcional-Integrativo (PI) ou Proporcional-Integrativo-Derivativo (PID) (Zhao e Zhang, 2020; Short e Selvakumar, 2020). Os controladores PI e PID, embora sejam concisos, confiáveis e possuam significado físico de fácil compreensão (Zhao e Zhang, 2020), operam adequadamente apenas em um determinado ponto de operação para o qual foi projetado. Porém, quando operam fora do ponto para o qual foram projetados, devido a perturbações ou mudanças na referência do nível, o desempenho destes controladores se deteriora rapidamente (Ľapák e Huba, 2012; Short e Selvakumar, 2020; Dias et al., 2021).

O uso da configuração tradicional dos controladores PI e PID, devido a complexidade decorrente das não linearidades, dificulta a melhoria do desempenho do sistema (Urrea e Páez, 2021), desta forma, comprometendo os possíveis benefícios econômicos. Buscando superar a limitação dos

controladores convencionais, ao longo dos anos, pesquisadores têm proposto diversas técnicas de controle, tais como *backstepping*, *gain scheduling*, controle adaptativo, entre outros (Tápák e Huba, 2012; Urrea e Páez, 2021).

Embora o controle do nível de líquido em tanques simples seja muito comum na indústria, outros arranjos também são observados, tais como tanques duplos, triplos, quádruplos entre outros. O arranjo se dá de acordo com a necessidade da atividade industrial desenvolvida. Na literatura mais recente, é fácil encontrar trabalhos que abordam o controle do nível de líquido em tanques simples (Short e Selvakumar, 2020; Zhao e Zhang, 2020; Urrea e Páez, 2021), triplos (Tápák e Huba, 2012; Yu et al., 2020; Amor et al., 2022), ou quádruplos (Gouta et al., 2017; Destro et al., 2021; Dias et al., 2021).

O que se pode observar em comum nos trabalhos citados é a complexidade na implementação do controlador proposto, o que muitas vezes compromete a adoção destes controladores.

Contribuição: o objetivo deste trabalho é propor e analisar as propriedades matemáticas de um controlador robusto por modelo de referência com sinal de controle suave para aplicação no controle do nível de líquido em tanques reais com dinâmica não linear, que não se limite a operação em determinados pontos de operação e que possua estrutura de projeto e implementação simples para tornar viável sua implementação em processos industriais reais.

Para tanto, o controlador proposto aqui fará uso de uma técnica de suavização (Dias et al., 2013, 2018, 2019) associada ao controlador TVS-MRAC (controlador adaptativo por modelo de referência e estrutura variável para tanques) proposto em Dias et al. (2021). O desempenho do controlador proposto neste trabalho será demonstrado através de simulações para o caso do tanque em arranjo simples e em arranjo quádruplo.

O Processo de Tanque Quádruplo (QTP) considerado foi projetado por Johansson (2000) e é um processo composto por quatro tanques interligados com duas bombas para atuar no processo (ver Figura 1).

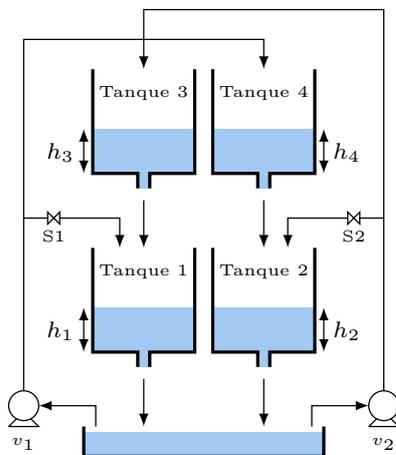


Figura 1. Diagrama do processo de tanque quádruplo.

Neste artigo, o leitor encontrará na seção 2 a descrição dos processos a serem controlados; na seção 3 o controlador

será proposto e detalhes das propriedades matemáticas serão discutidas; a seção 4 detalha a aplicação do controlador proposto; já na seção 5 os resultados de simulação do controlador proposto aplicado aos processos de tanques em arranjo simples e quádruplo serão apresentados e analisados; por fim, algumas conclusões são incluídas na seção 6.

