



19 A 22 DE SETEMBRO 2010
FOZ DO IGUAÇU/PR

REALIZAÇÃO



APOIO



PATROCÍNIO



Departamento de Engenharia Química - UEM
Faculdade de Engenharia Química - UNICAMP
Associação Brasileira de Engenharia Química - ABEQ



SISTEMA DE CONTROLE DE UMIDADE RELATIVA DO AR PARA AERAÇÃO DE PROCESSOS DE FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO EM TEMPERATURA ESTÁVEL

R. F. Fonseca^{1,2}, V. Bertucci Neto¹, C. S. Farinas¹, R. A. Ramos²

¹ Embrapa Instrumentação Agropecuária
email: victor@cnpdia.embrapa.br

² Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos
email: rfrederico@gmail.com

RESUMO – Os processos de fermentação em estado sólido existem há muitos séculos nas civilizações orientais, porém são domésticos e não favorecem a produção de metabólitos em larga escala. Hoje em dia, para desenvolvê-los em escala industrial é necessário aprofundar o estudo da dinâmica das variáveis ambientais responsáveis pela manutenção da atividade biológica. O objetivo desse trabalho é controlar a umidade relativa do ar na aeração do biorreator, para uma determinada faixa de fluxo. Para tanto, foi aplicado um controlador do tipo proporcional-integral, cujos parâmetros foram obtidos a partir do método de Ziegler-Nichols. O sistema em malha fechada foi capaz de controlar a umidade relativa, em regime permanente, com erro inferior a 3% (para a faixa de fluxo de ar entre 12 mL/min e 36 mL/min). Este sistema é bastante útil para estudar e caracterizar o crescimento biológico e a atividade enzimática correlacionada ao balanço de massa de água no processo.

PALAVRAS-CHAVE: controle; instrumentação; fermentação em estado sólido.

1. INTRODUÇÃO

1.1. Fermentação em Estado Sólido

Na natureza, uma das principais funções dos fungos é a produção de enzimas hidrolíticas para a quebra de moléculas de origem orgânica em outras menores, que podem ser absorvidas na forma de alimento por esses microorganismos. Essa capacidade dos fungos é explorada, hoje em dia, em vários processos industriais na produção de metabólitos utilizados nas indústrias alimentícias, farmacêuticas, agropecuária e, mais recentemente, na produção de combustíveis renováveis (Nagel, 2001).

Os processos de FES podem ser descritos como o crescimento de microorganismos em substratos sólidos sem excesso de água. Esses processos são vantajosos com relação aos de Fermentação Submersa (FS) devido à possibilidade de utilização de resíduos agro-industriais sólidos, pela menor produção de dejetos, menor uso de água, maior produtividade e menor custo na produção de metabólitos por quantidade produzida (Sargantis *et al*, 1993).

Apesar dessas vantagens, a FES ainda não é aplicada amplamente em escala industrial devido à dificuldade de controle e monitoração das variáveis durante o processo. Isso ocorre devido à ausência de água livre no processo, a baixa condutividade térmica dos substratos sólidos e a baixa



capacidade térmica do ar, que limitam a remoção de calor produzida pelo crescimento fúngico (Weber *et al*, 1999).

A aeração dos biorreatores de FES é considerada um fator crítico na produtividade do processo. Além de prover O_2 aos microorganismos, também retira o CO_2 produzido, entre outros elementos voláteis expelidos durante a fermentação. A taxa de aeração também pode ser aplicada, de maneira integrada, ao controle da umidade relativa e da temperatura do ar passante, e ao controle da temperatura durante a fermentação (Castañeda *et al*, 1992).

Para cada tipo de biorreator a aeração e a remoção de calor são feitas de modo particular. Para o biorreator em colunas, Castañeda *et al*. (1992) utilizam um borbulhador conectado na entrada da coluna de fermentação. A temperatura do ar que passa no mesmo é praticamente a mesma da temperatura do banho onde estão imersas as colunas e a umidade relativa do ar que entra nas colunas é sempre saturada (100%). von Meien (2004) utiliza também a estratégia do ar saturado, mas variando a sua temperatura torna-se capaz de obter a umidade relativa desejada.

