

PROCESSO DIDÁTICO FLEXÍVEL DE QUATRO TANQUES ACOPLADOS PARA ENSINO E PESQUISA EM CONTROLE

Henrique C. Barroso – henriquecunha@ee.ufcg.edu.br

Rafael B. C. Lima – rafael.lima@ee.ufcg.edu.br

Péricles R. Barros – prbarros@dee.ufcg.edu.br

Departamento de Engenharia Elétrica, Universidade Federal de Campina Grande
Rua Aprígio Veloso, 882, Bairro Universitário
CEP: 58429-900 – Campina Grande – Paraíba

***Resumo:** Neste trabalho é descrito uma planta didática de quatro tanques acoplados desenvolvida para Ensino e Pesquisa em Controle. Esta planta didática apresenta-se como uma estrutura flexível para implementação e avaliação de diferentes estratégias de controle de processos. A planta didática permite diferentes configurações de processos, são eles: SISO, TITO e MIMO, com a opção de efeito cascata ou acoplamento entre os tanques. Uma descrição geral do processo é apresentada. Um modelo dinâmico linear é apresentado para a configuração SISO e experimentos simples são mostrados, o que ilustra o uso da planta didática no ensino de graduação em controle.*

***Palavras-chave:** Educação em controle, Planta didática, Controle PID, Modelagem.*

1. INTRODUÇÃO

Processos em escala de laboratório são ferramentas importantes que auxiliam no estudo acadêmico de vários fenômenos observados na indústria. Especialmente no estudo de técnicas de controle multivariável de processos.

O controle de tanques utilizados tanto para armazenamento quanto para reações químicas é um problema de controle bastante comum em indústrias químicas e petroquímicas. Esse processo pode ser modelado de forma relativamente simples, o que torna possível implementar e testar de forma rápida diferentes estratégias de controle. Alguns processos didáticos de tanques estão disponíveis comercialmente como, por exemplo, o do *Quanser Consulting* no Canadá, *Educational Control Products* nos Estados Unidos e *TecQuipment* na Grã-Bretanha [5].

Neste artigo, descreve-se um novo processo didático de tanques acoplados. O processo possui características particulares, que o tornam uma plataforma flexível para implementação e teste de diferentes estratégias de controle, inclusive multivariável. O processo é utilizado em disciplinas de controle e automação do curso de Engenharia Elétrica da UFCG (Universidade Federal de Campina Grande) e para pesquisas em controle e identificação. Na Figura 1 é apresentada uma foto do processo didático.

Processos em escala de laboratório dão aos estudantes a oportunidade de resolver problemas de controle reais e integrar o conhecimento adquirido durante as aulas teóricas com a experiência prática. Para ensino de estudantes de graduação alguns experimentos realizados são para o ensino de modelagem, identificação e projetos de controladores PID.



Figura 1: Processo de quatro tanques acoplados

2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

Esse processo é multidisciplinar, ou seja, ele é utilizado no ensino de algumas disciplinas do curso de graduação em Engenharia Elétrica na UFCG. Os estudantes de graduação têm a oportunidade de estudar técnicas de modelagem e simulação, projeto de sistemas de controle linear, programação em CLPs (Controladores Lógicos Programáveis), projeto de sistemas supervisório e instrumentação industrial. Este também é utilizado no curso da pós-graduação para validação de técnicas de controle SISO (uma entrada uma saída) e TITO (duas entradas duas saídas), identificação de sistemas e modelagem linear de processos não lineares.

O processo de tanques é composto por quatro tanques com diferentes tamanhos, duas bombas hidráulicas cada uma acionada através de inversores de frequência, seis transmissores diferenciais de pressão, um CLP e um computador com um sistema SCADA (*Supervisory Control and Data Acquisition*).

