



## APLICAÇÃO DE CONTROLADOR FUZZY PARA O CONTROLE DE pH DO CALDO DE CANA DE AÇÚCAR

M. F. SILVA NETO<sup>1,2</sup>, A. M. B. SILVA<sup>1,2</sup>, E. P. TEIXEIRA<sup>1,2,3</sup>, M. LUCAS<sup>2</sup>, F. R. ZUFFI<sup>3</sup>

<sup>1</sup>Universidade de Uberaba - Mestrado Profissional em Engenharia Química  
<sup>2</sup>Universidade de Uberaba - Curso Graduação em Engenharia Elétrica  
<sup>3</sup>SIC - Sistemas Inteligentes de Controle LTDA

*RESUMO - Por se tratar de um sistema com características não lineares e com algumas perturbações, em alguns casos, os métodos convencionais de controle não satisfazem as exigências do processo. Dentre esses métodos convencionais, destaca-se o controlador PID, que é basicamente linear e monovariável. Por esses motivos, em alguns casos de controle de pH, os seus resultados são insatisfatórios. Ampliando as possibilidades de ação, a proposta de controle apresentada neste trabalho mostrou bastante satisfatória, por utilizar a lógica fuzzy de forma preditiva na consideração do efeito das perturbações de maneira inteligente. Os detalhes do controlador proposto são apresentados, incluindo-se os diagramas de processo e de simulação. A comprovação da eficácia do controlador é realizada por simulação, mostrando-se graficamente as perturbações impostas e a consequente ação de controle, que elimina o erro de regime permanente.*

### 1. INTRODUÇÃO

Na produção de açúcar, após a etapa de extração, o caldo precisa ser purificado para se removerem materiais orgânicos e minerais indesejáveis. Esse processo é altamente dependente da medição e do controle do pH. Entretanto, em sistemas industriais, as soluções para o controle automático efetivo de pH são, em geral, bastante complexas (Karthik, 2010). De fato, devido às características não lineares, aliadas às dificuldades de manutenção dos sensores de pH, tanto na instalação de acidificação, como nas refinarias de açúcar, o controle de pH nem sempre é satisfatório (Elfatni e Bounahmidi, 2006). Porém, nessas indústrias de processamento, um dos fatores de grande importância é o controle do pH para o intervalo desejado, para que se possa atender os padrões de qualidade estabelecidos (Vijayaragavan et al. 2015).

O processo completo da produção de açúcar inclui as seguintes etapas: lavagem da cana, esmagamento, extração, adição de cal, carbonização, filtragem, adição de dióxido de enxofre, concentração, cristalização e secagem. A adição de cal, a carbonização e a adição de dióxido de enxofre são fases críticas do processo e precisam de um controle contínuo de pH. Depois da lavagem da cana, ocorre a moagem com uma corrente contrária de água quente para se efetuar a extração em um difusor. O caldo bruto assim obtido deve ser tratado com uma solução de cal, isto é, hidróxido de cálcio (CaOH). A adição de cal é necessária para que se neutralizem-se os ácidos provenientes da cana de açúcar e, com isso, se evite que a sacarose se converta em amido, pelo processo de hidrólise, ou a inversão para outras formas de açúcar. Além do mais, a adição de cal permite que se precipitem os ácidos orgânicos na forma de sais, facilitando assim a sua remoção.



Outros tipos de materiais, tais como materiais orgânicos insolúveis e proteínas são mantidos em suspensão no caldo. Esses materiais são então removidos facilmente no processo de filtragem.

