



UMA ANÁLISE DE APLICAÇÃO DA LÓGICA FUZZY PARA O CONTROLE DE pH DO CALDO DE CANA EM USINAS DE AÇUCAR E ÁLCOOL

M. F. SILVA NETO^{1,2}, A. M. B. SILVA^{1,2}, E. P. TEIXEIRA^{1,2,3}, M. LUCAS², F. R. ZUFFI³

¹ Universidade de Uberaba - Mestrado Profissional em Engenharia Química

² Universidade de Uberaba - Curso Graduação em Engenharia Elétrica

³SIC - Sistemas Inteligentes de Controle LTDA

RESUMO – *A proposta de controle com a utilização de lógica fuzzy apresentada neste trabalho teve um resultado bastante satisfatório para o controle de pH do caldo em usinas produtoras de açúcar. Por se tratar de um sistema com características não lineares e com perturbações variadas, 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. Logo, se mostra ineficiente para o controle de pH. No trabalho, os detalhes do controlador proposto são apresentados, incluindo-se os diagramas de processo e de simulação. A comprovação da eficácia do controlador proposto é realizada por simulação, mostrando-se graficamente as perturbações impostas e a consequente ação de controle, que elimina o erro de regime.*

1. INTRODUÇÃO

O controle do pH, muitas vezes é tomado como ponto de referência para o controle de um processo, devido a natureza altamente não linear do processo de neutralização. Sendo o processo de neutralização do pH, de natureza multivariável, o pH pode ser considerado como um alvo em movimento, cujo controle preciso é quase impossível de alcançar (Singh, et al. 2015). O controle de pH é reconhecido como ponto de referência para modelagem e controle de processos industriais altamente não lineares. Esse controle tornou-se mais difícil e exigente porque modernas indústrias de processo requerem sistemas de controle mais precisos, robustos e flexíveis para operações eficientes e confiáveis. Para atender a essas demandas do controle de pH, estratégias inteligentes estão sendo cada vez mais empregadas em indústrias de processos modernos (Singh, et al., 2014).

Para o processo industrial da produção de açúcar, os sistemas de controle mostram-se fundamentais para um bom desempenho da fábrica. Entre esses sistemas, destaca-se o controle de pH, grandeza que indica a acidez, a neutralidade ou a alcalinidade de uma solução aquosa. O processo tem as características de forte não linearidade, várias entradas e propriedades variáveis no tempo. É difícil calcular os parâmetros em tempo real, a fim de manter o pH sem ajustes manuais. Na maioria das indústrias de açúcar, a forma manual de controle é utilizada para manter um valor desejável para o pH do açúcar, já que não há automação para controlar o pH. Ocorrem nesses casos, alterações indesejáveis do valor de pH quando a quantidade de reagente é variada continuamente. Esta é a principal razão para procurar um novo tipo de controle a ser implementado no processo de controle de pH (Vijayaragavan, et al., 2015). Considerando ser muito difícil desenvolver a modelagem matemática para este processo, sugere-se o uso de um método inteligente para controlar o pH da solução



(Suchithra, et al., 2016). A seguir faremos uma breve introdução, que dá a importância desse processo, na produção de açúcar.

O controle do pH é um processo importante na clarificação do caldo de cana-de-açúcar, para a produção e a qualidade do açúcar branco. A etapa de tratamento do caldo vem a ser uma etapa importante do processo de produção de açúcar, para a obtenção de um produto final de qualidade e um aumento da vida útil dos equipamentos utilizados nesse processo de produção, através da retirada de impurezas sólidas. Esses tratamentos, também são responsáveis por manter as características nutricionais da cana que são necessárias ao metabolismo das leveduras, pela eliminação das partículas coloidais e da diminuição de contaminantes microbianos que atrapalham o processo de recomposição das leveduras (Ageitec, 2019).

A presença de tempo morto faz a função de transferência ser irracional e faz o projeto de simulação e controle muito complexo: (Sunori, et al., 2016). Os atuadores e sensores podem apresentar não linearidades, causando instabilidade no sistema de controle, zona morta e erro estacionário. Propriedades que variam ao longo do tempo podem aparecer, tornando o sistema de controle, sensível a pequenas perturbações quando o controlador trabalha perto do ponto de equilíbrio. Dessa forma, neste trabalho, tem-se por objetivo mostrar a utilização de lógica fuzzy em sistemas não lineares, através do desempenho do controlador fuzzy no controle de pH do caldo no processo de produção de açúcar, por meio de simulação, incluindo-se algumas possíveis perturbações e os detalhes do controlador proposto. Para enfatizar a eficácia do controlador fuzzy, faremos um comparativo do seu desempenho com um controlador tradicional para este uso, o PID simples.

