

08 a 11 de Outubro de 2018
Instituto Federal Fluminense
Búzios - RJ

PROJETO E ANÁLISE DE CONTROLADORES PID PARA O CONTROLE DE NÍVEL DE LÍQUIDO EM UM TANQUE EM PLANTA PILOTO

Lucas Donizete Silva¹ – donizete.lucas@hotmail.com

Fran Sérgio Lobato² – fslobato@ufu.br

Davi Leonardo de Souza³ – davi.uftm@gmail.com

^{1,2} Universidade Federal de Uberlândia, Faculdade de Engenharia Química – Uberlândia, MG, Brasil

³ Universidade Federal do Triângulo Mineiro - Uberaba, MG, Brasil

Resumo. *Este trabalho tem como objetivo modelar o comportamento dinâmico do nível em um tanque através de dados do processo, bem como projetar controladores PID utilizando métodos clássicos. Além disso, avaliar o desempenho e a efetividade ofertada por cada sistema de controle, realizando ajuste necessário através de sintonia fina. Os resultados obtidos demonstraram o ajuste do modelo, a relevância dos métodos clássicos estudados para o projeto de controladores, a estimativa dos parâmetros e a importância da sintonia fina para bom desempenho da malha de controle.*

Palavras-chave: *Controle, Projeto PID, métodos clássicos, sintonia fina.*

1. INTRODUÇÃO

O controle de processos em plantas industriais automatizadas permite respostas mais rápidas frente as perturbações, a padronização e a qualidade dos produtos. Essas características garantem mais competitividade ao produto, bem como vantagens em termos de economia e aspectos financeiros (GONÇALVES, 2012). Além disso, a legislação do trabalho, as normatizações e as leis ambientais demandam sistemas de controle que permitam o gerenciamento dos processos para que as variáveis monitoradas permaneçam em conformidade com as condições aceitáveis. Nesse contexto, estratégias de controle, se bem aplicadas, produzem sistemas eficientes que permitem mudanças de acordo com as especificações de qualidade, da legislação e das exigências de mercado (SILVEIRA e SOUZA, 2016).

A medição de nível é um dos parâmetros mais utilizados em aplicações industriais. A determinação do nível é definida através da posição da interface entre dois meios, sendo um desses normalmente um líquido (BEGA, 2011). Sendo assim, a determinação dos parâmetros do controlador deve ser feita de maneira adequada para garantir um comportamento realístico do processo ao longo do tempo. Neste sentido, é importante e necessário avaliar as ferramentas de projeto e estudar a efetividade dos controladores por elas projetados.

O desenvolvimento de rigorosos modelos teóricos pode não ser prático para processos complexos tendo em vista o alto número de equações, as inúmeras variáveis e a pluralidade de parâmetros. Uma das alternativas para modelagem destes sistemas é desenvolver um modelo empírico através de dados experimentais (SEBORG *et. al.*, 2011). Um sistema pode ser representado matematicamente de diversas formas, a depender da perspectiva considerada. Para a análise da resposta transiente de um sistema, de única entrada e única saída (do inglês *Single Input Single Output - SISO*), a representação pela função de transferência pode ser mais conveniente que qualquer outra forma (OGATA, 2010).

Diante do que foi apresentado, o presente trabalho tem como objetivo modelar, empiricamente, um sistema de nível através de um Sistema de Supervisão e Aquisição de Dados e projetar controladores PID (Proporcional Integral Derivativo). Para essa finalidade, considera-se a aplicação de alguns métodos clássicos para o controle do nível de um reservatório utilizando o *software* Scilab®. Além disso, busca-se avaliar o desempenho e a efetividade ofertada por cada sistema de controle, realizando ajustes necessários através de sintonia fina. Este trabalho está estruturado como segue. A seção 2 apresenta a descrição do processo, bem como as metodologias consideradas para a sua avaliação. Já na seção 3 são apresentados os resultados e discussão. As conclusões são apresentadas na última seção.

