

ESTRATÉGIAS DE CONTROLE AVALIADAS A UMA PLANTA DE NÍVEL E TEMPERATURA

GABRIEL DA S. BELÉM, GERÔNIMO B. ALEXANDRE, ALYSSON D. SILVESTRE

Departamento de Engenharia Elétrica

Direção de Ensino

Instituto Federal do Pernambuco

Caixa Postal s/n, 55.299-390, Garanhuns, PE, Brasil

E-mails: {geronimo.alexandre, alysson.silvestre}@garanhuns.ifpe.edu.br

Abstract— The objective of this study is to evaluate the dynamic performance of closed-loop industrial controllers traditional PID, PI Fuzzy and predictive, when applied at the level and temperature control of an industrial plant (heating tank) in the same operating conditions, focusing on design assumptions and the advantages and disadvantages of the control laws used. Before the three implemented control strategies, the PI fuzzy controller showed the best dynamic performance (time of 30 and 36 seconds for level and temperature loops response respectively), accommodating not process linearity, coupling stitches and operational variations.

Keywords—Control systems, didactic plant, stability and dynamic performance.

Resumo— O objetivo deste trabalho é avaliar o desempenho dinâmico em malha fechada dos controladores industriais PID tradicional, PI *Fuzzy* e preditivo, quando aplicados no controle de nível e temperatura de uma planta industrial (tanque de aquecimento) em condições operacionais iguais, enfocando as premissas de projeto e as vantagens e desvantagens das leis de controle utilizadas. Diante das três estratégias de controle implementadas, o controlador PI *Fuzzy* foi o que apresentou melhor desempenho dinâmico (tempo de resposta de 30 e 36 segundos para as malhas de nível e temperatura respectivamente), acomodando a não linearidade do processo, o acoplamento das malhas e variações operacionais.

Palavras - chave – Sistemas de controle, planta didática, estabilidade e desempenho dinâmico.

1 Introdução

De modo geral um sistema de controle industrial é constituído de múltiplas malhas de controle de processos e de equipamentos (instrumentação) que compõem a planta industrial. No caso do setor de Petróleo, Gás natural e Biocombustíveis (P&G&B) há estudos conclusivos demonstrando que o ajuste da sintonia dos controladores associados ao ajuste do ponto de operação da planta resulta em ganhos econômicos consideráveis e melhoria da estabilidade, bem como garantir a redução do consumo de energia e da emissão de substâncias tóxicas (Alexandre, Lima & Neto, 2011). Todavia, estudos relacionados com o consumo energético da unidade processual como um todo são poucos relatados. Deste modo, desenvolver soluções para otimizar o uso de energia em sistemas de controle industriais, e na instrumentação utilizada, traz benefícios tangíveis para as indústrias de modo geral.

Sistemas de controle bem projetados podem ajudar a evitar paradas inesperadas, acidentes e diminuir o tempo de *start-up* (tempo necessário para colocar a planta em operação, após uma parada) do processo. Deste modo, desenvolver sistemas de controle automático de falhas, traz ganhos econômicos, sociais e ambientais

contribuindo para a chamada operação e manutenção inteligente da planta industrial (Adaptado de Ogata, 2010).

Controladores PID trabalham bem em processos lineares, onde uma mudança na entrada do processo gera uma mudança proporcional na saída do processo. Se a relação de entrada e saída do processo for levemente não linear, ajustes periódicos dos parâmetros do controlador são necessários. Há diversos métodos de sintonia do PID, como *Ziegler-Nichols* e *Cohen-Coon*, dentre outros. Entretanto, no caso de processos altamente não lineares ou quando são usados na malha de realimentação elementos de controle ou atuadores não lineares, ou quando a modelagem matemática do processo encontra dificuldades devido a conhecimento insuficiente ou complexidade da planta em geral, controladores PID tem um desempenho pobre. Nesses casos, o recurso é usar ou tipo de estratégia de controle ou utilizar operadores humanos especializados (Alexandre e Lima, 2012).