Outra forma de se controlar a umidade relativa do ar, aliada ao controle do fluxo passante, é descrita por Bertucci *et al* (2009) que consiste em somar proporcionalmente um fluxo controlado de ar seco com outro de ar saturado de forma a se obter tanto fluxo quanto umidade relativa constantes.

O desenvolvimento do sistema de controle dessas variáveis de entrada em função do monitoramento das condições internas do reator pode garantir um bom desempenho para a produtividade enzimática em larga escala. Isso é possível quando se associa o controle das variáveis de entrada com a possibilidade de se retirar calor do meio. Esse arraste se dá através de um processo de convecção, conhecido como resfriamento evaporativo, que torna o sistema capaz retirar o calor gerado pelos fungos (Durand, 2002). Isso pode permitir a

elaboração de novos conceitos de biorreatores em larga escala.

1.2 Controladores Proporcional-Integral-Derivativo

Os controladores são partes fundamentais nos sistemas realimentados, pois são eles que corrigem o erro entre a saída e a referência desejada da variável controlada, conforme mostrado na Figura 1.

Existem vários tipos de controladores diferentes sendo utilizados hoje em dia. Os mais amplamente utilizados em aplicações industriais são do tipo proporcional-integral-derivativo (PID) Aström (2001). Neste controlador, conforme os ajustes dos parâmetros apresentados na Figura 1 - a saber, K_p (ganho proporcional), T_i (tempo integrativo) e T_d ; (tempo derivativo) - pode-se determinar o tempo de reposta, o tempo de acomodação, a estabilidade e o erro de regime do sistema, conforme as necessidades do projeto. (Ogata 1997; Jantzen, 2007).

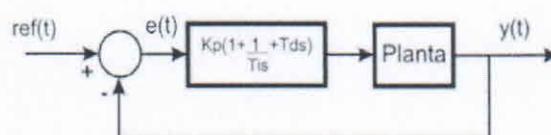


Figura 1: Sistema de controle realimentado com controlador PID com seus respectivos parâmetros: K_p , T_i e T_d , e sinal de erro a ser controlado, $e(t)$, em função da referência dada pelo usuário, $ref(t)$.

Um método bastante difundido para a seleção dos parâmetros de controladores PID foi desenvolvido na década de 1940 e é conhecido como método de Ziegler-Nichols (ZN) (Aström and Hägglund, 1995). O método é baseado na resposta degrau unitário do sistema real ou no valor do ganho proporcional do controlador, Figura 2.

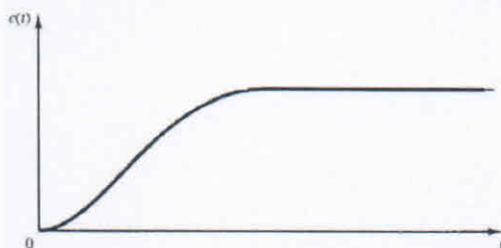


Figura 2: Resposta típica para sistemas segunda ordem sem integrador nem pólos complexo-conjugados dominantes.

A escolha do tipo do controlador se faz de acordo com as necessidades do projeto (Jantzen, 2007). Para o trabalho atual, os principais objetivos a serem alcançados pelo controlador é a estabilidade em malha fechada e minimização do erro de regime permanente das condições da aeração durante um longo período de tempo, mesmo sob influência das variações da temperatura ambiente que ocorrem ao longo do dia, em um biorreator de FES de escala laboratorial do tipo colunas.

2. Materiais e Métodos

Todos os experimentos foram realizados no biorreator de escala de bancada existente no Laboratório de Agroenergia da Embrapa Instrumentação Agropecuária, São Carlos, Brasil. Um dos objetivos desse biorreator é estudar o efeito das variáveis operacionais nos processos de FES.