Os transmissores diferenciais de pressão são interligados no cartão de entrada analógica do CLP utilizando o padrão de comunicação 4-20 mA. Quatro transmissores são utilizados para medição do nível de líquido em cada um dos tanques. A tomada de pressão para medição do nível é feita no fundo do tanque. Como os tanques não são pressurizados, a pressão de referência é a atmosférica. Os outros dois transmissores são utilizados para medição de vazão de líquido. O elemento primário utilizado para medição de vazão é uma placa de orifício.

Na Figura 2 é apresentado um diagrama esquemático do processo de quatro tanques acoplados. Um par de válvulas solenóide está localizado em cada um dos dois sistemas de alimentação. Dessa forma, é possível interromper a transferência de líquido para os tanques quando alguma condição anormal de operação for detectada. Note que a bomba não é desligada, ou seja, é criado um caminho alternativo para o fluxo de saída das bombas de volta ao reservatório principal. Isso garante a integridade física da planta e a operação segura da mesma.

O algoritmo de controle pode ser implementado de duas formas: no CLP ControlLogix da Allen-Bradley e no Matlab. O programa utilizado para programação com o CLP é o RSLogix5000 através da rede Ethernet. A comunicação entre o CLP e o Matlab é feita através do padrão de comunicação OPC (*OLE for Process Control*).

O operador do processo pode realizar todas as alterações de referências, parâmetros do controlador e visualização das variáveis de interesse tanto através da tela do supervisório desenvolvida utilizando o programa Intouch como através da IHM (*Interface Human Machine*) com tela sensível ao toque instalada no processo.

O arranjo das válvulas localizadas no processo permite selecionar diferentes configurações como tanques em cascata, tanques acoplados, tanques com realimentação entre outras possíveis. Isso possibilita a realização de experimento SISO, TITO e MIMO (várias entradas várias saídas).

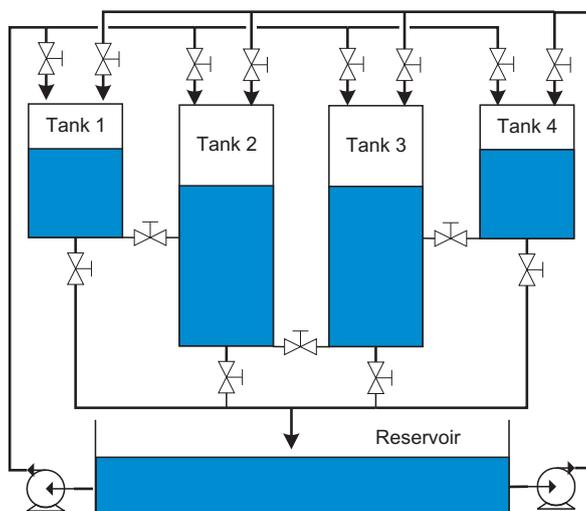


Figura 2: Diagrama esquemático do processo de tanques

A configuração mais simples consiste em apenas uma entrada e uma saída utilizando para tal um único tanque, conforme apresentado na Figura 3. Nesta configuração o líquido é bombeado pelo sistema até a parte superior do tanque e a saída responde apenas ao peso da coluna de líquido. O objetivo geral de controle é atingir e estabilizar o nível do tanque a partir do controle de fluxo de entrada através da atuação nas bombas com referência dos inversores de frequência.

3. MODELO DINÂMICO

Nesta seção serão apresentados os modelos para duas das várias configurações possíveis do processo de tanques acoplados: o caso SISO e o caso MIMO.

3.1. CASO SISO

Nesta subseção, será apresentado o modelo dinâmico da configuração SISO (Figura 3) apresentado em [7].

Processos industriais normalmente possuem fluxo turbulento o qual resulta na modelagem através de equações não lineares. Dessa forma, a linearização é usada para simplificar a análise e o projeto do controlador.

A resistência R ao fluxo de líquido na tubulação é definida como a variação na diferença de nível necessária para causar uma variação unitária na vazão, ou seja,

$$R = \frac{\Delta H}{\Delta V} \quad (1)$$

onde ΔH é a variação de nível do líquido em m e ΔQ é a variação de vazão em m^3/s .