O controle preditivo (do inglês, *MPC-Model Predictive Control*), como o próprio nome diz, é um controlador baseado no modelo da planta a ser controlada (modelo interno). De posse deste modelo o controlador pode inferir predições sobre o estado futuro da planta em

função das entradas manipuladas pelo controlador. Na maioria dos casos, tais modelos internos são simplificações lineares do processo, portanto uma primeira etapa da implementação de controladores MPC tradicionais é a obtenção do modelo linear da planta, utilizando técnicas de identificação para plantas lineares. Em cada instante de amostragem, o MPC soluciona on-line um problema linear quadrático (LQ), usando o estado atual da planta como estado inicial (Alexandre e Lima, 2013).

Controladores *Fuzzy* baseados em regras apresentam vantagens práticas, tornando-os de fácil configuração em *softwares* especialistas, dentre elas rápido processamento em paralelo. Esta estratégia de controle é inerentemente confiável e robusto, resistente a perturbações externas e desgastes ao envelhecimento de componentes internos. Ao se utilizar um controlador PID *Fuzzy* possibilita-se uma deformação na superfície parametrizada (curva de parametrização dos ganhos do controlador, que determina o desempenho do transitório do PID), que compensa as não linearidades do sistema (Adaptado de Simões e Shaw, 2007).

O objetivo deste trabalho é avaliar o desempenho dinâmico dos controladores PID tradicional, PI *Fuzzy* e preditivo, na estabilidade e mapeamento dos *set-points* de temperatura e nível da planta didática, esta planta é caracterizado por ser um processo não linear, multivariável e convencional na indústria. Mudanças operacionais são constantes na operação e controle da planta industrial, avaliar o comportamento do controle preditivo diante de tais situações se faz necessário. Discutir estratégias que podem ser implementadas pelo operador diante de uma anormalidade na operação do processo se faz presente entre os objetivos deste documento. Propõe-se também uma bateria de testes para avaliação do controlador projetado a fim de verificar se realmente a solução é ótima, fazendo variar as referências (*set-points*) das saídas controladas, a exemplo o tipo de sinal aplicado, a variação da frequência do sinal de referência, a influência de ruídos nos sinais medidos e a presença de falhas nos equipamentos do processo.

As contribuições contidas neste artigo são: Metodologia para sintonia de controladores *Fuzzy* e a metodologia para sintonia de controladores preditivos.

Este artigo está organizado da seguinte maneira. A planta didática de pressão, nível e temperatura é ilustrada na Seção II. Na Seção III é apresentada a estratégia de controle *Fuzzy* proposta para regular o processo. Na Seção IV é apresentada a estratégia de controle Preditivo proposta para regular o processo. Os resultados de simulação e a análise comparativa de cada

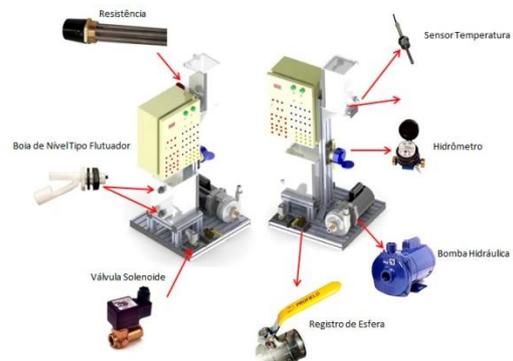
estratégia de controle são discutidos na Seção V. Na Seção VI apresentam-se as conclusões e eventuais trabalhos futuros.

2 Descrição da planta de nível e temperatura

A planta didática é ilustrada na Figura 1. É uma bancada para controle de processo da Vivacity Didatic LTDA adquirida pelo IFPE – *Campus* Garanhuns para a disciplina de instrumentação e controle de processos.



(a)



(b)

Figura 1. Planta Didática de pressão, nível e temperatura.

Neste trabalho será implementado o controle para nível e temperatura da planta ambos localizado no tanque inferior. A Figura 2 ilustra o diagrama de instrumentação e controle para o tanque inferior conforme a Norma ISA 5.1.