2. MATERIAIS E MÉTODOS

2.1 Descrição da Planta Piloto

Para o projeto dos controladores considera-se uma planta piloto localizada na Universidade Federal do Triângulo Mineiro para a realização dos experimentos. A planta é construída com tanques tipo reservatório em aço inoxidável, tubulação em PVC e estrutura anodizado com rodízios. É composta por um tanque de mistura, um tanque de aquecimento e um reservatório inferior. Na Figura 1 é apresentado o sistema (A) utilizado para realização desta investigação e o seu respectivo esquema (B).

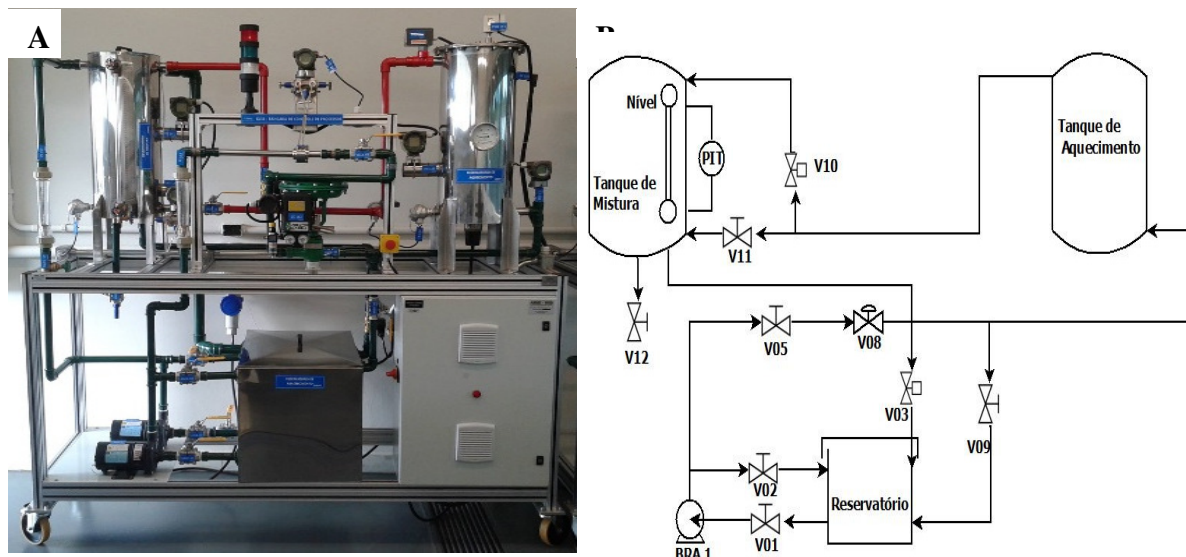


Figura 1 - Sistema estudado (A) e representação esquemática (B).

Para atingir o objetivo deste trabalho, foi realizada a coleta de dados, através de um degrau de $0,25 \text{ m}^3/\text{h}$ na vazão de alimentação do tanque 1, da Fig. 1, que representa o reservatório de mistura, construído em aço inoxidável, com volume total de 70 litros, visor de nível com tubo de vidro e escala graduada, sensor de Nível por coluna hidrostática (pressão) e, transmissor de Temperatura.

O reservatório opera como *bulk* providenciando a recirculação da água nos demais elementos da planta. Também é construído em aço inoxidável com volume total de 180 litros, detector de nível por contato, entrada com boia anti transbordamento e saída para esgotamento.

Os atuadores integrados a Planta de Controle são:

- Bombas centrífugas: Duas bombas, sendo uma para o reservatório de mistura e uma para o reservatório de aquecimento; Potencia nominal de $\frac{1}{2}$ CV; Tensão nominal de 220 V, trifásico; Acionada a velocidade variável através de inversor de frequência.
- Válvula proporcional: Atuador pneumático vertical com retorno por mola; Pressão de trabalho máxima de 3 bar; Sinais de controle entre 4 – 20 mA; Diâmetro nominal 0,75 in.