2. PROCESSOS A SEREM CONTROLADOS

O processo de controle do nível de líquido em tanque que será estudado neste trabalho é o de um tanque simples, descrito na Figura 1 (ex. Tanque 4), com o fluxo de entrada de líquido no tanque proporcional à tensão (v) aplicada a uma bomba e com a medição 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

$$\dot{h} = -a_p \sqrt{2gh} + k_p v, \quad (1)$$

em que

$$a_p = \frac{a_f}{A_t}, \quad k_p = \frac{k_b}{A_t},$$

A_t é a área da seção reta do tanque, a_f é a área da seção reta do furo de saída do tanque, k_b é a constante da bomba e g é a aceleração da gravidade.

O processo do tanque quádruplo consiste de quatro tanques simples interconectados com duas bombas para preencher os tanques. Na Figura 1 é possível verificar um diagrama descritivo do processo. 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 quatro 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):

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

em que 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.

3. CONTROLADOR PROPOSTO

Considere a planta não linear que descreve a dinâmica de um tanque simples (1), acrescida de um distúrbio de entrada, dada por

$$\dot{h} = -a_p \sqrt{2gh} + k_p (v + d), \quad (3)$$

em que $a_p > 0$, $k_p > 0$, d é o distúrbio de entrada, $h \geq 0$ é a saída da planta e v é o sinal de entrada da planta, ou seja, é o valor de tensão que deve ser aplicado na bomba, o qual será utilizado para controlar o nível do líquido no tanque. Seja

$$\dot{h}_m = -a_m h_m + k_m r \quad (4)$$

o modelo de referência para a planta em que r é a entrada e h_m a saída.

Considere as seguintes hipóteses:

- H1.** Somente a entrada e a saída da planta serão utilizadas no cálculo do sinal de controle v ;
H2. A planta é completamente controlável e observável;
H3. Os sinais de k_p e k_m são assumidos iguais;
H4. O modelo de referência é estável, ou seja, $a_m > 0$;
H5. com o objetivo de garantir que o erro entre o sinal de referência e a saída do modelo seja nulo, deve-se escolher $k_m = a_m$;
H6. distúrbio constante.

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

$$e_0 = h - h_m,$$

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

Para a planta rastrear o modelo de referência, considere

$$v = \theta_1 + \theta_2, \quad (5)$$

onde

$$\begin{cases} \theta_1 = -\bar{\theta}_1 e_0 \\ \theta_2 = -\bar{\theta}_2 e_0 \end{cases} \quad (6)$$

e

$$\begin{cases} \bar{\theta}_1 = \text{sgn}(r)\bar{\theta}_{k_1}r > 0 \\ \bar{\theta}_2 = k_m\bar{\theta}_1 - \dot{\bar{\theta}}_1 \end{cases} \quad (7)$$

com $\bar{\theta}_{k_1} > 0$.

Aplicando a equação (5) na equação (3), tem-se

$$\dot{h}(t) = -a_p\sqrt{2gh} + k_p(\theta_1 + \theta_2 + d). \quad (8)$$

Derivando-se a equação (8) e aplicando as expressões (6) e (7), obtém-se

$$\begin{aligned} \ddot{h}(t) &= -a_p\sqrt{2gh} + k_p(\dot{\theta}_1 + \dot{\theta}_2 + \dot{d}), \\ \dot{h}(t) &= -a_p g(\sqrt{2gh})^{-1} \dot{h} + k_p(\dot{\theta}_1 + \dot{\theta}_2), \\ \ddot{h}(t) &= -f(h)\dot{h} - k_p((\bar{\theta}_1 e_0) + \bar{\theta}_2 e_0), \\ \dot{h}(t) &= -f(h)\dot{h} - k_p(\bar{\theta}_1 e_0 + \bar{\theta}_1 \dot{e}_0 + \bar{\theta}_2 e_0), \\ \dot{h}(t) &= -f(h)\dot{h} - k_p\bar{\theta}_1(\dot{e}_0 + k_m e_0), \end{aligned} \quad (9)$$

onde

$$\begin{aligned} f(h) &= a_p g(\sqrt{2gh})^{-1} \text{ e} \\ \dot{e}_0 &= \dot{h} - \dot{h}_m. \end{aligned} \quad (10)$$