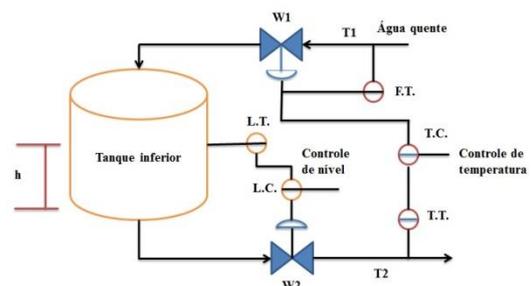


Figura 2. Diagrama de instrumentação e controle.

Essa planta é um sub-processo que deve fornecer água a uma temperatura especificada para um sub-processo seguinte (tanque superior). A vazão de saída é dada a partir de um reservatório cujo nível é mantido constante devido à ação de controle. A temperatura da água no interior do reservatório é determinada a partir da regulação da válvula de água quente. O elemento L. C. (*Level Control*) é responsável pelo controle de nível atuando sobre a válvula W3. O elemento T. C. (*Temperature Control*) é responsável pelo controle da temperatura de saída T2 e atua sobre a válvula de água quente W1. Os controles das válvulas W1 e W2 são complementares de forma a manter a vazão de saída constante.

A metodologia proposta para consecução dos objetivos estabelecidos, consistiu na implementação do diagrama de blocos ilustrado da Figura 3.

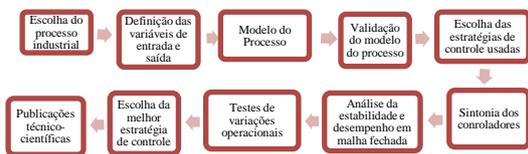


Figura 3. Diagrama de instrumentação e controle.

2.1 Identificação paramétrica aplicada a planta de nível e temperatura

Com o objetivo de obter o modelo matemático que descreve a dinâmica da planta foi feito um experimento para colher dados do processo em operação. O Experimento foi realizado no dia 18 de abril de 2017 no Laboratório de Instrumentação e Controle do IFPE – *Campus* Garanhuns, aonde a planta foi colocada em funcionamento. As variáveis mensuradas foram: a vazão de entrada do tanque (W1) a vazão de saída do tanque (W2), a temperatura de saída do tanque (T2) e o Nível do tanque (h).

Desta forma foram coletadas 2000 amostras para cada variável (base de dados do sistema de aquisição e processamento de dados com dimensão de 4x2000). Tomando W1 e W2 como as entradas do processo e T2 e h as variáveis de saída, pode-se afirmar que o processo é do tipo MIMO (*Multiple Input – Multiple Output*), ou seja, trata-se de um processo multivariável.

Aplicando o método dos mínimos quadrados recursivos ao processo MIMO, chegou-se ao modelo linearizado da planta de nível e temperatura, cuja representação em espaços de estados após linearização e substituição dos dados constantes nas equações dinâmicas, é dada por:

$$\frac{d}{dt} \begin{bmatrix} h \\ T_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -0,2 & 0 \\ 0 & -0,3 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} h \\ T_2 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1 & 0,25 \\ 0,2 & 0,1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} W_1 \\ W_2 \end{bmatrix}$$

$$y(t) = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} h \\ T_2 \end{bmatrix} \quad (1)$$

3 O controle PI Fuzzy

Um controlador proporcional-Integral discreto, de uma entrada e uma saída, é dado pela equação (2),

$$du(k) = k_p e(k) + k_i de(k) \quad (2)$$

A definição da regra de controle *Fuzzy* é:

SE erro = E_i **E** variação do erro = dE_i
ENTÃO variação de controle = dU_i

Este controlador *Fuzzy* tem duas entradas: o erro e sua derivada de primeira ordem. A expressão da variação do controle deve ser integrada antes de pode ser usada para controla o processo (ver Figura 3)

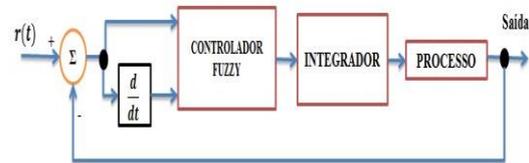


Figura 3. Controlador PI *Fuzzy*.