Assumindo a vazão de saída turbulenta, a vazão em regime permanente é

$$Q = K\sqrt{H} \quad (2)$$

onde Q é a vazão em m^3/s , K é um coeficiente em $m^{2,5}/s$ e H é o nível em m .

Substituindo (2) em (1), obtém-se

$$R = \frac{2H}{Q} \quad (3)$$

A capacitância C de um tanque é definida como sendo a variação na quantidade de líquido armazenado necessária para causar uma variação unitária na altura de nível de líquido.

$$C = \frac{\Delta V}{\Delta H} \quad (4)$$

onde ΔV é a variação no volume de líquido armazenado em m^3 e ΔH é a variação de nível do líquido em m .

Na configuração SISO (Figura 3), q_i é o fluxo de entrada em m^3/s , q_o é o fluxo de saída em m^3/s , V_i é a válvula de entrada, V_o é a válvula de saída e C_1 é a capacitância. As letras em minúsculo são usadas para pequenas variações nos valores de regime permanente das variáveis correspondentes.

Um processo pode ser considerado linear se o fluxo for laminar. Mesmo que o fluxo seja turbulento, o processo pode ser linearizado se as variações nas variáveis forem mantidas pequenas.

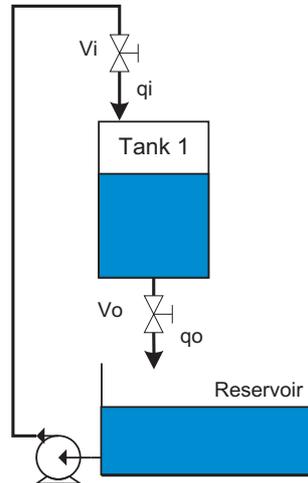


Figura 3: Configuração SISO

A equação diferencial para a variação de nível de líquido no tanque pode ser obtida através do balanço volumétrico,

$$C_1 \frac{dh}{dt} = q_i - q_o \quad (5)$$

A relação entre h e q_o é dada por

$$q_o = 2 \frac{h}{R_o} \quad (6)$$

onde R_o é a resistência da válvula de saída.

Substituindo (6) em (5), resulta em

$$\dot{h}(t) = -\frac{2h}{R_o C_1} + \frac{1}{C_1} q_i \quad (7)$$

A Equação (7) é a equação dinâmica do sistema para o nível do tanque. Esta equação relaciona a variação de nível de líquido com a vazão de entrada. Esse modelo pode ser utilizado para a simulação de estratégias de controle nesta planta.

3.2. CASO MIMO

Nesta subseção, será apresentado o modelo dinâmico da configuração MIMO (Figura 4). Nessa configuração, o nível de líquido dos tanques 2 e 3 determina um modelo diferente para cada situação. Dessa forma, são possíveis quatro possibilidades:

- Caso 1: $h_2 < h_{x1}$ e $h_3 < h_{x2}$. Os pares de tanques 1 e 2, 3 e 4 encontram-se em cascata;
- Caso 2: $h_2 > h_{x1}$ e $h_3 > h_{x2}$. Os pares de tanques 1 e 2, 3 e 4 encontram-se interligados;
- Caso 3: $h_2 > h_{x1}$ e $h_3 < h_{x2}$. O par de tanques 1 e 2 encontra-se interligados e o par 3 e 4 encontra-se em cascata;
- Caso 4: $h_2 < h_{x1}$ e $h_3 > h_{x2}$. O par de tanques 1 e 2 encontra-se em cascata e o par 3 e 4 interligado.

Observa-se que o ponto de operação do nível de líquido nos tanques 2 e 3 determina o modelo que deverá ser utilizado para a simulação ou projeto do controlador, ou seja, o processo muda de forma estrutural dependendo do seu ponto de operação.