Conforme já descrito, a idéia principal para se controlar a umidade relativa é a somar uma parte de fluxo de ar saturado com outro de ar seco para se obter a umidade relativa desejada pelo usuário, independente do fluxo de ar que estiver passando pelo biorreator.

A Figura 3, que ilustra o diagrama das partes físicas do sistema de aeração do reator de FES.

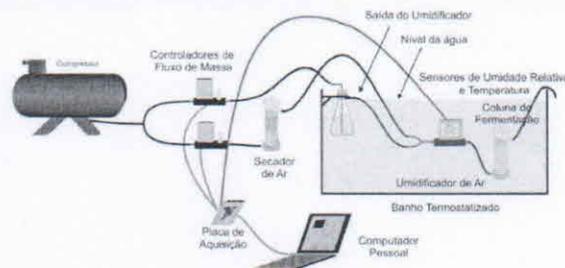


Figura 3: Diagrama de partes físicas do sistema de alimentação do reator de fermentação em estado sólido.

Para o projeto do controlador necessário para atingir os índices de desempenho desejados, foram levantadas as respostas a degraus de umidade relativa aplicados ao sistema em malha aberta. As curvas obtidas fornecem informações a respeito do modelo matemático para se simular o controlador, e também as características necessárias para o método de Ziegler-Nichols de obtenção de controladores.

A Figura 4 e a Equação 1 descrevem como obter o controlador a partir desse método (Aström and Hägglund, 1995).

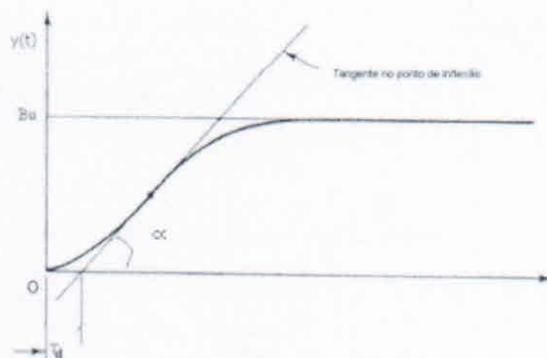


Figura 4: Ilustração da obtenção dos parâmetros de um controlador PID através do método de Ziegler-Nichols.

$$k = \frac{0,9}{\tan \alpha * Td}$$

$$Ti = 3,3 * Td$$

$$C(s) = kp * \left(1 + \frac{1}{Ti*s}\right) \quad (1)$$



No entanto, o método de Ziegler-Nichols retorna um controlador cuja atuação causa na saída um sobressinal de até 25%.

Segundo Jantzen (2007) é possível melhorar os índices de desempenho dos compensadores alterando-se os ganhos proporcional e integrativo, conforme a Tabela 1.

Tabela 1: Regras para ajuste manual para controladores PI.

Ação	Tempo de resposta	Sobressinal	Estabilidade
Aumentar K_p	Mais rápido	Aumenta	Diminui
Aumentar $1/T_i$	Mais rápido	Aumenta	Diminui

As simulações foram realizadas no *Simulink* e os modelos das plantas levantados pelo *toolbox ident*, ambos do Matlab (2007).

3. RESULTADOS E DISCUSSÕES

As respostas foram obtidas a partir da aplicação de degraus de umidade variando entre 70% e 85% de fluxo úmido em razão do fluxo total de massa. Foram realizados três testes, sendo um para o fluxo de 12mL/min, outro para 24mL/min e por último 36mL/min. Os dados obtidos foram separados por planta em função do fluxo. Esses foram aplicados no *toolbox ident* do Matlab, a fim de obter uma função de transferência que descreva matematicamente a resposta do sistema real. As curvas obtidas em função do degrau de umidade são mostradas na Figura 5.