Derivando-se a equação (10), considerando r um degrau e aplicando (4), (9) e (10), obtém-se

$$\begin{aligned} \ddot{e}_0(t) &= \ddot{h} - \ddot{h}_m = \ddot{h} + a_m \dot{h}_m - k_m \dot{r}, \\ \dot{e}_0(t) &= -f(h)\dot{h} - k_p\bar{\theta}_1(\dot{e}_0 + k_m e_0) + a_m \dot{h}_m, \\ \dot{e}_0(t) &= -\Delta_h \dot{e}_0 - k_p k_m \bar{\theta}_1 e_0 + \Delta_m \dot{h}_m, \end{aligned} \quad (11)$$

em que

$$\begin{aligned} \Delta_h &= (f(h) + k_p\bar{\theta}_1), \\ \Delta_m &= (a_m - f(h)). \end{aligned}$$

Teorema 1. Considerando a planta (3), o modelo de referência (4) com sinal de referência do tipo degrau, o sinal de controle (5) e as hipóteses H1-H6, pode-se afirmar que o erro entre a saída da planta e a saída do modelo de referência $e_0 \rightarrow 0$ quando $t \rightarrow \infty$.

Prova. Considere a candidata à função de Lyapunov

$$V(\dot{e}_0, e_0) = \frac{\dot{e}_0^2}{2} + \frac{k_p k_m \bar{\theta}_1 e_0^2}{2}$$

e a sua derivada primeira

$$\dot{V}(\dot{e}_0, e_0) = \dot{e}_0 \dot{e}_0 + k_p k_m \bar{\theta}_1 \dot{e}_0 e_0.$$

Substituindo \dot{e}_0 pela equação (11) tem-se

$$\dot{V}(\dot{e}_0, e_0) = -\Delta_h \dot{e}_0^2 + \Delta_m \dot{h}_m \dot{e}_0,$$

Devido ao cancelamento do termo $k_p k_m \bar{\theta}_1 \dot{e}_0 e_0$ e $\dot{h}_m \rightarrow 0$ quando $t \rightarrow \infty$ para um sinal de referência constante, obtém-se

$$\dot{V}(\dot{e}_0, e_0) \leq 0.$$

Para o sistema manter a condição $\dot{V}(\dot{e}_0, e_0) = 0$, a trajetória deve estar confinada a linha $\dot{e}_0 = 0$. Desta forma, considerando (11) quando $t \rightarrow \infty$, tem-se:

$$\dot{e}_0 = 0 \implies \ddot{e}_0 = 0 \implies e_0 = 0, \quad (12)$$

em que, de acordo com o teorema de LaSalle, a origem é globalmente assintoticamente estável. \square

Modificando (3) para o caso de distúrbio de saída, tem-se

$$\dot{h} = -a_p\sqrt{2gh} + k_p v + d. \quad (13)$$

Corolário 2. Considerando a planta (13), o modelo de referência (4) com sinal de referência do tipo degrau, o sinal de controle (5) e as hipóteses H1-H6, pode-se afirmar que o erro entre a saída da planta e a saída do modelo de referência $e_0 \rightarrow 0$ quando $t \rightarrow \infty$.