Os instrumentos de medida são responsáveis por realizar a transdução das variáveis físicas para sinais elétricos proporcionais a estas variáveis, e podem ser construídos de acordo com dois padrões: Instrumentos com retransmissão analógica em 4 a 20 mA e em padrão PROFIBUS/PROFINET (rede de comunicação industrial). Os elementos de controle e instrumentação são os mesmos nos dois modelos e estão relacionados a seguir:

- Transmissor de vazão: Elemento primário é uma placa de orifício; Transdutor diferencial de pressão; Faixa entre 0 a $3 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$; Carcaça em aço inoxidável; Bloco de válvulas para sangramento.
- Transmissor de nível: Faixa entre 0 a 1,0 mca; Carcaça em aço inoxidável; Bloco de válvulas para sangramento.

Para o funcionamento perfeito da planta são necessários dois *softwares*. Um deles é o programa dos controladores lógicos programáveis (CLP) onde estão implementadas todas as estratégias de controle e as lógicas de intertravamento e proteção. O outro é o programa do sistema supervisório que proporciona uma interface amigável com o operador da planta. O supervisório da planta é elaborado em Elipse Scada[®] e roda em ambiente Windows[®]. No supervisório foram construídas telas de operação e de alarme permitindo o monitoramento das variáveis de processo em formato gráfico e numérico. Note que em cada equipamento de processo são mostrados os sensores e seus estados atuais e em cada atuador tem uma caixa de configuração associada. Nestas caixas de configuração pode ser definida a estratégia de controle para aquele conjunto atuador/processo.

2.2 Determinação do Modelo

Para a identificação de uma função de transferência aproximada de primeira ordem com tempo de atraso, o comportamento temporal do nível foi avaliado. Os parâmetros do modelo foram estimados pela regressão não linear através da minimização da soma dos quadrados dos erros e verificados pela análise gráfica da curva repostada. Este estudo foi baseado na análise da resposta dinâmica do nível imposta por um degrau na vazão para relacionar o nível do tanque com a vazão de operação da bomba. A Equação (1) representa de forma genérica uma função de transferência de primeira ordem, sendo K o ganho, τ constante de tempo e θ o tempo morto.

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (1)$$

2.3 Projeto de Controladores PID

A literatura especializada apresenta uma série de controladores empregados para diferentes aplicações e finalidades. Dentre estes, pode-se citar (OGATA, 2012):

- **Síntese Direta:** esta abordagem procura impor uma determinada dinâmica ao processo através da definição de uma função de transferência desejada ao laço fechado. Assim, a performance do controlador depende da característica da função de transferência de laço fechado proposta.
- **Modelo de Controle Interno:** faz uso de um modelo analítico para representar o processo, semelhantemente ao método de Síntese Direta. No entanto, neste método avalia-se o desvio do setpoint através da diferença entre o real valor do processo e o valor estimado pelo modelo.
- **Ziegler e Nichols (ZN) e Cohen e Coon (CC):** estes métodos correlacionaram os parâmetros do modelo com os parâmetros do controlador PID de forma que a resposta temporal do sistema, mediante uma perturbação degrau, tenha razão de decaimento de aproximadamente $\frac{1}{4}$.
- **Integral do erro absoluto ponderado pelo tempo (ITAE) Servo/ Regulador:** nesta abordagem procura-se minimizar o índice de performance (a integral do erro absoluto ponderado pelo tempo). Nessa metodologia pode-se desenvolver dois tipos de projetos, a saber, do tipo Servo ou do tipo Regulador. Projetos Servo são planejados para sistemas de controles passíveis de mudança no *setpoint*. Por outro lado, projeto do tipo Regulador são desenvolvidos para processos com *setpoints* invariáveis que buscam somente corrigir desvios causados por perturbações externas desconhecidas.
- **Hagglund e Astrom:** esta abordagem consiste no desenvolvimento de relações de projetos que trabalham com a otimização do índice de performance a partir da definição de uma função objetivo sujeita a restrições no grau de robustez do controlador (Hagglund e Astrom, 2002).