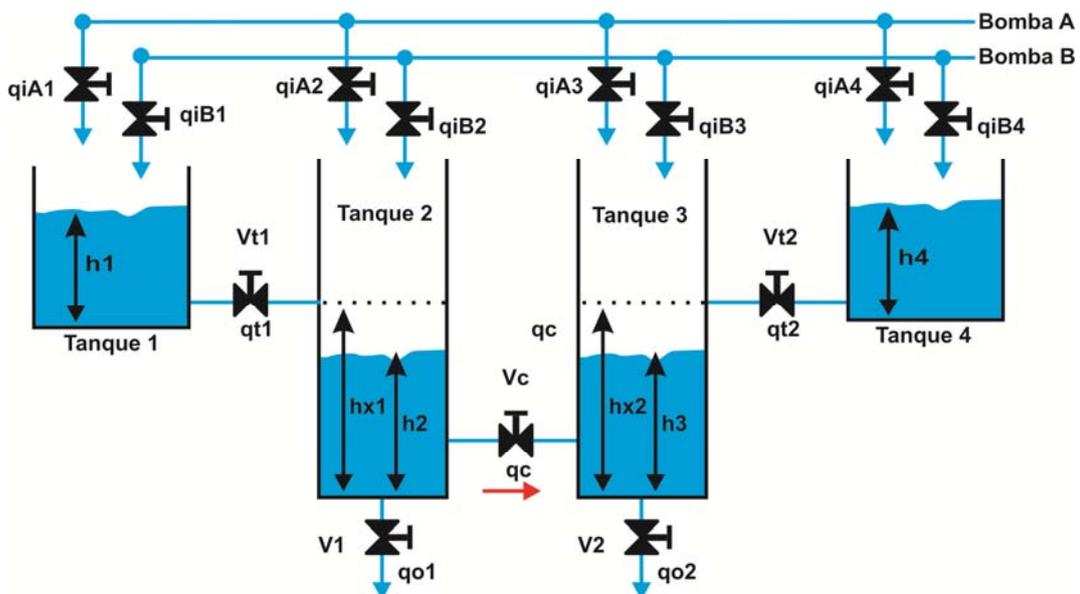


Figura 4: Configuração MIMO

Esse tipo de comportamento é um desafio para o projeto do sistema de controle. Isso é explorado no curso de graduação como um desafio para os alunos. Na representação em espaço de estados para o modelo do processo, levando em consideração o caso 1, a matriz do sistema é dada por:



$$\begin{bmatrix} -\frac{2}{R_{t1}C_1} & 0 & 0 & 0 \\ \frac{2}{R_{t1}C_2} & -\left(\frac{2}{R_{o1}C_2} + \frac{2}{R_cC_2}\right) & \frac{2}{R_cC_2} & 0 \\ 0 & \frac{2}{R_cC_3} & -\left(\frac{2}{R_cC_3} + \frac{2}{R_{o2}C_3}\right) & \frac{2}{R_{t2}C_3} \\ 0 & 0 & 0 & -\frac{2}{R_{t2}C_4} \end{bmatrix} \quad (8)$$

onde R_x é a resistência da válvula V_x e C_x é a capacitância do tanque x .

Os estados para essa configuração são os níveis de líquido de cada um dos tanques e as variáveis de entrada são as vazões controláveis. A partir da matriz do sistema é possível observar a interação existente entre os estados.

4. SINTONIA DE CONTROLADORES PID

A sintonia dos controladores PI ou PID para o controle de nível dos tanques pode ser realizada de várias formas. A mais simples é a partir da resposta ao degrau em malha aberta utilizando as regras de Ziegler-Nichols [9]. Entretanto, como um dos objetivos do processo de tanques acoplados proposto é ser utilizado no ensino, outras técnicas para projeto de controladores foram utilizadas.

Foi utilizada a abordagem de projeto através dos critérios de margem de ganho e de margem de fase através do experimento do relé padrão para a sintonia dos controladores para o caso SISO.