Prova. A prova é imediata pois a derivada a segunda da equação (13), considerando as hipóteses H1-H6, é igual a equação (9) \square

Considere a equação do erro

$$e = r - h, \quad (14)$$

e sua derivada

$$\dot{e} = -\dot{h}. \quad (15)$$

Derivando-se a equação (15), considerando as hipóteses H5, H6 e aplicando (4), (9), (10), (14) e (15) obtém-se

$$\begin{aligned} \ddot{e}(t) &= -\ddot{h}, \\ \dot{e}(t) &= f(h)\dot{h} + k_p\bar{\theta}_1(\dot{e}_0 + k_m e_0), \\ \ddot{e}(t) &= -f(h)\dot{e} + k_p\bar{\theta}_1((\dot{h} - \dot{h}_m) + k_m e_0), \\ \dot{e}(t) &= -f(h)\dot{e} - k_p\bar{\theta}_1\dot{e} - k_p\bar{\theta}_1\dot{h}_m + k_p k_m \bar{\theta}_1 e_0, \\ \ddot{e}(t) &= -(f(h) + k_p\bar{\theta}_1)\dot{e} - k_p k_m \bar{\theta}_1 e, \\ \dot{e}(t) &= -\Delta_h \dot{e} - k_p k_m \bar{\theta}_1 e. \end{aligned} \quad (16)$$

Teorema 3. Considerando a planta (3 ou 13), o modelo de referência (4) com sinal de referência do tipo degrau, o sinal de controle (5) e as hipóteses H1-H6, pode-se afirmar que o erro entre o sinal de referência e a saída da planta $e \rightarrow 0$ quando $t \rightarrow \infty$.

Prova. Considere a candidata à função de Lyapunov

$$V(\dot{e}, e) = \frac{\dot{e}^2}{2} + \frac{k_p k_m \bar{\theta}_1 e^2}{2}$$

e sua derivada primeira

$$\dot{V}(\dot{e}, e) = \dot{e}\dot{e} + k_p k_m \bar{\theta}_1 \dot{e}e.$$

Substituindo \dot{e} pela equação (16) tem-se

$$\begin{aligned} \dot{V}(\dot{e}, e) &= -\Delta_h \dot{e}^2 - k_p k_m \bar{\theta}_1 \dot{e}e + k_p k_m \bar{\theta}_1 \dot{e}e, \\ \dot{V}(\dot{e}, e) &= -\Delta_h \dot{e}^2 \end{aligned}$$

o que resulta em

$$\dot{V}(\dot{e}, e) \leq 0.$$

Para o sistema manter a condição $\dot{V}(\dot{e}, e) = 0$, a trajetória deve estar confinada a linha $\dot{e} = 0$. Desta forma, considerando (16) quando $t \rightarrow \infty$, tem-se:

$$\dot{e} = 0 \implies \ddot{e} = 0 \implies e = 0, \quad (17)$$

em que, de acordo com o teorema de LaSalle, a origem é globalmente assintoticamente estável. \square

Corolário 4. Considerando a planta (3 ou 13) com incerteza em seus parâmetros, o modelo de referência (4) com sinal de referência do tipo degrau, o sinal de controle (5) e as hipóteses H1-H6, pode-se afirmar que o erro entre o sinal de referência e a saída da planta $e \rightarrow 0$ quando $t \rightarrow \infty$.

Observação 1. O controlador proposto é robusto às incertezas em seus parâmetros e distúrbios externos de entrada ou saída. O formato final do controlador lembra um controlador Proporcional-Integrativo não linear. Este formato proposto, além de suavizar o sinal de controle, possui implementação simples.

4. APLICAÇÃO DO CONTROLADOR PROPOSTO

O controlador proposto será aplicado a duas situações distintas. A primeira é o controle do nível de líquido no tanque 4 do processo QTP (Figura 2(a)) de forma isolada. A segunda situação é o controle dos tanques 1 e 2 do processo QTP completo, um processo com forte acoplamento entre suas entradas e saída, definido pelo sistema (2).

O objetivo de controle será determinar a dinâmica do nível de líquido no tanque 4 (primeiro caso), tanques 1 e 2 (segundo caso). Para simplificar, definiremos como requisitos de projeto uma dinâmica sem oscilações e com tempo de assentamento de 4s para todos os casos.