Um outro processo que exige controle de pH é a carbonificação. Nessa etapa, os traços de cal são removidos antes de se iniciar o processo de concentração, evitando, deste modo, o acúmulo de material. O dióxido de carbono é adicionado ao caldo para precipitar a cal e outras impurezas. Isto é feito por meio da reação  $\text{CaO} + \text{CO}_2 = \text{CaCO}_3$ , pois o  $\text{CaCO}_3$  é sólido. Em seguida, o caldo é aquecido e dióxido de carbono é adicionado com a finalidade de se efetuar o controle de pH. Para que se consiga o melhor processo de purificação, a carbonização pode ser feita em dois estágios. Desta forma, evitam-se dificuldades na precipitação que podem ocorrer quando se executa o processo em apenas uma etapa. Com o propósito de assegurar a perfeita retirada de impurezas e de cálcio, torna-se necessário que se garanta o melhor controle possível de pH em todos os estágios. Depois da carbonização, o caldo é filtrado, para que se retirem todas as possíveis partículas sólidas. O estágio seguinte é a sulfitação. Nessa etapa, adiciona-se dióxido de enxofre, em alta temperatura. Por meio desse processo, o pH fica em torno entre 5 e 6, com o fim de ser levado aos evaporadores. O dióxido de enxofre produz também o efeito de clarear o caldo, melhorando o seu odor e a sua textura. Se esta etapa não fosse executada, seria produzido um caldo alcalino que resultaria na formação de cristais agrupados devido à absorção de umidade, além de um sabor indesejável. A etapa final na produção de açúcar é a evaporação que resulta um produto com características neutras. Finalmente, são utilizadas centrífugas para que sejam retirados possíveis sólidos no produto.

Por ser um processo contínuo, o controle de pH torna-se bastante vulnerável às perturbações do processo. Na seção seguinte, descrevem-se algumas características de desse processo, enfatizando-se a necessidade de se aplicarem técnicas de controle multivariável para que a influência dessas perturbações possa ser tratada de forma conveniente. Além de multivariável, deve-se considerar as características não lineares do processo, que justificam a aplicação de técnicas de controle avançado. Sendo assim, neste trabalho, optou-se pelo uso de controladores fuzzy, considerando-se algumas perturbações possíveis. O uso de controlador fuzzy também se justifica por não exigir conhecimento a priori das equações dinâmicas do processo.

Neste trabalho, o objetivo é descrever uma das possíveis configurações do controle de pH do caldo, incluindo-se algumas possíveis perturbações e os detalhes do controlador proposto. O desempenho do controlador é ilustrado por meio de simulações, utilizando-se funções de transferência de primeira ordem como modelo do processo.

## **2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO DE CONTROLE DE PH DO CALDO**

O controle de pH é reconhecido como um problema de controle industrialmente importante, mas notoriamente difícil (Norquay et al., 1999). E de fato, apesar do processo de controle de pH do caldo ser relativamente simples, há algumas perturbações e tempos mortos que podem afetar significativamente o desempenho do controlador. Em geral, a solução de cal é preparada em mais de um reservatório evitando-se, por conseguinte, a parada de produção por falta desse componente. O processo é realizado de forma manual pelos operadores da planta. Há várias configurações para este processo, sendo que algumas caracterizam-se por proporcionarem um controlador mais estável. Em alguns casos, há um reservatório intermediário com controle de nível, o que permite que a alimentação de cal seja feita de forma linear por meio da válvula de

---



controle, por gravidade. Para evitar decantação, há recirculação por bombeamento entre o reservatório intermediário e os reservatórios de preparação. Em outros casos, não existe o reservatório intermediário, causando uma variação da pressão na válvula o que dificulta a ação de controle. Essa variação se traduz em uma perturbação na variável de controle, representada por  $p1(t)$ , no diagrama ilustrado na figura 2. Por outro lado, a preparação da solução de cal é frequentemente efetuada de forma manual, resultando em grandes variações na sua concentração. Portanto, a adição de cal ao caldo ocorre de forma diversa de um reservatório para outro. Essa perturbação, aqui denominada  $p2(t)$ , influencia também a variável de controle, porém com uma periodicidade diferente da perturbação  $p1(t)$ .