4.1. Experimento do relé padrão – margem de ganho

O experimento do relé padrão apresentado em [10] é utilizado para estimar o ganho crítico e a frequência crítica. Para a maioria dos processos, um relé com amplitude d leva a existência de um ciclo limite com a condição de oscilação dada por

$$G(j\omega_\pi) \cong m = -\frac{\pi a}{4d} \quad (9)$$

onde ω_π é a frequência crítica do processo e a é a amplitude de saída do processo.

Pode ser mostrado que, se o experimento do relé for realizado em um sistema em malha fechada com função de transferência $T(s)$, o ciclo limite ocorre na frequência crítica da malha fechada e que a margem de ganho pode ser calculada a partir do ganho de malha por (10).

$$L(j\omega_{gm}) = G(j\omega_{gm})C(j\omega_{gm}) \cong \frac{m}{1-m} \quad (10)$$

4.2. Experimento do relé padrão – margem de fase

Um procedimento geral para a estimação do ponto de frequência para qual a função de transferência possui um ganho desejado é apresentado em [3]. A estrutura utilizada para o experimento segue na Figura 5. A condição da operação em ciclo limite é definida a partir da proposição seguinte, cuja prova segue em [3]:

Proposição 1: Considere uma malha fechada estável $M(s)$ com função de malha $L(s)$ e um número real positivo r tal que a função de transferência em (11) seja também estável.

$$F(s) = \frac{2}{r} \frac{M(s)}{M(s)\left(\frac{1-r}{r}\right) + 1} - 1 \quad (11)$$

Então se um ciclo limite está presente, a frequência de oscilação será ω_o tal que (12) é satisfeita.

$$|L(j\omega_o)| \approx r \quad (12)$$

Este procedimento permite estimar a frequência em que a magnitude da função de transferência é próxima de r . A margem de fase pode ser utilizada para análise de estabilidade e re-projeto de controladores.

4.3. Re-projeto de controlador baseado na margem de ganho e de fase

O desempenho em malha fechada é analisado no sentido da margem de ganho e da margem de fase utilizando as estimativas do experimento do relé descritas anteriormente como proposto em [4].

O problema é o seguinte: dado um sistema em malha fechada, como é possível re-projetar o controlador de tal forma que as novas especificações de margem de fase e de ganho sejam alcançadas.

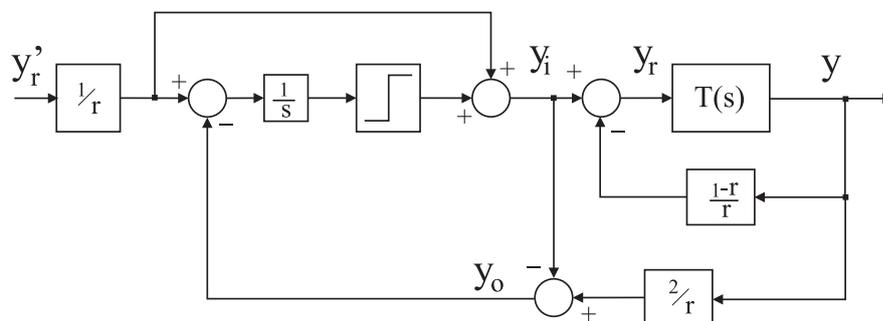


Figura 5: Estrutura para estimação

Este problema é resolvido usando uma abordagem iterativa a partir do conjunto de equações (13).

$$\begin{aligned}
 \angle G(j\omega_u)C(j\omega_u) &= -\pi \\
 |G(j\omega_u)C(j\omega_u)| &= \frac{1}{A_m} \\
 |G(j\omega_g)C(j\omega_g)| &= 1 \\
 \angle G(j\omega_g)C(j\omega_g) &= -\pi + \phi_m
 \end{aligned} \tag{13}$$

onde A_m é a margem de ganho desejada e ϕ_m é a margem de fase desejada. O algoritmo necessita apenas do conhecimento das frequências ω_u e ω_g em cada iteração. Estas frequências são as soluções do conjunto de equações (13) e as estimavas são obtidas a partir do experimento do relé.