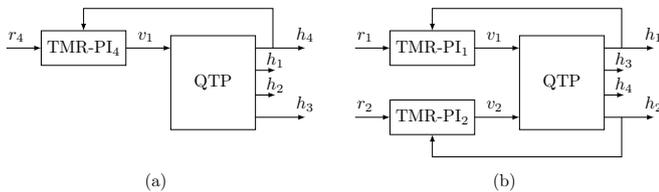


Figura 2. Diagrama de blocos da estrutura de controle para o tanque 4 isolado (a) e para o QTP (b).

O controlador proposto, que chamaremos de TMR-PI (*Tank Model Reference PI*), utiliza um modelo de referência para determinar o comportamento desejado para a dinâmica da saída da planta. Como utilizaremos, por simplicidade, os mesmos requisitos de projeto para todos os casos, é necessário definir apenas um único modelo de referência, dado por

$$\dot{h}_{m(j)} = -h_{m(j)} + r_{(j)}, \quad j = 4, 1, 2. \quad (18)$$

No processo do tanque 4 isolado e no QTP completo, os distúrbios serão considerados constantes e, desta forma, o sinal de controle será

$$v_j = \theta_{1(j)} + \theta_{2(j)}, \quad j = 4^\dagger, 1, 2 \quad (19)$$

onde

$$\begin{cases} \theta_{1(j)} = -\bar{\theta}_{1(j)} e_{0(j)} \\ \theta_{2(j)} = -\bar{\theta}_{2(j)} e_{0(j)} \end{cases}, \quad i = 4, 1, 2$$

\dagger No caso do tanque 4 isolado, o v_1 do diagrama é igual a v_4 .

e definindo-se

$$\begin{cases} \bar{\theta}_{1(j)} = \text{sgn}(r_j) \bar{\theta}_{k1(j)} r_i > 0 \\ \bar{\theta}_{2(j)} = k_m \bar{\theta}_{1(j)} - \bar{\theta}_{1(i)} \end{cases}, \quad i = 4, 1, 2,$$

com $\bar{\theta}_{k1(4)} = 20, \bar{\theta}_{k1(1)} = \bar{\theta}_{k1(2)} = 8$.

5. RESULTADOS

Nesta seção são apresentados os resultados de simulação do controlador proposto aplicado a duas situações distintas. Para cada uma delas, o controlador proposto será comparado com um controlador PI dado por

$$c_{(j)} = k_{c(j)} e_{(j)} + k_{i(j)} \int e_{(j)}, \quad i = 4, 1, 2, \quad (20)$$

em que

$$\begin{cases} k_{c(4)} = 9,175 \\ k_{i(4)} = 2,388 \end{cases} \quad \begin{cases} k_{c(1)} = 3,0 \\ k_{i(1)} = 0,1 \end{cases} \quad \begin{cases} k_{c(2)} = 2,7 \\ k_{i(2)} = 0,0675 \end{cases}.$$

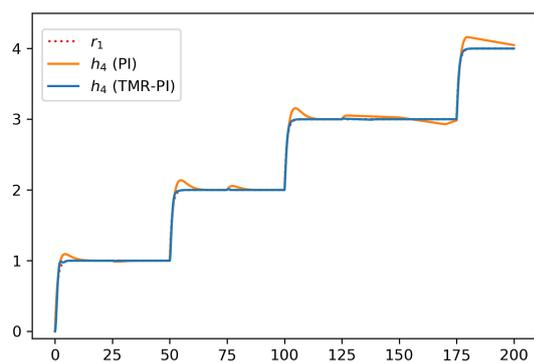
No caso do tanque 4 isolado, projetou-se um controlador PI, com os mesmos requisitos do modelo de referência, para a função de transferência de primeira ordem da planta linearizada, por série de Taylor truncada no primeiro termo, em torno do ponto de operação de 1cm no nível do líquido no tanque 4, com condições iniciais nulas e ajuste da abertura da válvula $\gamma_1 = 0$. Já no caso do QTP completo, utilizou-se os ajustes dos controladores PI e os pontos de operação definidos por Johansson (2000).