Dentre algumas justificativas da utilização de um controlador fuzzy, podemos destacar que:

- Não exige conhecimento a priori das equações dinâmicas do processo;
- As regras de controle fuzzy são independentes, o que torna o sistema confiável e menos sensível a perturbações externas;
- As regras de controle fuzzy, são criadas a partir do senso comum, garantindo maior compreensão por parte do pessoal da manutenção.

2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO E CONTROLE DE PH DO CALDO

O processo de caleação consiste em adicionar ao caldo, o leite de cal (Ca(OH)_2), afim de se obter um caldo com pH mais neutro. Pois o pH determina as características de coagulação e precipitação dos colóides presentes no caldo, responsáveis pela formação de substâncias que causam incrustações nos aparelhos de destilação. O caldo sai da sulfitação com pH em torno de 4 e, após a caleação, atinge valores em torno de 7. A vazão de caldo, a qualidade da cana, a qualidade do leite de cal e a dinâmica da planta industrial, são variáveis que influenciam o sistema de controle do pH.

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 conduzida 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, no diagrama ilustrado na figura 2.

Deve-se também considerar a variação do pH do caldo na entrada do processo. Essa perturbação, aqui denominada P2, influencia também a variável de controle, porém com uma periodicidade diferente da perturbação P1. Por outro lado, aplicar um controle de vazão, da entrada de caldo, no tanque de dosagem assegura que o processo seja alimentado da forma mais homogênea, facilitando o controle de dosagem de cal. Fornecer uma relação entre volume de caldo com volume de cal para elevar o pH é de grande relevância nesse processo. Nesse caso, no modelo apresentado neste trabalho, considera-se que esta perturbação, agora denominada P3, teria uma atuação direta na variável final do processo, com uma periodicidade diferente das demais perturbações.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

Para este trabalho, consideramos o diagrama de processo apresentado na figura 1 e o diagrama simplificado de controle da figura 2, que serão descritos a seguir.

Na figura 1, apresenta-se um diagrama simplificado do processo, com os seguintes elementos: pH1 e pH que 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.

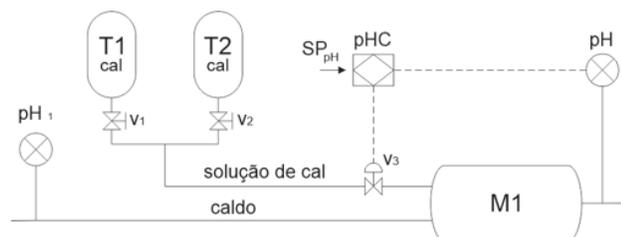


Figura 1 – Diagrama de processo e de instrumentação (P&I) do controle de pH do caldo.

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 a abertura da válvula, na escala de 0 a 100%. Ademais, K



é o ganho do sistema, θ é o tempo morto e τ 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, 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. Outras duas perturbações utilizadas na base de regras são a variação de pH do caldo na entrada e a variação da vazão de entrada, desse caldo. Sendo assim, torna-se fundamental, para a aplicação da estratégia de controle apresentada, a instalação de transmissores, de pH e de vazão, na entrada do processo e de nível no reservatório de cal. Essas perturbações são alimentadas no controlador fuzzy na forma de derivada, para que somente influenciem o elemento final de controle quando variarem. 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 três grandezas. Entretanto, há outras perturbações que não são consideradas na base de regras. Dentre elas, destaca-se a variação na concentração de 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.

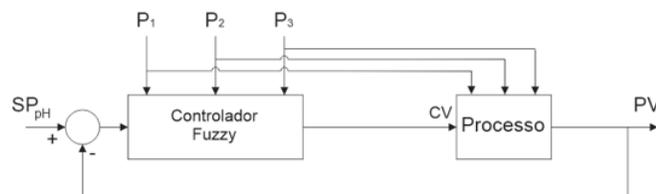


Figura 2 – Diagrama simplificado do controle de pH do caldo.