A Tabela 1 apresenta equações de projeto considerando diferentes metodologias. Para a etapa de projeto de cada um dos controladores, faz-se necessário a determinação dos parâmetros que estão associados a cada um destes. Para fins da identificação destes parâmetros foi desenvolvido um algoritmo em Scilab[®]. Além disso, realizou-se a simulação do comportamento dinâmico de cada projeto na malha de controle.

Tabela 1 - Equações de projeto para os diferentes métodos estudados.

	Síntese Direta	Modelo Interno	Ziegler e Nichols	ITAE Servo	Hagglund e Astrom
K_C	$\frac{\tau}{\tau_c + \theta} \frac{1}{k}$	$\frac{\tau + \frac{\theta}{2}}{\tau_c + \frac{\theta}{2}} \frac{1}{k}$	$1,2 \left(\frac{\theta}{\tau}\right)^{-1} \frac{1}{k}$	$\frac{0,965}{k} \left(\frac{\theta}{\tau}\right)^{-0,85}$	$\frac{0,14}{k} + \frac{0,28\tau}{k\theta}$
τ_I	τ	$\tau + \frac{\theta}{2}$	2θ	$\frac{\tau}{(0,796 - 0,1465(\theta/\tau))}$	$\frac{0,33\theta}{10\theta + \tau} + \frac{6,8\tau}{10\theta + \tau}$

τ_D	0	$\frac{\tau\theta}{2\tau + \theta}$	$0,5\theta$	$\tau \left[0,308 \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{0,929} \right]$	0
----------	---	-------------------------------------	-------------	--	---

A atribuição de valor ao parâmetro τ_C permite ajustar o controlador para que ele seja menos conservador, para valores menores de τ_C , e mais conservadores para valores maiores de τ_C . Nesse sentido, segundo Chien e Fruehauf (1990), recomenda-se estabelecer valores de τ_C conforme entre τ e θ do modelo da planta, conforme Equação (1), ou ainda de acordo a literatura de Skogestad (2003) o valor de τ_C pode ser admitido como o valor de θ . Neste trabalho adotou-se a recomendação indicada por Skogestad (2003).

2.4 Análise e Sintonia

Para analisar o desempenho dos controladores atribuiu-se na tela do supervisor, os parâmetros K_C , τ_I e τ_D projetados e monitorou-se a dinâmica do nível no tempo com amostragens de 20 segundos para todos os métodos propostos. Esse procedimento foi feito para todos os controladores projetados e construiu-se os respectivos gráficos, confrontando-os com os perfis simulados no algoritmo implementado.

O ajuste do controlador foi realizado por meio de sintonia fina selecionando valores mais adequados na forma de tentativa e erro. Nesse sentido, procurou-se preservar os valores de K_C maiores dentre os produzidos priorizando assim respostas menos conservadoras e além disso, manter os valores de τ_I que respondam as mudanças de forma mais vigorosa.

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Para a identificação do modelo da planta considerou-se a aplicação de um degrau de intensidade igual a 0,25 m³/h na vazão de entrada da planta. Os parâmetros K , τ e θ foram determinados através da regressão não linear pela minimização da soma dos quadrados dos erros, e são apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 - Resultados dos parâmetros identificados para a planta.

