

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

**Henrique C. Barroso** – [henriquecunha@ee.ufcg.edu.br](mailto:henriquecunha@ee.ufcg.edu.br)

**Rafael B. C. Lima** – [rafael.lima@ee.ufcg.edu.br](mailto:rafael.lima@ee.ufcg.edu.br)

**Péricles R. Barros** – [prbarros@dee.ufcg.edu.br](mailto: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).

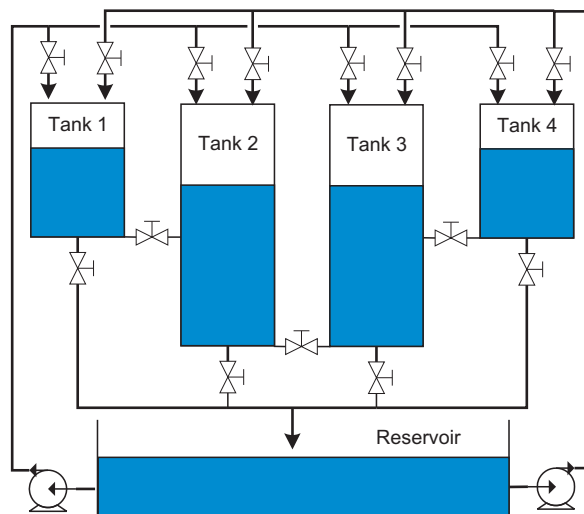


Figura 2: Diagrama esquemático do processo de tanques

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  $\Delta H$  é a variação de nível do líquido em  $m$  e  $\Delta Q$  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  $\Delta V$  é a variação no volume de líquido armazenado em  $m^3$  e  $\Delta H$  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.

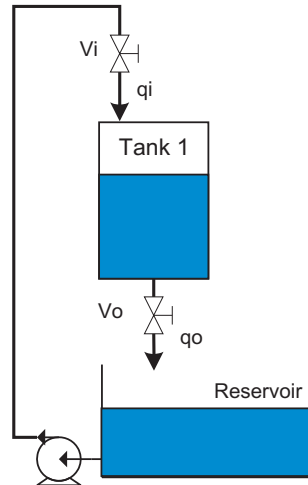


Figura 3: Configuração SISO

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.

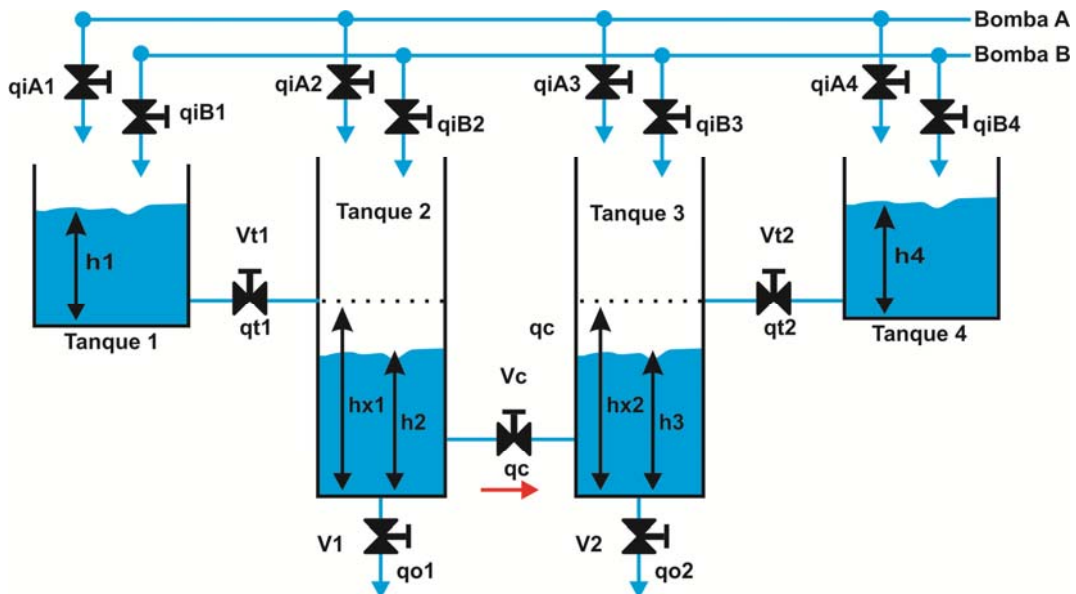


Figura 4: Configuração MIMO

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  $\omega_\pi$  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  $\omega_o$  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.