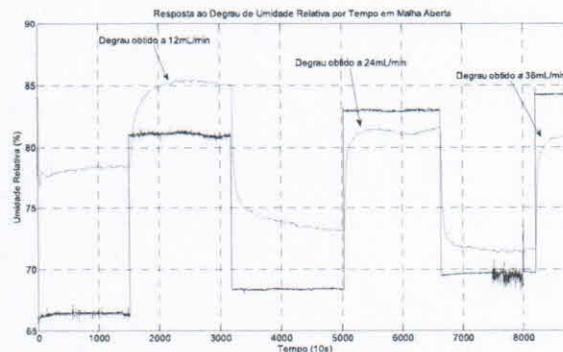


Figura 5: Respostas do sistema, em preto, aos degraus de umidade relativa, em azul, para os fluxos de 12mL/min, 24mL/min e 36mL/min.

É possível notar na Figura 4 que o controlador de razão de fluxo de massa possui um erro em relação à referência, embora tal erro seja aceitável para fins práticos. Também se observa que, conforme se aumenta o fluxo de ar, diminui tanto o tempo de resposta quanto o atraso da planta, e da mesma forma aumenta-se a amplitude da resposta. Na Tabela 2 estão os dados do tempo de resposta e atraso para cada fluxo de ar.

Tabela 2: Tempos de resposta, atraso e amplitude da resposta ao degrau de umidade relativa em malha aberta, inicial de 70% e final de 85%.

Fluxo de ar (mL/min)	Tempo de Atraso (s)	Tempo de Resposta (s)	Amplitude do Degrau
12	180s	7120s	7,10%
24	80s	3290s	8,36%
36	60s	3320s	9,36%

As funções de transferência de cada uma dessas plantas são descritas pelas funções $G_{12}(s)$, $G_{24}(s)$ e $G_{36}(s)$, conforme as Equações 2, 3 e 4.

$$G_{12}(s) = \frac{k_{12}}{504100*s^2 + 1562*s + 1} \quad (2)$$

$$G_{24}(s) = \frac{k_{24}*0,96}{54289*s^2 + 512,6*s + 1} \quad (3)$$



$$G_{36}(s) = \frac{k_{36} \cdot 0,95}{35650 \cdot s^2 + 377,6 \cdot s + 1} \quad (4)$$

As Figuras 6, 7 e 8 mostram as respostas das plantas reais e das plantas modeladas, para os fluxos de 12mL/min, 24mL/min e 36mL/min, respectivamente.

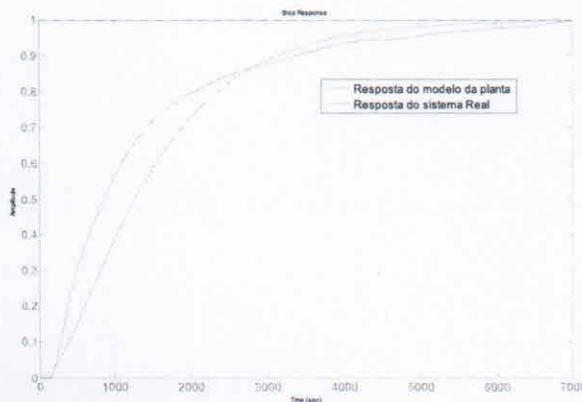


Figura 6: Resposta ao degrau unitário de umidade relativa para um fluxo de 12mL/min.

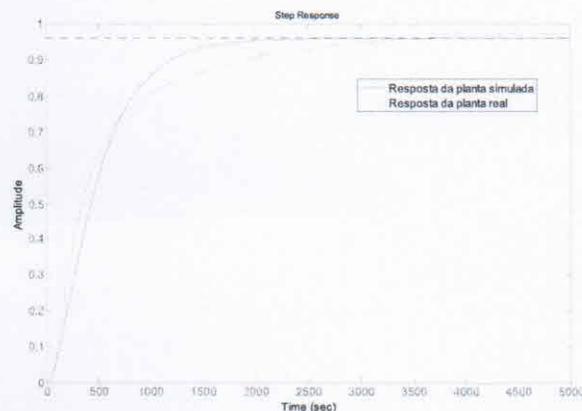


Figura 7: Resposta ao degrau unitário de umidade relativa para um fluxo de 24mL/min.