Deve-se também considerar a variação do pH do caldo na entrada do processo. Nesse caso, no modelo apresentado neste trabalho, considera-se que esta perturbação, aqui denominada  $p3(t)$ , teria uma atuação direta na variável final do processo, com uma periodicidade diferente das demais perturbações. Na figura 1, apresenta-se um diagrama simplificado do processo, com os seguintes elementos: onde  $pHT1$  e  $pHT2$  são os transmissores de pH da entrada e da saída respectivamente,  $pHC$  refere-se ao controlador de pH;  $T1$  e  $T2$  são os reservatórios que contêm a solução de cal hidratado;  $V1$  e  $V2$  são válvulas manuais;  $V3$  representa a válvula de controle para a injeção de cal hidratada e  $M1$  é o reservatório de caldo.

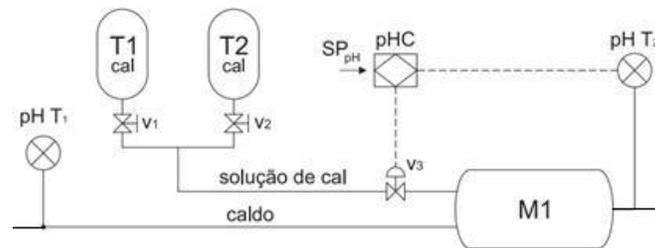


Figura.1 – Diagrama de processo e de instrumentação (P&I) do controle de pH do caldo.

Apesar da característica não linear do modelo dinâmico do pH, considera-se, neste trabalho, um modelo simplificado do processo, por meio de uma função de transferência de primeira ordem com atraso, conforme proposto por Sunori et al. (2016), sendo representada pela equação 1. Observa-se que, fisicamente, não há tempo morto, por se tratar de fluido não

compressível. Entretanto, o atraso de transporte apresentado na equação 1, refere-se a uma aproximação de um sistema de ordem superior para a função de primeira ordem.

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

Onde  $G(s)$  é a função de transferência,  $Y(s)$  é a variável de saída, correspondendo ao pH do caldo após a adição de cal, na escala de 0 a 14, e  $F(s)$  é abertura da válvula, na escala de 0 a 100%. Ademais,  $K$  é ganho do sistema,  $\theta$  é o tempo morto e  $\tau$  é a constante de tempo do processo. Considerando-se que os ranges estabelecidos estejam corretamente implantados nos transmissores, pode-se, neste caso, considerar o ganho adimensional  $K=1$ . Os valores do tempo morto e da constante de tempo do processo foram estimados em 30 segundos e 2 minutos,

Uberaba, 31 de Novembro e 01 de Dezembro de 2018



respectivamente. Esses valores são o resultado da experiência prática dos operadores do processo, em usinas de produção de açúcar. Por se tratar de um trabalho baseado em simulação, torna-se desnecessário o uso de valores precisos de uma usina específica. Entretanto, a ordem de grandeza dos valores está coerente com os casos práticos das usinas visitadas. Na figura 2, apresenta-se o diagrama de controle do processo, incluindo-se as perturbações destacadas anteriormente. Simula-se, nesta análise, o caso específico de processo, onde a cal é alimentada por gravidade e utilizando-se uma válvula como elemento final de controle. Desta forma, devido a variação do nível do reservatório, tem-se diferentes valores de vazão para uma mesma abertura de válvula. Por esse motivo, o nível do reservatório é tratado pelo controlador fuzzy como uma perturbação. A outra perturbação utilizada na base de regras é a variação de pH do caldo na entrada. Sendo assim, torna-se fundamental, para a aplicação da estratégia de controle apresentada neste trabalho, a instalação de um transmissor de pH na entrada do processo. Essas duas perturbações são alimentadas no controlador fuzzy na forma de derivada, para que somente influenciem o elemento final de controle quando variam. Quando estiverem em repouso, a abertura da válvula estará sob a ação do termo integral do controlador, de forma a garantir a eliminação do erro de regime permanente. O caráter antecipatório da derivada das perturbações produz o efeito desejado de praticamente eliminar as influências indesejáveis dessas duas grandezas. Entretanto, há outras perturbações que não são consideradas na base de regras. Dentre elas, destaca-se a variação na concentração do cal que não é considerada na base de regras do controlador fuzzy por se considerar que, em geral, não são instalados transmissores para medi-las nas usinas de açúcar.