A configuração de duas entradas (erro e variação de erro) para o controlador PI *Fuzzy* mostrou-se a mais utilizada na literatura, apresentando bons resultados, embora seu desempenho depende do ajuste ótimo dos ganhos do controlador, que deve ser feito na base da tentativa e erro ou por meio de algoritmos de otimização. O projeto de um controlador *Fuzzy*, envolve muitas escolhas e opções se comparado ao PID tradicional. O projeto, ajustes, sintonia visando à otimização de um sistema *Fuzzy*, são influenciados pela seguinte quantidade de graus (oito) de liberdade:

$$k \times k_1 \times r \times r_1 \times r_2 \times m \times p \times d \quad (3)$$

Onde: m é o número de variáveis de entrada; p é o número de variáveis de saída; k é o número de funções de pertinência para cada variável; k_1 é a forma para a função de pertinência para cada variável; r é numero de regras *Fuzzy*; r_1 número de opções de inferência usadas na estrutura de regras *Fuzzy*; r_2 é o grau de suporte associado a cada regra; d número de opções para os métodos de Defuzzyficação.

Para projetar o controlador PI *Fuzzy*, consiste nas seguintes etapas: (A) Escolha do método *Fuzzy* a ser utilizado (Mandani ou Sugeno); (B) criação das funções de pertinência, amplitude unitária e que seja capaz de mapear todos os pontos operacionais; (C) Criação da base de regras (SE-ENTÃO), é aconselhável termos uma mistura de operadores lógicos

(AND, OR e NOT) na base de regras (base persistente e robusta); (D) Escolha do método de Defuzzyficação (método de centro-da-área, centro-do-máximo ou a Média-do-máximo), para aplicações em malha fechada aconselha-se o método do centro do máximo.

O controle PI *Fuzzy* proposto é ilustrado no diagrama de blocos da Figura 4.

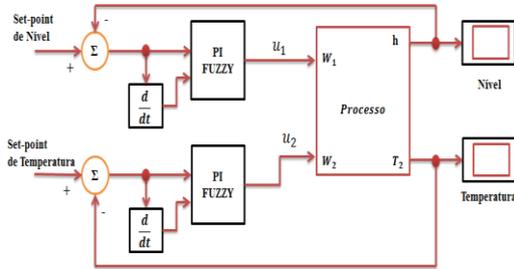


Figura 4. Estrutura do Controlador PI *Fuzzy*.

O sistema *Fuzzy* implementado para mapear os dados de entrada na saída, trata-se de um sistema com duas entradas, uma saída, 40 regras, método Mandani e o método do centroide para Defuzzyficação. As entradas $E(k)$ e $dE(k)$ cada uma com sete funções de pertinências e a saída com sete funções de pertinências. No projeto do controlador PI *Fuzzy* foram usadas às funções de pertinências triangulares e trapezoidais por serem as mais populares para o método Mandani.

Tabela 1. Base de regras para projeto do PI *Fuzzy*.

		<i>variação do erro_h</i>				
		B	MB	M	MA	A
<i>erro_h</i>	B	B	MB	M	MA	A
	M	B	MB	M	MA	A
	A	MB	M	MA	A	A
		<i>variação do erro_{T2}</i>				
		B	MB	M	MA	A
<i>erro_{T2}</i>	B	B	MB	M	MA	A
	M	B	MB	M	MA	A
	A	MB	M	MA	A	A
B=Baixo; MB=Médio Baixo; M=Médio; MA=Médio Alto; A=Alto.						