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 $GP1(s)$, a variação do pH do caldo de entrada $GP2(s)$ e à variação da vazão de entrada do caldo $GP3(s)$, respectivamente.

$$G_{P1}(s) = \frac{k_1}{\tau_1 s + 1} \quad (1)$$

$$G_{P2}(s) = \frac{k_2}{\tau_2 s + 1} \quad (2)$$

$$G_{P3}(s) = \frac{k_3}{\tau_3 s + 1} \quad (3)$$

Onde $k_1, \tau_1, k_2, \tau_2, k_3$ e τ_3 são os ganhos e as constantes de tempo correspondentes as perturbações $P1, P2$ e $P3$, 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, do pH de entrada e a variação da vazão de entrada do caldo de cana. 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.

3.1 CONTROLADOR FUZZY

O controlador fuzzy desenvolvido e apresentado leva em consideração as perturbações mais importantes que afetam o controle de um sistema, de forma preditiva. Para tanto, essas perturbações devem ser mensuráveis, como é o caso do nível do reservatório de cal, do pH de entrada do caldo e da vazão 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, 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, representado na figura 3, com um integrador em sua saída, como é comum nos controladores fuzzy. Este é então aplicado como se fosse um controlador PID. Nos casos em que a referência, o setpoint, seja ajustada pelo operador, a variação do erro pode ser substituída pela variação da grandeza de processo. O controlador fuzzy módulo 1 atua no sentido de controlar a abertura da válvula de controle, em função do erro gerado entre a diferença do valor de pH do caldo da saída, com a de um valor desejado para o processo, o setpoint. Essa diferença, poderá ser positiva, negativa ou zero, afim de caracterizar um fechamento ou abertura da válvula de controle.”

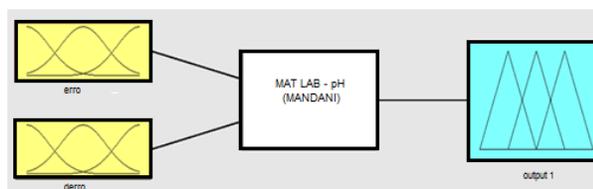


Figura 3 – Sistema de controle fuzzy, módulo 1.

O segundo módulo, recebe na sua entrada as derivadas das perturbações, representado na figura 4. 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 caráter preditivo da função derivada. Desta forma, o módulo 2 somente tem 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.

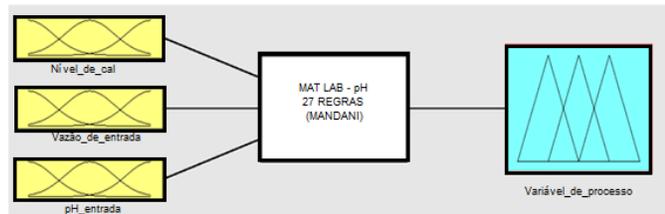


Figura 4 – Sistema de controle Fuzzy, módulo 2.

3.2 FUNÇÕES DE PERTINÊNCIA

As funções de pertinências representam o quanto cada elemento pertence a um conjunto, operações lógicas entre esses conjuntos são efetuadas para a determinação da base de regras, que será detalhada mais adiante. Neste trabalho, optou-se por utilizar funções de pertinência do tipo triangular para cada variável de entrada do controlador e para a variável de saída. 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. Deste modo, as grandezas correspondentes ao pH de entrada, ao nível do reservatório, a vazão de entrada do caldo de cana e a abertura da válvula foram escaladas dos seus limites de variação, para a faixa de -1 a 1. Na fase de *fuzzificação*, do controlador módulo 2, são associadas três funções de pertinência para cada uma das variáveis envolvidas no controle do processo. Para esse trabalho, decidiu-se classificar as funções de pertinência em negativo (-), zero (0) e positivo (+). Na figura 5, são apresentadas as três funções de pertinência correspondentes a variável do nível da solução de cal no reservatório.

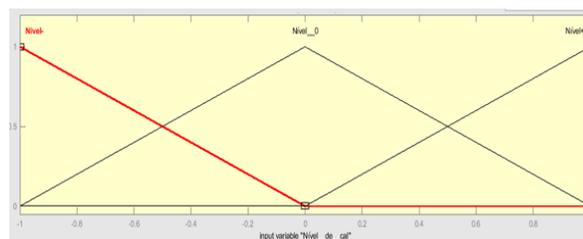


Figura 5 – Funções de pertinência triangulares (nível do reservatório de cal)

Para melhor entendimento, apresentaremos a seguir uma breve descrição das funções de pertinência apresentadas na figura 5. A função Nível-, corresponde a uma tendência de diminuição no nível do leite de cal. Por esse motivo, apresenta o valor máximo de pertinência ($f_p=1$) no valor mínimo do universo de discurso escalado (-1). A função Nível_0 corresponde a uma não variação do nível de leite de cal, apresentando o valor máximo de pertinência ($f_p=1$) no valor médio do universo de discurso escalado (0). Finalmente, a função Nível+ corresponde a uma tendência de elevação no nível do leite de cal. Apresentando o valor máximo de pertinência ($f_p=1$) no valor máximo do universo de discurso escalado (1).