Todas as simulações utilizaram o QTP da equação (2), o modelo de referência (18), o controlador proposto (19) e o controlador PI (20). Além disso, para solucionar as Equações Diferenciais Ordinárias (EDO) utilizou-se o método de Euler com um passo de $h = 0,001$. Todos os sinais de tensões enviados para as bombas eram saturados entre 0-10V, os parâmetros utilizados no processo QTP são definidos na Tabela 1(a), as condições iniciais da simulação do QTP completo na Tabela 1(b), as variações na referência e em alguns parâmetros ao longo do tempo para o tanque 4 isolado na Tabela 2(a) e, por fim, as variações nas referências e em alguns parâmetros ao longo do tempo para o QTP completo na Tabela 2(b).

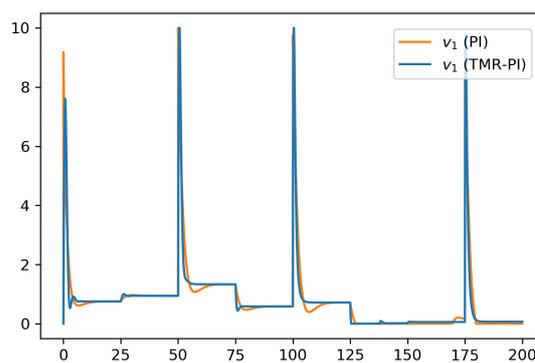
Tabela 1. Parâmetros e condições iniciais

(a) Parâmetros			(b) Condição inicial QTP		
	Valor	Und.		Valor	Und.
g	981	cm/s ²	h_1	6,2	cm
a_{f1}, a_{f3}	0,071	cm ²	h_2	6,35	cm
a_{f2}, a_{f4}	0,057	cm ²	h_3	0,9	cm
A_{t1}, A_{t3}	28	cm ²	h_4	0,7	cm
A_{t2}, A_{t4}	32	cm ²	v_1, v_2	3,0	V
k_{b1}	3,33	cm ³ /(Vs)	γ_1	0,7	-
k_{b2}	3,35	cm ³ /(Vs)	γ_2	0,6	-

Na primeira simulação (Figura 3), a referência muda três vezes, sempre se distanciando do ponto de operação para o qual a planta foi linearizada. Também, foram realizadas alterações no ajuste da válvula S1, o que resulta na modificação do ganho de entrada, e no diâmetro do orifício de saída do tanque. Na simulação é possível notar a degradação do desempenho do controlador PI à medida que o sistema se afasta do ponto de operação. Já o desempenho do controlador proposto praticamente permanece inalterado durante toda a simulação, o que comprova a robustez da técnica.



(a) Nível do líquido no tanque 4(cm × s)



(b) Tensão da bomba 1(volts × s)

Figura 3. Simulação da dinâmica do tanque 4 do QTP utilizando o controlador proposto (TMR-PI) e o PI projetado para operar com o nível em torno de 1cm.

Tabela 2. Variação temporal de cada simulação

(a) Variações tanque 4		(b) Variações QTP	
Tempo	Mudança	Tempo	Mudança
0s	$r_4 = 1,000$	50s	$r_1 = 7,1$
25s	$\gamma_1 = 0,200$	75s	$\gamma_1 = 0,80, \gamma_2 = 0,60$
50s	$r_4 = 2,000$	100s	$r_2 = 6,5$
75s	$a_4 = 0,025$	150s	$r_1 = 6,9$
100s	$r_4 = 3,000$	175s	$\gamma_1 = 0,80, \gamma_2 = 0,80$
125s	$\gamma_1 = 0,400$	200s	$r_2 = 5,0$
150s	$a_4 = 0,100$	250s	$r_1 = 3,4$
175s	$r_4 = 4,000$	275s	$\gamma_1 = 0,60, \gamma_2 = 0,60$
		300s	$r_2 = 7,25$
		350s	$r_1 = 5,2$

Na segunda simulação (Figura 4) o cenário é bem mais complexo devido ao fato do sistema ser não linear e fortemente acoplado. O que se pode observar é que o controlador PI projetado por Johansson tem seu desempenho muito depreciado devido às variações paramétricas e as mudanças de referências que fazem o controlador atuar fora do ponto de operação para o qual foi projetado. Porém, mais uma vez é possível verificar a robustez do controlador proposto que praticamente consegue manter seu desempenho conforme os requisitos de projeto para todas as circunstâncias, apenas falhando durante os momentos de saturação do sinal de controle.