A base de regras pode ser visualizada na Tabela 1, a lógica utilizada na base de regras segue o raciocínio,

$$\text{SE } erro_h = H \text{ E } \textit{variação do erro}_h = dH \text{ ENTÃO } u_1 = U_1$$

$$\text{SE } erro_{T_2} = T \text{ E } \textit{variação do erro}_{T_2} = dT \text{ ENTÃO } u_2 = U_2$$

Onde: $erro_h$, *variação do erro_h*, $erro_{T_2}$ e *variação do erro_{T2}* são os antecedentes; u_1 e u_2 são os consequentes.

4 O Controle Preditivo

Controle preditivo (MPC) é uma estratégia de controle ótimo que consiste em uma otimização a cada instante de tempo discreto, k . O ponto principal deste problema de otimização é calcular o novo sinal de controle, u_k , que alimenta o sistema e ao mesmo tempo levar em consideração as restrições do processo. Um algoritmo MPC consiste em: uma função custo; as restrições da planta e o modelo do processo.

A Figura 5 ilustra a esquemática dos horizontes de um controlador preditivo. Para o instante, k , o controlador MPC, prevê a saída da planta para o instante $k + N_p$. A partir da Figura 5 percebe-se que a ação de controle não se altera após o término do horizonte de controle. A primeira entrada da sequência ótima é então enviada para a planta e um conjunto de cálculos é repetido em intervalos de controle subsequentes. A cada interação do horizonte de predição há um avanço de tempo e novamente o controlador prediz a saída da planta.

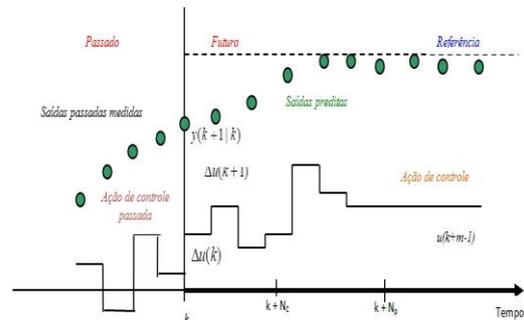


Figura 5. Estrutura do Controlador PI *Fuzzy*.

O MPC utiliza do algoritmo KWIK (Schmid & Biegler, 1994) para resolver o problema de Programação Quadrática (PQ), que requer que a matriz Hessiana seja positiva. No primeiro passo de controle, KWIK usa como ponto de partida de estimativa inicial a solução do MPC sem restrições. Se este x satisfaz as restrições, é a solução ideal do problema de Programação Quadrática (PQ), $x^* = x$, e o algoritmo termina. Caso contrário, isto significa que, pelo menos, uma das restrições de desigualdade linear deve ser satisfeita como uma igualdade. Neste caso, KWIK utiliza uma estratégia eficiente, numericamente robusta para determinar o conjunto de restrições ativas que cumpra as condições de otimização padrão. Nas etapas seguintes de controle, KWIK usa uma estimativa inicial mais agressiva. Neste caso, o

conjunto de restrições ativas determinadas no passo anterior passa a ser a estimativa inicial de controle para a próxima.

A metodologia para sintonia do preditivo é dada pela sequência de passos: (A) Encontrar o tempo de amostragem que o controlador irá fazer aquisição de amostras novas para prever a ação de controle. Esta variável deve ser escolhida considerando a dinâmica do sistema, em geral deve ser da ordem de microssegundos; (B) Horizontes da estratégia: estes parâmetros estão fortemente atrelados e devem ser pensados para influenciar no acoplamento das malhas, de modo geral eles são múltiplos. O horizonte de controle deve ser escolhido de modo que ação de controle seja rápida frente às mudanças da planta, logo o horizonte de controle pode variar de 0,0 a 5,0 unidades. O horizonte de predição é dez vezes o valor do horizonte de controle, já o horizonte do modelo deve ser no mínimo 100 vezes o valor do horizonte de controle. (C) Definição dos limites de entrada e saída: esta característica é definida pelas restrições do processo, os valores dos incrementos das entradas e saídas não podem ultrapassar mais que $\pm 0,0001$ unidades do valor da restrição. (D) Matriz de ponderação da predição de entrada (R): esta matriz diz o peso da ação de controle em função das medições *on-line* e das restrições, geralmente $diag(2\ 2)$. (E) Matriz de ponderação da predição de saída (Q): esta matriz diz o peso da ação de controle em função das restrições de saída, geralmente $diag(0\ 0)$.