3.3 REGRAS DE IMPLICAÇÃO

Outro componente importante do controlador *fuzzy* é a base de regras. Nela, traduzem-se as experiências dos operadores do processo, de forma linguística. Para o controlador *fuzzy*, módulo



2, neste trabalho, foram utilizados os atributos variação negativa (-), variação zero (0) e variação positiva (+), logo, temos três condições de operação para cada uma das grandezas envolvidas. Por exemplo, a condição de nível do reservatório com variação negativa (-) 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 as condições de pH de entrada com variação positiva (+) e vazão de entrada com variação negativa (-), que exigiriam 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 variação do pH de entrada for negativa, a variação do nível de solução de cal for também negativa e a variação da vazão de entrada de caldo for positiva, então o incremento a ser dado à abertura da válvula de cal deverá ser grande”. Esta descrição, feita repete-se para as outras variáveis, sendo desnecessário o seu detalhamento neste texto.

Seguindo-se esse procedimento, para o módulo 2 do controlador Fuzzy, foram estabelecidas vinte e sete regras de implicação correspondendo a três variáveis fuzzificadas de entrada com três funções de pertinência, cada uma. Elas atuam no sentido de interferir no controle de abertura e fechamento da válvula de controle em função das perturbações da vazão de entrada do caldo, ph do caldo de entrada, nível do tanque de cal.

Cada regra relaciona uma função de pertinência de cada entrada. Cobrindo-se o universo de possibilidades, escolhe-se a ação de controle para cada uma delas. Nesta etapa pode-se recorrer ao conhecimento de um especialista. Na Figura 6, mostra-se como é feito o arranjo das combinações, para a obtenção da quantidade de possibilidades que deverão compor a base de regras para o módulo 2 e na figura 7, para o módulo 1 do controlador *fuzzy*.

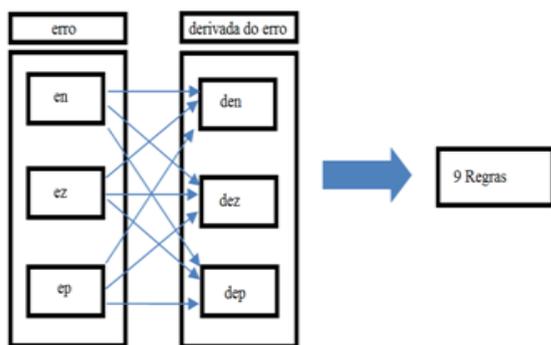


Figura 6-Possibilidade de funções de pertinência para criação de bases de regras: modulo 1

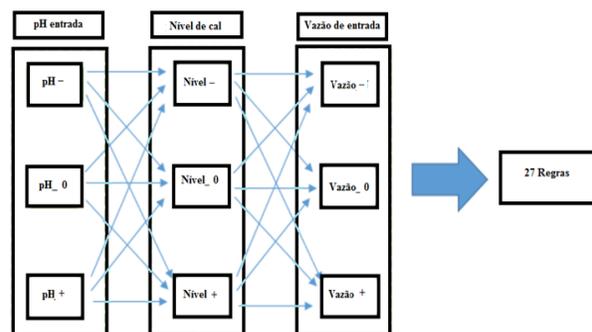


Figura 7-Possibilidade de funções de pertinência para criação de bases de regras: modulo 2



3.4 SIMULAÇÃO

O diagrama de controle, apresentado na figura 8, 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 o controlador PID. Sendo assim, os resultados dos testes realizados com o controlador proposto são apresentados na forma de gráficos.