K [s/m ²]	τ [s]	θ [s]
166,180	389,400	0,180

Para avaliar a qualidade do ajuste obtido, foi calculado o coeficiente de determinação (r^2), obtendo-se um valor igual a 0,9993. Isto significa que cerca de 99,93% dos pontos experimentais podem ser representados pelo modelo proposto (Eq. (2)):

$$G(s) = \frac{166,18e^{-0,18s}}{389,40s + 1} \quad (2)$$

Os parâmetros dos controladores foram calculados através do código implementado e os mesmos são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Parâmetros dos controladores PID baseado nos diferentes métodos.

	Síntese Direta	Modelo Interno	Ziegler e Nichols	ITAE - Servo	Haglund e Amstron
K_c	6,509	8,681	15,622	3,970	3,646
τ_I [s]	389,400	389,490	0,360	489,237	6,828
τ_D [s]	0	0,090	0,090	0,096	0

Observa-se na Fig. 2 que o perfil simulado para o modelo de Síntese Direta apresenta uma dinâmica progressiva até alcançar o *setpoint*, de forma conservadora, ou seja, mais lenta e sem oscilações. Na Figura 3, o Modelo Interno apresentou comportamento similar, no entanto com uma resposta mais rápida, devido ao maior valor do ganho tornar a dinâmica mais enérgica.

No projeto ITAE Servo, mostrado na Fig. 4, o nível simulado é progressivamente elevado, sem apresentar oscilações. Nota-se que o valor de K_c é relativamente menor aos demais projetados o que confere caráter mais conservador ao controlador, o valor mais pronunciado de τ_I também contribui para sistemas de controle mais conservadores. A curva referente a dinâmica de Ziegler e Nichols, Fig. 5, apresenta-se muito oscilatório. Esse comportamento justifica-se pelo fato de o parâmetro integral do projeto ser aproximadamente nulo.

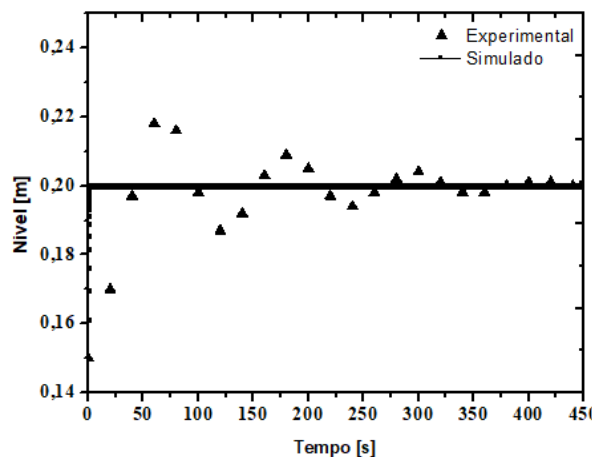


Figura 2 -Perfil de nível experimental e simulado pelo método de Síntese Direta.

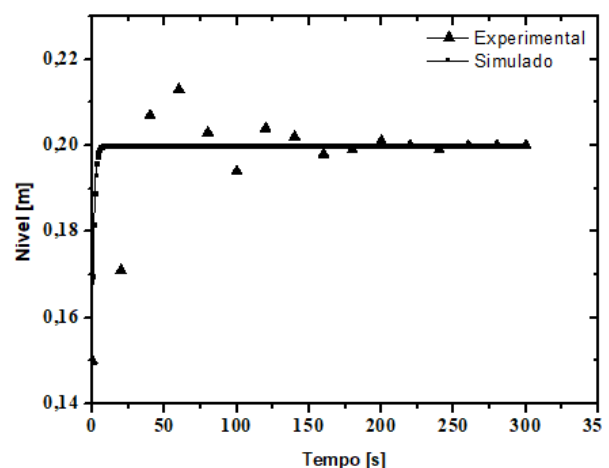


Figura 3 - Perfil experimental e simulado pelo método de Modelo Interno.