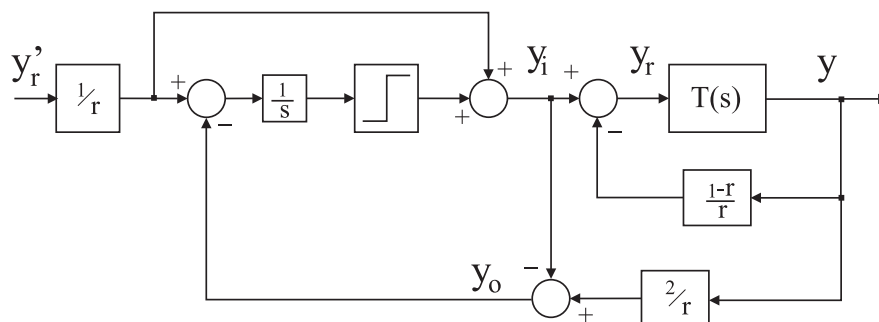


Figura 5: Estrutura para estimação

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  $\phi_m$  é a margem de fase desejada. O algoritmo necessita apenas do conhecimento das frequências  $\omega_u$  e  $\omega_g$  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  $\tau$ ,  $T_p$ ,  $K_p$  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

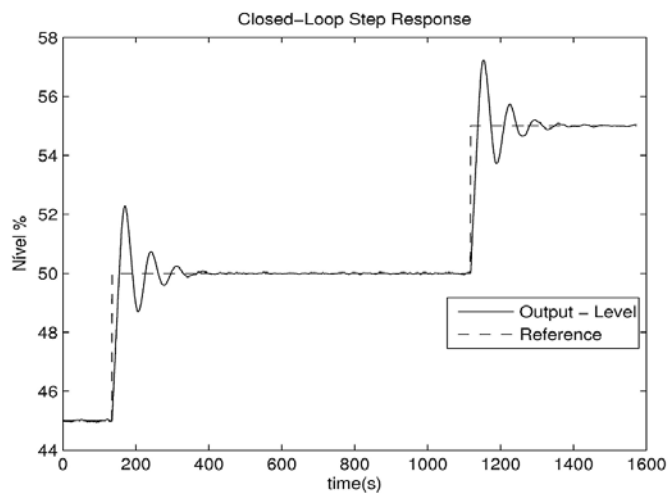


Figura 6: Resposta ao degrau em malha fechada para o controlador CHR (referência 0%)

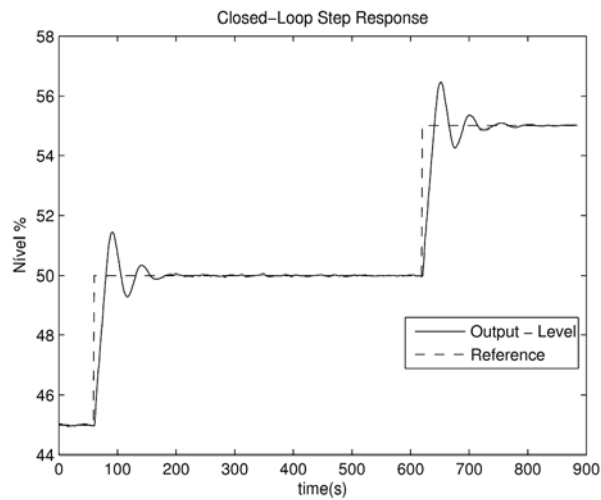


Figura 7: Resposta ao degrau em malha fechada para o controlador CHR (referência 20%)

## 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, 2<sup>nd</sup> 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.*