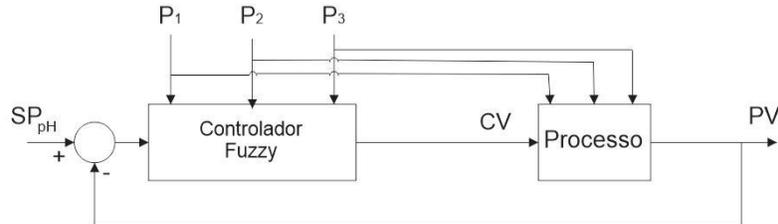


Figura 2 – Diagrama de controle de pH do caldo.

Para se ilustrar tais perturbações na simulação, foram utilizadas funções de transferência de primeira ordem, com constantes de tempo compatíveis com a realidade das usinas de produção de açúcar. Para efeito de simulação foram utilizadas as funções apresentadas nas equações (2), (3) e (4), correspondendo ao nível do reservatório de cal  $G_{P1}(s)$ , ao pH do caldo na entrada  $G_{P2}(s)$  e à concentração da solução de cal no reservatório  $G_{P3}(s)$ , respectivamente.

$$G_{p1}(s) = \frac{k}{\tau_1 s + 1} \quad (2)$$

$$G_{p2}(s) = \frac{k}{\tau_2 s + 1} \quad (3)$$

$$G_{p3}(s) = \frac{k}{\tau_3 s + 1} \quad (4)$$

Onde  $K_1$ ,  $\tau_1$ ,  $K_2$ ,  $\tau_2$ ,  $K_3$  e  $\tau_3$  são os ganhos e as constantes de tempo correspondentes as perturbações  $P_1$ ,  $P_2$  e  $P_3$ , respectivamente. Para efeito de simulação os ganhos foram ajustados arbitrariamente no sentido de mostrar as suas influências no processo de controle. Entretanto, os valores das constantes de tempo foram obtidos de forma empírica por observações em usinas de



açúcar em  $\tau_1 = 4 \text{ min}$ ,  $\tau_2 = 3 \text{ min}$  e  $\tau_3 = 20 \text{ min}$ . Para se realizar a simulação do processo controlado utilizou-se o sistema *Matlab/Simulink*, juntamente com o *toolbox fuzzy*. O modelo de controlador fuzzy empregado inclui as influências das perturbações em sua base de regras. Nesse caso específico, foram utilizadas, na base de regras, as variações do nível do reservatório de cal e do pH de entrada. Embora a variação da concentração de cal não seja considerada na base de regras, ela entra como uma perturbação na variável de controle e é corrigida pelo efeito integral do controlador.