O controle Preditivo proposto é ilustrado no diagrama de blocos da Figura 6.

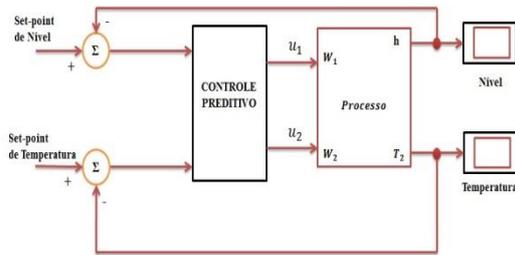


Figura 6. Estrutura do Controlador Preditivo.

5 Resultados e Discussões

Para exibir o desempenho dos controladores projetados para controle do nível e temperatura do fluido no interior do tanque de aquecimento foram realizadas diversas simulações computacionais.

Os parâmetros de sintonia do controlador PID de nível e do controlador PID de temperatura, ambos obtidos por técnicas clássicas de sintonia, Ziegler & Nichols, estão dispostos na Tabela 1. Os valores nominais das

entradas manipuladas e das saídas controladas são: $u_0 = [0,0\ 0,0]^T$ e $y_0 = [0,0\ 0,0]^T$.

Tabela 1. Parâmetros de sintonia do PID Tradicional.

Controlador de Nível			Controlador de temperatura		
P	I	D	P	I	D
$K_p = 5$	$K_i = 1$	$K_d = 0,5$	$K_p = 4$	$K_i = 1$	$K_d = 0,4$

Os parâmetros de sintonia do controlador preditivo são ilustrados na Tabela 2.

Tabela 2. Parâmetros de sintonia do controle preditivo.

Parâmetro	Descrição	Valor
T_a	Tempo de amostragem	4 s
N	Horizonte do modelo	300
N_p	Horizonte de predição	30
N_c	Horizonte de controle	3
Δu_{max}	Limite Máx. de incremento nas entradas	$[\pm 0,003; \pm 0,003]$
u_{max}	Limite máximo das entradas	$[0,5; 0,5]$
u_{min}	Limite mínimo das entradas	$[-0,5; -0,5]$
Q	Matriz de ponderação de predição das saídas	$diag([2\ 2])$
R	Matriz de fatores de supressão de incremento nas entradas	$diag([0\ 0])$

O nível do tanque inferior foi ajustado para 0,3 m e a temperatura do fluido de saída do tanque para 75 °C. As Figuras 7 e 8 ilustram a ação de controle das leis de controle implementadas (PID tradicional, PI *Fuzzy* e controle Preditivo).

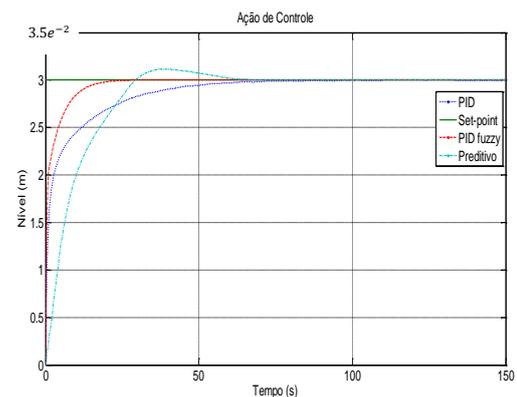


Figura 7. Desempenho dos Controladores industriais na malha de nível.