Para o caso de processos multivariáveis, a interação entre as variáveis do processo torna o projeto do sistema de controle complexo. O ajuste dos parâmetros do controlador de uma malha afeta o desempenho de outra malha.

Quando a interação entre as malhas é pequena, um controlador PID diagonal é adequado [6]. No caso de fortes interações entre as malhas, uma abordagem possível é projetar um controlador PID de matriz completa. As desvantagens dessa abordagem é a complexidade do projeto e grande quantidade de parâmetros a serem sintonizados.

Outra abordagem para sistemas multivariáveis quadrados (número de entradas igual ao de saídas) é utilizar um desacoplador mais um controlador descentralizado. A grande vantagem desse método é permitir o uso de técnicas de projeto para controladores SISO. Além disso, o número de parâmetros a serem sintonizados é bem menor que a abordagem anterior. Além disso, no caso de falha de um atuador, é relativamente fácil estabilizar a malha manualmente, visto que apenas uma malha é diretamente afetada [11].

5. RESULTADOS EXPERIMENTAIS

5.1. Identificação em Malha Aberta e Projeto do Controlador

Um experimento degrau malha aberta foi realizado no processo didático com o objetivo de estimar um modelo FOPDT, modelo estimado é

$$G(s) = \frac{5.6726}{1 + 1011.6s} e^{-0.3421s} \tag{14}$$

Existem várias técnicas de projeto de controladores PID baseado em modelo FOPDT (Åström, 1995). Considerar as técnicas de Chien, Hrones and Reswick (CHR) SetPoint 0% e 20%. Para essas técnicas, o controlador PI é projetado baseado nos parâmetros τ , T_p , K_p e $\theta = \tau/T_p$. Dois controladores PI são projetados.

$$C_{chrset0pi}(s) = 182.45 \left(1 + \frac{1}{1213.92s} \right)$$

$$C_{chrset20pi}(s) = 312.77 \left(1 + \frac{1}{1011.6s} \right)$$

As respostas ao degrau em malha fechada para os dois controladores são mostradas nas Figuras 6 e 7. A malha fechada com o controlador $C_{chrset0pi}(s)$ é mais agressiva.

5.2. Avaliação de Desempenho da Malha Fechada

O desempenho da malha fechada é avaliado em relação às margens de ganho (GM) e fase (PM). Essas margens são estimadas utilizando experimentos baseado no relé. As margens estimadas para as duas malhas fechada são mostradas na Tabela 1.

Tabela 1: Margens para os dois Controladores

	GM	PM
$C_{chrset0pi}(s)$	12.16	12.68
$C_{chrset20pi}(s)$	8.96	25.05

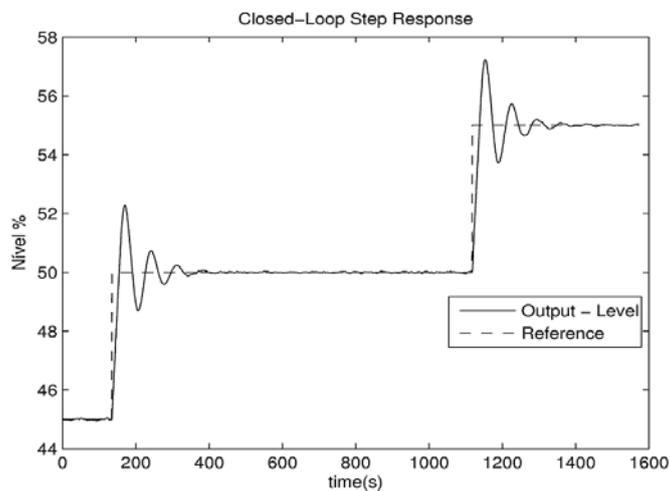


Figura 6: Resposta ao degrau em malha fechada para o controlador CHR (referência 0%)