## 2.1. Controlador Fuzzy

O controlador fuzzy desenvolvido e apresentado neste trabalho leva em consideração de forma preditiva, as perturbações mais importantes que afetam o controle de um sistema. Para tanto, essas perturbações devem ser mensuráveis, como é o caso do nível do reservatório de cal e do pH de entrada do caldo. A forma teórica e convencional de se tratar esse problema é por intermédio de técnicas de controle preditivo baseadas no modelo multivariável da planta. Esse modelo deveria envolver a resposta da saída perante cada uma das perturbações. Entretanto, a determinação desse modelo é, em geral, muito difícil de ser realizada. Sendo assim, a opção pelo controle fuzzy apresenta-se como uma solução viável devido à possibilidade de resolver o problema de controle sem a necessidade de conhecimento do modelo da planta. Propõe-se então, neste trabalho, o emprego de dois módulos de controle atuando de forma simultânea. O módulo 1 opera com o erro de controle e a derivada do erro de controle, com um integrador em sua saída, como é comum nos controladores fuzzy. O segundo módulo, recebe na sua entrada as derivadas das perturbações. O uso das derivadas permite que a sua ação, que já é preditiva por atuar com variáveis de entrada, adquira um grau a mais de antecipação ao se considerar o carácter preditivo da função derivada. Desta forma, o módulo 2 somente terá efeito nos momentos de variação das perturbações, incrementando ou decrementando a variável de controle no sentido de diminuir o erro de controle. Eventualmente, o módulo 1 pode ser substituído por um controlador PI simples. Aqui, optou-se por utilizar funções de pertinência do tipo triangular para cada variável de entrada do controlador e para a variável de saída (Fig. 3). O universo de cada variável foi padronizado de -1 a 1, para garantir as condições de incremento e decremento à variável de controle no momento da ocorrência das perturbações. Desta forma, as grandezas correspondentes ao pH de entrada, ao nível do reservatório e à abertura da válvula foram escaladas dos seus limites de variação, para a faixa de -1 a 1. Na fase de fuzificação, são associadas três funções de pertinência para cada uma das variáveis envolvidas no controle do processo. Na Fig. 3, são apresentadas as três funções de pertinência correspondentes ao nível da solução de cal no reservatório.

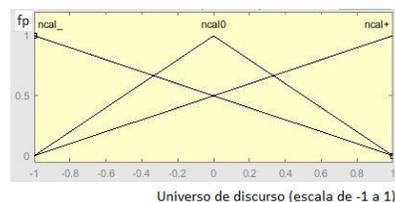


Figura 3 – Funções de pertinência triangulares (Nível do reservatório de cal).



A função *ncal-* corresponde ao nível baixo. Por esse motivo, apresenta o valor máximo de pertinência ( $f_p=1$ ) no valor mínimo do universo de discurso escalado (-1). A função *ncal 0* corresponde ao nível médio, apresentando o valor máximo de pertinência ( $f_p=1$ ) no valor médio do universo de discurso escalado (0). Finalmente, a função *ncal+* corresponde ao nível alto. Consequentemente, apresenta o valor máximo de pertinência ( $f_p=1$ ) no valor máximo do universo de discurso escalado (1). Esta descrição, feita para a variável correspondente ao nível do reservatório de solução de cal, repete-se para as outras duas variáveis, sendo desnecessário o seu detalhamento neste texto. Durante o processo de ajuste do controlador, torna-se às vezes conveniente efetuar ajustes nas inclinações e nos pontos de inflexão das retas.

O outro componente importante do controlador fuzzy é a base de regras. Nela, traduzem-se as experiências dos operadores do processo, de forma linguística, utilizando-se os atributos baixo, médio e alto, reduzindo-se, neste caso, a apenas três condições de operação para cada uma das grandezas envolvidas. Por exemplo, a condição de nível de reservatório baixo implica em uma necessidade de maior abertura da válvula de cal, no sentido de se compensar a menor vazão causada pela menor pressão no ponto de retirada de cal. Essa situação entra em conflito com a condição de pH de entrada alto, que exigiria uma redução na abertura da válvula de cal. Essas condições e possíveis conflitos são perfeitamente tratados na base de regras. É fundamental ressaltar que a cada perturbação é aplicada a função derivada, para que não haja acúmulo de efeito na variável final de controle, quando houver o acomodamento da variável de entrada. Quando isso ocorrer, caberá à função integral corrigir o erro de regime permanente. Um exemplo de regra de implicação aplicada a este processo seria: “se a derivada do pH de entrada for negativa e se a derivada do nível de solução de cal for também negativa, então o incremento a ser dado à abertura da válvula de cal deverá de grande”. Seguindo-se esse procedimento, foram estabelecidas nove regras de implicação correspondendo às duas variáveis fuzificadas de entrada com três funções de pertinência, cada uma.