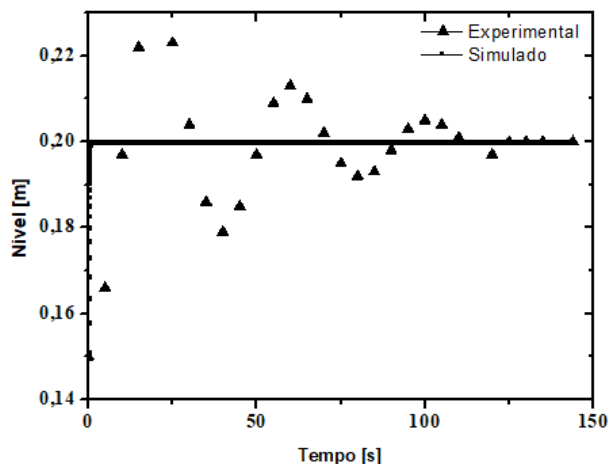


Figura 4 - Perfil experimental e simulado pelo método ITAE modo Servo (ITAE Servo).

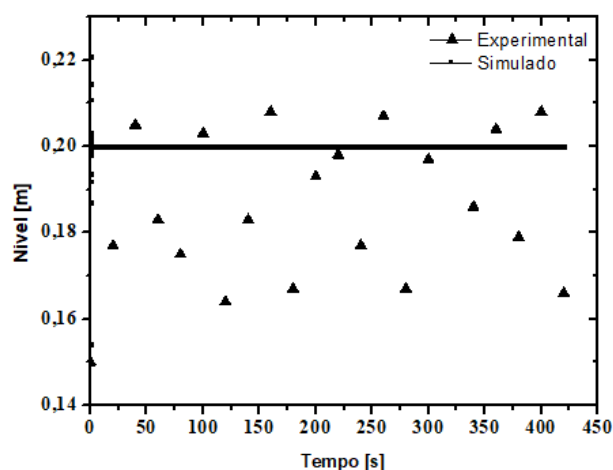


Figura 5 - Perfil experimental e simulado pelo método Ziegler e Nichols.

A proposta de Haglund e Amstron, mostrada na Fig. 6, apresenta *overshoot* e maior tempo de assentamento dentre todos os projetos. Os pequenos valores de K_C e da constante τ_I , comparados ao ganho da planta explicam a lenta dinâmica e a presença de oscilações na simulação. A diferença entre o comportamento simulado e o experimental acontece porque a simulação aproxima a dinâmica através da função determinada em malha aberta, sem a atuação do controlador e seus instrumentos. Na prática, a dinâmica real em malha fechada possui ruídos e aspectos não lineares de ordem superior, o que confere ao sistema um caráter oscilatório.

A Figura 7 mostra o projeto sintonizado com K_C igual 19,458 s/m² e τ_I igual a 486 s, o qual indicou pela simulação rápido progresso ao setpoint sem oscilações. Na prática, observou-se um comportamento similar sem oscilações pronunciadas e rápido alcance do setpoint, sendo o overshoot produzido desprezível em termos práticos.

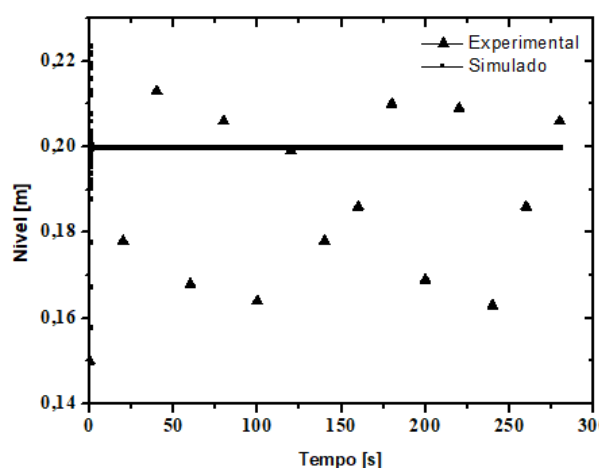


Figura 6 - Perfil experimental e simulado pelo método Haglund e Amstron.