5.1 Discussão

Projeto do controlador proposto: Pode ser considerado bem simples, pois envolve a definição de um modelo de referência para a dinâmica desejada para o nível do líquido no tanque, e a definição do ganho $\bar{\theta}_{k1}$ com um valor positivo, sendo que quanto maior for a amplitude deste ganho, maior serão os picos do sinal de controle e, conseqüentemente, mais rápida será a convergência do sinal de saída da planta para a dinâmica do modelo de referência.

Pontos de operação: Diferente dos controladores PI, o controlador proposto consegue operar adequadamente sem a necessidade de pontos de operação e ajustes nos parâmetros do controlador. Isso ocorre devido à dinâmica não linear existente no erro e_0 .

Aplicabilidade: O controlador proposto pode ser considerado uma opção viável para aplicações industriais de controle do nível de líquido em tanques. O mesmo é simples de se implementar e possui sinal de controle suave mesmo seguindo as restrições de um caso real modelado no trabalho de Johansson (2000). Além disso, o controlador não necessita do conhecimento dos parâmetros da planta e requer apenas a medição do sinal de saída da planta.

6. CONCLUSÕES

Neste trabalho foi proposto um controlador não linear robusto para o controle do nível do líquido em tanque. O controlador proposto é robusto a distúrbios externos, incertezas e variações paramétricas. O controlador possui regras de projeto simples, as quais necessitam de uma definição de um modelo de referência para a dinâmica do sinal de saída da planta e a determinação da amplitude de um ganho relacionado a quão rápido se deseja o rastreamento da planta ao modelo de referência. O controlador apresentou um transitório rápido e sem oscilações em todas as simulações realizadas, possui um sinal de controle suave, não exige o conhecimento dos parâmetros da planta e apenas realiza medições do sinal de saída da planta. Foram realizadas análises das propriedades matemáticas do controlador proposto e desenvolvidas simulações para destacar as principais características.

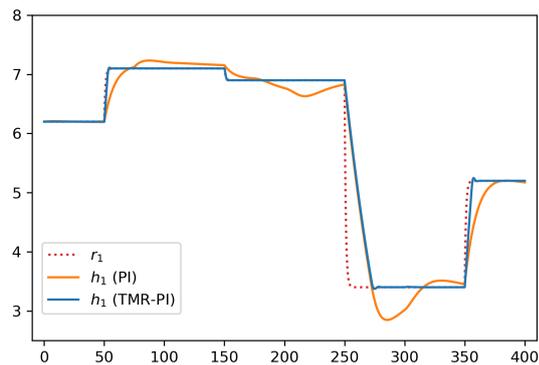
Em trabalhos futuros, será realizado estudo para a implementação do controlador proposto em uma planta real. Também serão realizados estudos para embarcar a técnica proposta em computadores industriais, em Controladores Lógicos Programáveis (CLP) e microcontroladores de baixa potência com arquitetura RISC (*Reduced Instruction Set Computer*).

AGRADECIMENTOS

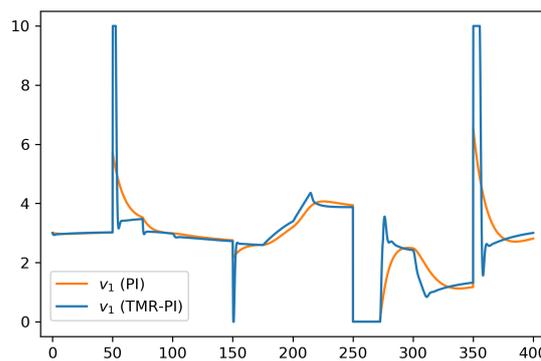
O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001.