## 2.2. Simulação

O diagrama de controle, apresentado na figura 2, foi então implementado e simulado. Tanto os valores das perturbações, como as funções de transferência que representam o sistema dinâmico foram obtidas utilizando-se valores compatíveis com observações realizadas em usinas produtoras de açúcar de cana. Procurou-se enfatizar a diferença de comportamento do controlador fuzzy com outros controladores. Sendo assim, os resultados dos testes realizados com o controlador proposto são apresentados na forma de gráficos.

## 3. RESULTADOS

Nos testes realizados, todas as variáveis foram escaladas para a faixa de 0 a 1, para facilitar a visualização dos resultados. A figura 4 apresenta os resultados do primeiro teste, comparando-se os resultados do controlador fuzzy com um controlador PID simples. Neste primeiro teste, a perturbação correspondente ao nível do reservatório é mantida constante, variando-se aleatoriamente o pH de entrada do caldo. Efetuam-se também duas variações no setpoint de pH, o que mostra claramente que tanto o controlador fuzzy como o PID foram

---



capazes de fazer com que a variável de processo (PV) acompanhasse o setpoint (SP). Entretanto, observa-se claramente que o controlador fuzzy teve um desempenho mais satisfatório, fazendo com que o pH de saída ficasse mais próximo do setpoint, na maior parte do tempo.

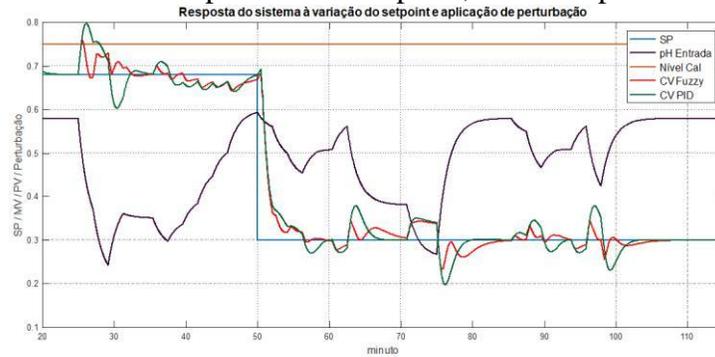


Figura 4 – Resposta ao degrau e variação no pH.

Na figura 5, fixou-se o pH de entrada e variou-se o nível do reservatório de cal. Neste caso, evidencia-se a eficácia da ação fuzzy, atuando para de compensar a ação da perturbação.

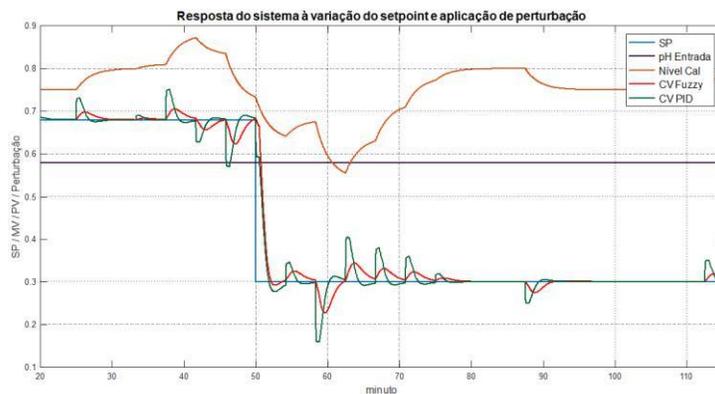
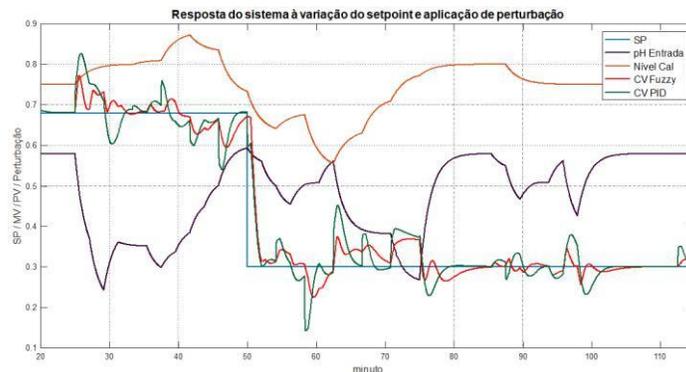