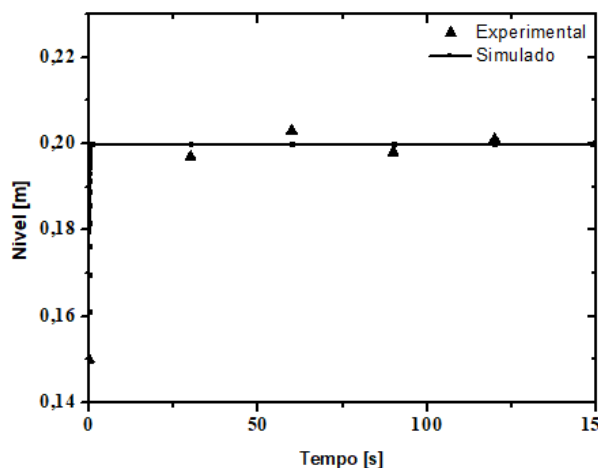


Figura 7 - Perfil experimental e simulado para o projeto sintonizado.

4. CONCLUSÃO

No presente trabalho foi determinado um modelo empírico para fins da identificação de uma função de transferência aproximada de primeira ordem com tempo de atraso para um sistema real utilizando os métodos clássicos. De forma geral, a partir dos resultados obtidos, foi possível concluir que os métodos de Síntese Direta, de Modelo Interno e de ITAE Servo mostraram-se satisfatórios, pois alcançaram o *setpoint*. Outros métodos como o de Ziegler e Nichols e o proposto por Hagglund e Amstron não foram razoáveis em termos práticos, pois não atingiram o objetivo imposto. Contudo, os parâmetros estimados pelos diferentes métodos subsidiaram condições para investigar melhores valores para o projeto sintonizado, o qual apresentou-se mais adequado levando em conta a preservação do elemento final de controle, tempo de resposta e ausência de oscilações pronunciadas.

Agradecimentos

Os autores agradecem o apoio do CNPq, da CAPES e da FAPEMIG para a realização deste trabalho.

REFERÊNCIAS

- Bega, E. A. (Org.). Instrumentação industrial. 3. ed. Rio de Janeiro (RJ): Interciência, xxiv, 668 páginas, 2011.
- Chien, I. L., Fruehauf, P. S. Consider IMC Tuning to Improve Controller Performance, Chem. Eng. Prog. 1990.
- Hagglund, T., And Åström, K. J. Revisiting the Ziegler-Nichols Tuning Rules for PI Control, Asian J. of Control, 4, 364, 2002.
- Gonçalves, D. Implementação Prática de um Controlador Preditivo a um Processo Não-Linear. Universidade Federal de Uberlândia, 98 páginas, 2012.
- Seborg, D. E; Edgar, T. F.; Mellichamp, D. A.; Doyle, F. J. Process Dynamics and Control. 3a Edição, New Jersey: John Wiley, 514 páginas, 2011.
- Silveira, G. A. Souza, D. L. Sintonia automática de controladores PID utilizando algoritmo de evolução diferencial. XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016.
- Skogestad, S., Simple Analytic Rules for Model Reduction and PID Controller Tuning, J. Process Control, 2003.
- Ogata, K. Engenharia de Controle Moderno. 5ª Edição, São Paulo (SP): Pearson, 809 páginas, 2012.

DESIGN AND ANALYSIS OF PID CONTROLLERS FOR LIQUID LEVEL CONTROL IN A PILOT PLANT TANK

Abstract. This work aims to model the dynamic behavior of level in a tank through process data and PID controllers design using classical methods. In addition, to evaluate the performance and effectiveness of each control system and making adjustment through fine tuning. The obtained results demonstrated the good concordance of the model proposed, the relevance of the classical methods studied, the estimation of parameters and the importance of fine tuning for good performance of the control mesh.

Key words: Control, PID design, classical methods, fine tuning.