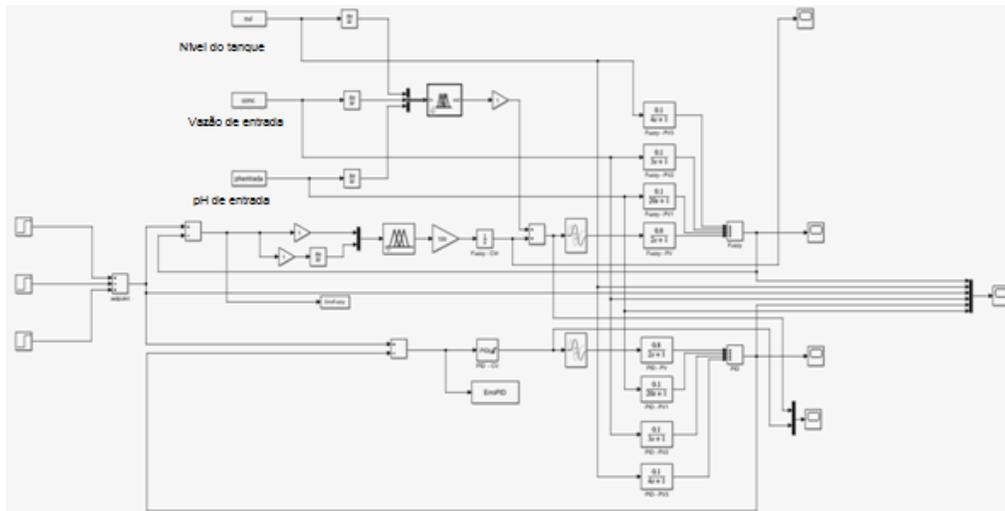


FIGURA 8- DIAGRAMA DO MATLAB/SIMULINK

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Para a simulação apresentada na figura 9, variou-se o pH de entrada e o nível do reservatório de cal, a vazão do caldo da entrada manteve-se constante em 0,2. O setpoint variou inicialmente para 0,8 e no ponto 200 da abscissa ele variou para 1. O controlador fuzzy conseguiu estabilizar a variável de processo no valor desejado, o setpoint. Já o controlador PID a partir do ponto 200 da abscissa, não consegue manter a variável de processo acompanhando o setpoint. O desempenho do controlador fuzzy pode também ser observado, tanto no que se refere às compensações das perturbações como no acompanhamento do setpoint. Para a simulação apresentada na figura 10, variou-se a vazão de entrada e o nível do reservatório de cal, o pH de entrada manteve-se constante em 0,6. O setpoint variou inicialmente para 0,8 e no ponto 200 da abscissa ele variou para 1. Neste caso, tanto o controlador fuzzy quanto o controlador PID conseguiram estabilizar a variável de processo no valor desejado, o *setpoint*. Entretanto, podemos perceber a eficácia do controlador *fuzzy*, já no início da simulação, se antecipando ao controlador PID, fazendo a variável de processo se estabilizar mais rapidamente. O mesmo acontece no ponto 200 da abscissa onde tivemos variação no *setpoint*. No ponto da abscissa próximo de 600 temos uma perturbação na vazão do caldo de entrada e o controlador fuzzy mantém a variável de processo dentro do valor desejado, o *setpoint*. Já o PID nesse mesmo ponto não consegue



manter a variável de processo acompanhando o *setpoint*. Para a simulação apresentada na figura 11, variou-se a vazão de entrada, o nível do reservatório de cal, o pH de entrada. O *setpoint* variou inicialmente para 0,8 e no ponto 150 da abscissa ele variou para 0,2 e no ponto 250 da abscissa mesmo variou para 0,9. Essas variações do *setpoint* mostram claramente a eficácia do controlador *fuzzy* e o atraso do PID quanto a manter a variável de processo acompanhando o *setpoint*.

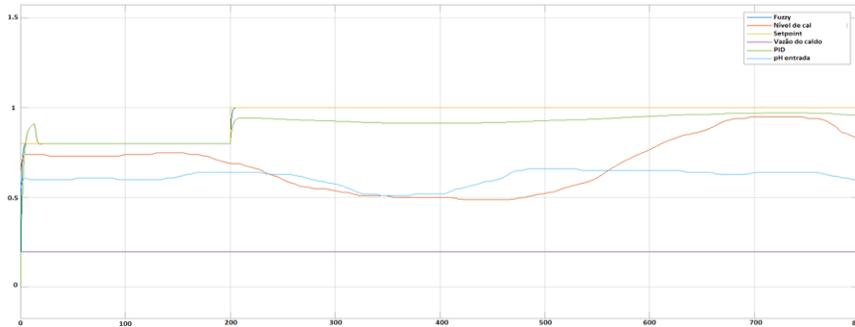


Figura 9 – Resposta ao degrau, às variações no nível do cal e do pH do caldo, e a vazão do caldo da entrada constante.