REFERÊNCIAS

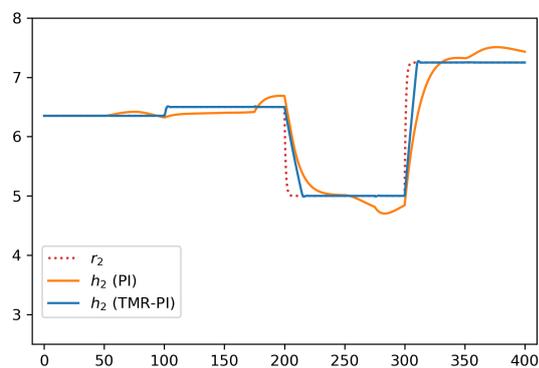
Amor, M., Ladhari, T., Said, S.H., e M'Sahli, F. (2022). Three-tank process level control based on a nonlinear



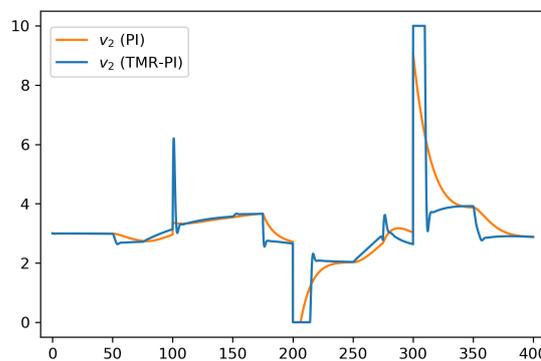
(a) Nível do líquido no tanque 1(cm × s)



(b) Tensão da bomba 1(volts × s)



(c) Nível do líquido no tanque 2(cm × s)



(d) Tensão da bomba 2(volts × s)

Figura 4. Simulação do QTP completo utilizando controladores TMR-PIs (a,b) ou PIs (c,d) ajustados conforme o trabalho de Johansson.

observer. *IETE Journal of Research*, 0(0), 1–11. doi:10.1080/03772063.2021.2016501.

Destro, R., Neves, G., Garcia, C., e Angélico, B. (2021). Direct extremum-seeking control applied to a quadruple tank system. In *Anais do XV Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente - SBAI 2021*. doi:10.20906/sbai.v1i1.2790.

Dias, S., Queiroz, K., e Araujo, A. (2013). Técnica de Suavização do Sinal de Controle do Controlador Adaptativo por Modelo de Referência e Estrutura Variável. In *Anais do Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente (SBAI)*, 1–6.

Dias, S., Queiroz, K., e Araujo, A. (2018). Prova de estabilidade de técnica de suavização do sinal de controle do controlador adaptativo por modelo de referência e estrutura variável. In *Anais do XXII Congresso Brasileiro de Automação*. doi:10.20906/CPS/CBA2018-0603.

Dias, S., Queiroz, K., e Araujo, A. (2019). Controlador pid não linear por modelo de referência. Pedido de Patente de Invenção BR10201902744.

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.

Gouta, H., Hadj Saïd, S., Barhoumi, N., e M'Sahli, F. (2017). Generalized predictive control for a coupled four tank mimo system using a continuous-discrete time observer. *ISA Transactions*, 67, 280–292. doi:10.1016/j.isatra.2016.11.021.

Johansson, K.H. (2000). The quadruple-tank process: a multivariable laboratory process with an adjustable zero. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, 8(3), 456–465. doi:10.1109/87.845876.

Keviczky, L., Bars, R., Hetthéssy, J., Barta, A., e Bányász, C. (2011). *Control Engineering*. Széchenyi University Press.

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.

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.

Tapák, P. e Huba, M. (2012). Nonlinear control of liquid level. *IFAC Proceedings Volumes*, 45(11), 218–223. doi:10.3182/20120619-3-RU-2024.00103.