Figura 5 – Resposta ao degrau e variação no nível do tanque de cal.

No terceiro caso, acontece as variações de nível do reservatório e no pH de entrada com atuação dos controladores também de maneira satisfatória. Na prática, as variações são mais suaves do que as abordadas nas simulações, e assim, espera-se um desempenho melhor.





*Figura 6 – Resposta ao degrau e variação no pH e no nível do tanque de cal juntas.*

## 5. CONCLUSÃO

Os resultados das simulações apresentados indicam a conveniência do uso de sistemas fuzzy para o controle de pH em usinas de produção de açúcar. A comparação dos resultados obtidos com controladores PID convencionais e os controladores fuzzy evidenciam a ação preditiva dos controladores fuzzy permitindo uma redução significativa da variabilidade do erro de regime permanente. A arquitetura de controlador fuzzy proposta no trabalho permitiu que se usasse de forma eficaz as informações dos medidores de nível e pH de entrada para ajustar a abertura da válvula de cal, de forma preditiva. Essa ação preditiva é evidente nos resultados obtidos. Além do mais a arquitetura apresentada poderá ser modificada no sentido de se incluírem outras perturbações para outras aplicações. Desta forma, a presente proposta poderá ser utilizada de forma geral para controle de sistemas não lineares e multivariáveis.

## 6. REFERÊNCIAS

ELFATNI, O.; BOUNAHMIDI, T. *Mathematical modeling and simulation of acidification process for sugar extraction*. IMACS Multiconference on Computational Engineering in Systems Applications, Beijing, China, October 2006.

LIN, X.; YANG, J.; LIU, H.; SONG, S.; SONG C. *An improved method of DHP for Optimal Control in the Clarifying Process of Sugar Cane Juice*. Proceedings of International Joint Conference on Neural Networks, Atlanta, Georgia, USA, June 2009.

KARTHIK, C.; SENTHILKUMAR, M. *Intelligent Based Modelling, Control and Fault Detection of Chemical Process*. IEEE International Conference on Communication Control and Computing Technologies, Ramanathapuram, India, December, 2010.

NORQUAY, S. J.; PALAZOGLU, A.; ROMAGNOLI, J. A. *Application of Wiener Model Predictive Control(WMPC) to a pH Neutralization Experiment*. IEEE Transactions on Control Systems Tecnology, Vol. 7, No. 4, July 1999.

PINHEIRO, W. C.; FINZER, J. R. D. *Caleação de caldo na fabricação de sacarose*. COBEQ 2016 - XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, Fortaleza, setembro 2016.

SUNORI, S. K.; JUNEJA, P. K.; CHATURVEDI, M.; SAINI, P. *Model order reduction of a higher order model of pH neutralizer of sugar mil*. 8th International Conference on Computational Intelligence and Communication Networks, Tehri, India, december, 2016.



VIJAYARAGAVAN, V.; VIVEK, S.; AARTHY, S. A.; RAAGAV, S.; SARANYA N. *pH Automation In Sugar Industries*. International Conference on Computer Communication and Informatics (ICCCI -2015), Coimbatore, INDIA, January, 2015.

## **7. AGRADECIMENTOS**

**OS AUTORES AGRADECEM À FAPEMIG PELO APOIO PRESTADO.**

---

Uberaba, 31 de Novembro e 01 de Dezembro de 2018