Observando as respostas das malhas de controle de nível e temperatura, percebe-se que o controle PI *Fuzzy* apresentou desempenho dinâmico no mapeamento rápido e estável da variável controlada, diante de uma planta multivariável e não linear. Na malha de nível o PI *Fuzzy* conseguiu mapear a referência em 36 segundos, já o PID tradicional obteve um tempo

de resposta em 125 segundos e o controle preditivo teve tempo de assentamento de 76 segundos, mas com um *overshoot* de 0,12 de amplitude. Na malha de temperatura o PID tradicional e PI *Fuzzy* obtiveram resposta temporal rápida e bem análoga, embora o PI *Fuzzy* seja mais rápido (27 segundos, frente aos 34 segundos do PID convencional), já o controlador preditivo conseguiu mapear a saída frente ao *set-point*, mas com uma resposta dinâmica lenta (tempo de acomodação de 80 segundos).

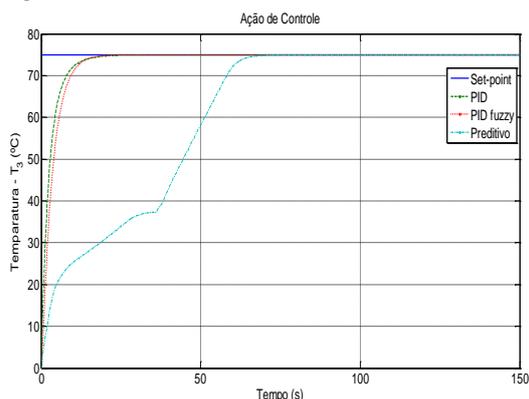


Figura 8. Desempenho dos Controladores industriais na malha de temperatura.

Para o estudo de caso o controle preditivo obteve um desempenho superior ao PID tradicional, mas inferior ao PI *Fuzzy*, pois esta estratégia de controle é amplamente usada em processos multivariáveis, com acoplamento entre malhas e com restrições nas entradas, saída e no processo, o que não acontece com o tanque de aquecimento.

6 Conclusões

As estratégias de controle implementadas conseguiram rastrear/mapear com eficácia as referências (*set-points*) frente às saídas controladas com bom desempenho dinâmico e estabilidade em malha fechada, em termos das mudanças operacionais de funcionamento da planta, bem como no compromisso da estratégia de controle na redução de tempo e na qualidade do produto final.

Contudo o controlador PI *Fuzzy* mostrou-se robusto, acomodando a não linearidade do processo e o acoplamento entre as malhas de nível e temperatura. Como o processo apresenta poucas restrições de entrada e saída, o controle preditivo apresentou desempenho moderado, mas superior ao PID tradicional.

Como trabalhos futuros sugere-se a implementação do chamado *Hardware-in-the-loop*, onde a planta industrial é real e controlador é virtual (no caso o PI *Fuzzy*).

Agradecimentos

Os autores agradecem ao Departamento de Engenharia Elétrica do Instituto Federal do Pernambuco (IFPE – *Campus* Garanhuns).

Referências Bibliográficas

- Alexandre G.B., Lima A.M.N. & Neto J.S.R. Monitoramento de eventos anormais em processos industriais via análise de componentes principais. In: *Congresso Brasileiro da Automática (CBA)*, 2012, Campina Grande, pp. 1-8, (a).
- Alexandre G.B. & Lima A.M.N. Estratégia baseada em modelos para prognóstico de falhas em sistemas industriais. In: *IX Congresso de Iniciação Científica da Universidade Federal de Campina Grande*, 2012, Campina Grande, pp. 1-14 (b).
- Alexandre G.B. & Lima A.M.N. *Diagnose de falhas e gestão de alarmes em sistema de instrumentação e controle industrial*. Trabalho de Conclusão de Curso, Departamento de Engenharia Elétrica, Universidade Federal de Campina Grande, 2013, Campina Grande, pp. 1-115.
- Ogata, Katsuhiko. *Engenharia de controle moderno*. 5ª Edição, Editora Pearson, 2010.
- Schmid, C. and Biegler L.T. Quadratic Programming Methods for Reduced Hessian SQP. *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 18, Number 9, 1994, pp. 817–832.
- Simões M. G. & Shaw I. S. *Controle e modelagem Fuzzy*. 2ª Edição, Editora Blucher – FAPESP, São Paulo, 2007.