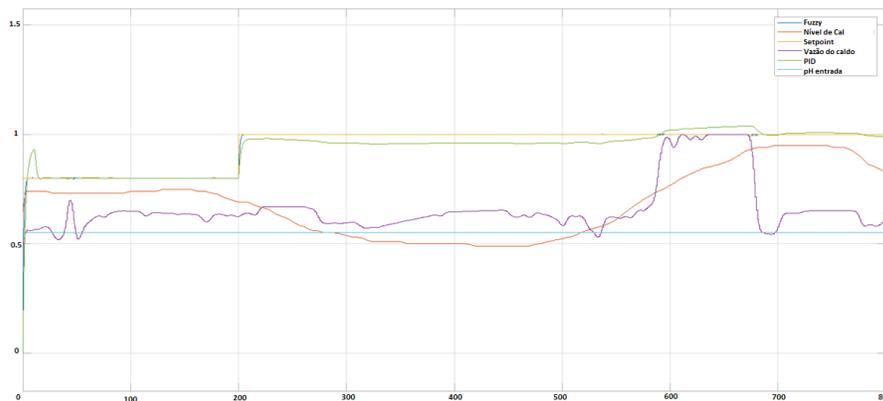


Figura 10 – Resposta ao degrau, às variações no nível do cal e da vazão, pH do caldo da entrada constante.

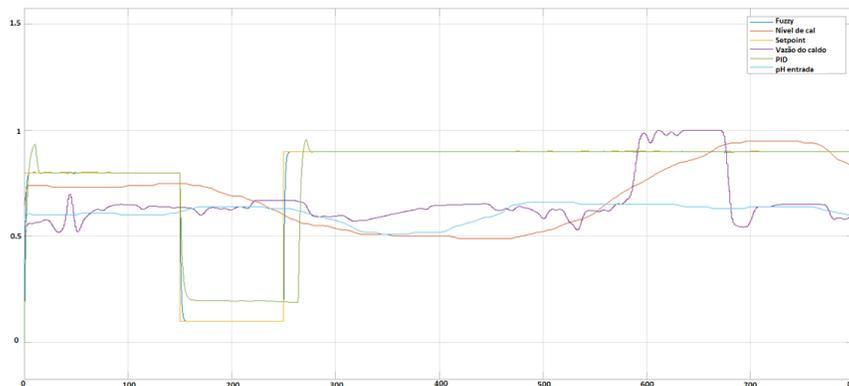


Figura 11 – Resposta ao degrau e as variações do nível de cal, da vazão do caldo e do pH entrada.



5. CONCLUSÃO

A comparação dos resultados das simulações obtidos com controladores PID convencionais e os controladores fuzzy, indicam a conveniência do uso de sistemas fuzzy para o controle de pH em usinas de produção de açúcar. Nessa análise entre os dois controladores, podemos evidenciar a ação preditiva do controlador fuzzy permitindo uma redução significativa da variabilidade do erro de regime permanente, indicando por parte do controlador fuzzy um melhor acompanhamento da variável de processo quanto ao valor do setpoint, ou seja, que a diferença entre os valores da variável de processo e o valor de setpoint, é menor. Além do mais a arquitetura do controlador fuzzy que evidencia a eficácia das informações dos medidores de nível, pH e vazão, poderá ser ainda ser modificada no sentido de se incluírem outras perturbações para outras aplicações. Ampliando as possibilidades de aplicações da presente proposta que 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, G.; 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.
-



AGEITEC. (*Agência Embrapa de Informação e Tecnologia*). Disponível em <http://www.agencia.cnptia.embrapa.br> . Acesso em Dezembro 2019

SINGH, P.K.; BHANOT, S.; MOHANTA, H.K. *Differential Evolution based Optimal Fuzzy Logic Control of pH Neutralization Process*. International Conference for Convergence of Technology – India, 2014.

SINGH, P.K.; BHANOT, S.; MOHANTA, H. K.; BANSAL, V. *Self-Tuned Fuzzy Logic Control of a pH Neutralization Process*. Proceedings of the 21st International Conference on Automation & Computing, University of Strathclyde, Glasgow, UK, 11-12 September 2015

SUCHITHRA, R.; SRUTHILAY, V.; SNEHA,V.; SHANMATHI, R.; NAVASEELAN, P. *pH Controller for Water Treatment Using Fuzzy Logic*. 2016 IEEE International Conference on Technological Innovations in ICT For Agriculture and Rural Development (TIAR 2016)