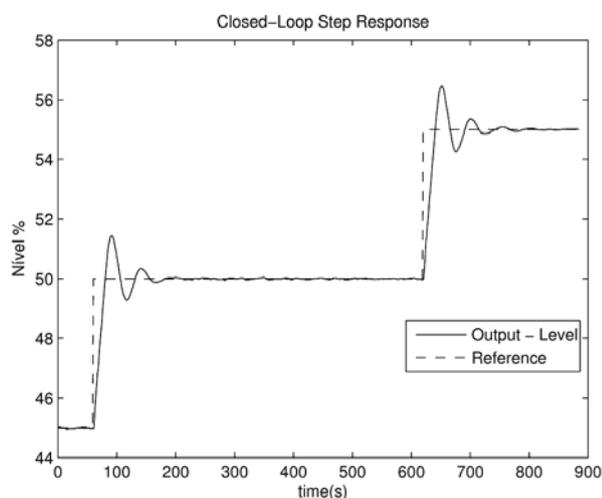


Figura 7: Resposta ao degrau em malha fechada para o controlador CHR (referência 20%)

6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Nos cursos de engenharia, uma experiência em laboratório que complementa o material teórico é essencial para os estudantes. Nesse sentido, o processo de tanques acoplados flexível foi proposto.

Agradecimentos

Os autores gostariam de agradecer a Petrobras e FINEP.

7. REFERÊNCIAS / CITAÇÕES

Åström, K. J. e Hägglund, T. (1995). PID Controllers: Theory, Design and Tuning, 2nd edn, Instrument Society of America, Research Triangle Park, North Carolina.

Coelho, F. S. e Barros, P. R. (2003). Continuous-time identification of first-order plus dead-time models from step response in closed loop, 13th IFAC Symposium on System Identification, Rotterdam (The Netherlands).

de Arruda, G. H. M. e Barros, P. R. (2003a). Relay-based closed loop transfer function frequency points estimation, Automatica 39(2): 309-315.

de Arruda, G. H. M. e Barros, P. R. (2003b). Relay based gain and phase margins PI controller design, IEEE Transactions on Inst. And Meas. Tech. 52(5): 1548-1553.



Johansson, K. H. (2000). The quadruple-tank process: A multivariable laboratory process with an adjustable zero, IEEE Transactions on Control Systems Technology 8: 456-465.

Luyben, W. L. (1986). Simple method for tuning SISO controllers in multivariable systems, Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development 25: 654-660.

Ogata, K. (2003). Engenharia de Controle Moderno, Prentice-Hall, Inc.

Schei, T. S. (1994). Automatic tuning of PID controllers based on transfer function estimation, Automatica 10: 1983-1989.

Ziegler, J. G. e Nichols, N. B. (1943) Optimun Settings for Automatic Controllers. Transactions os ASME, 65: 433-444.

Åström, K. J. e HÄagglund, T. (1984). Automatic Tuning of Simple Regulators with Specifications on Phase and Amplitude Margins. Automatica, 20: 645-651.

FLEXIBLE FOUR COUPLED TANKS PROCESS FOR EDUCATION AND RESEARCH IN CONTROL

Abstract: *In this paper it is described a flexible laboratory-scale quadruple-tank coupled system designed for Control Education and Research purposes. The quadruple-tank process presented is a flexible structure for experimental implementation and evaluation of different control strategies. The structure allows the implementation of different experiments, such as SISO (single-input single-output), TITO (two-input two-output) and MIMO (multiple-input multiple output), with the option of coupling or cascade effect between tanks. A general description for the system is presented. A linear dynamic model of the tank system is presented for a SISO configuration and simple experiments are shown which illustrate the use of the laboratory-scale system in undergraduate control course.*

Key-words: *Control Education, Didactical Plant, PID Control, Modeling.*