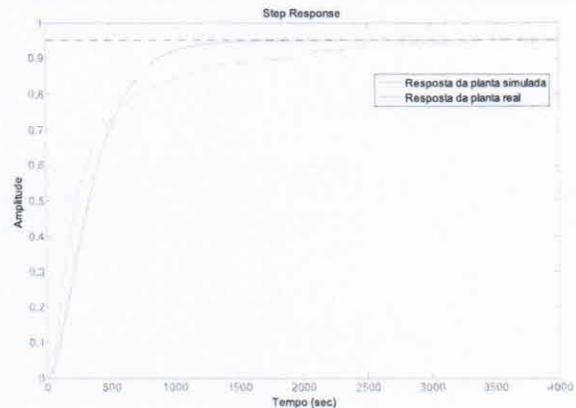


Figura 8: Resposta ao degrau unitário de umidade relativa para um fluxo de 36mL/min.

Aplicando os critérios da Figura 4 nas Figuras 6, 7 e 8, obtêm-se os dados da Tabela 3.

Tabela 3: Dados para obtenção dos controladores PI a partir do método de ZN

	Td	α
Figura 2	150s	0,0054
Figura 3	60s	0,0146
Figura 4	40s	0,0249

A Tabela 4 é o resultado da aplicação dos dados da Tabela 3 na Equação 1 para obtenção do compensador PI.

Tabela 4: Dados para K e Ti a partir do método de ZN.

Planta	12mL/min	24 mL/min	36 mL/min
k	1,10	1,03	0,90
Ti (s)	495	198	132

A aplicação mencionada no parágrafo anterior resulta nas equações dos compensadores C12(s), C24(s) e C36(s), Equações 5, 6 e 7, respectivamente, a serem aplicados no diagrama de malha fechada da Figura 9.

$$C_{12}(s) = \frac{1,1 \cdot s + 0,022}{s} \quad (5)$$

$$C_{24}(s) = \frac{1,03 \cdot s + 0,052}{s} \quad (6)$$



$$C36(s) = \frac{0,9*s+0,068}{s} \quad (7)$$

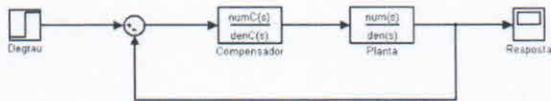


Figura 9: Diagrama de malha fechada, ou realimentação através do compensador.

Estes modelos foram aplicados no Simulink do Matlab para se obter as respostas dos sistemas em malha fechada com os respectivos compensadores em cada uma das plantas, conforme a Figura 10.

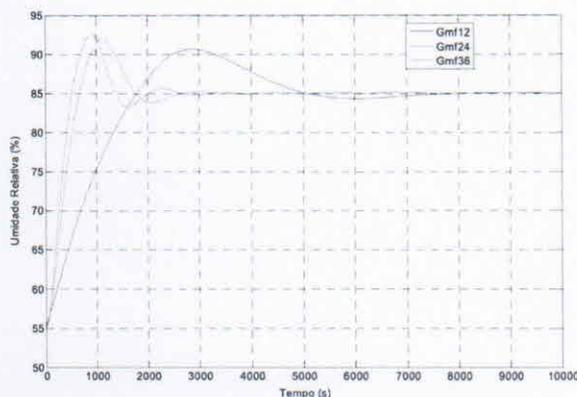


Figura 10: Resposta ao degrau de umidade relativa para os as planta controladas segundo os compensadores PI das Equações 5 a 7, sendo a curva azul a resposta da Eq. 5, a verde da Eq. 6 e a vermelha da Eq. 7. Na figura, Gmf12, Gmf24 e Gmf36 são as respostas em malha fechada para as planta das Equações 2, 3 e 4 respectivamente.

Observa-se que, no presente trabalho, os principais objetivo são obter estabilidade do sistema de malha fechada e minimizar o erro de regime permanente, pois os transitórios observados são próximos de 2 horas e um processo de fermentação em estado sólido normalmente dura mais do que 72 horas.

Observando o objetivo desse trabalho e as regras citadas por Jantzen (2007) na Tabela 1, alterou-se os ganhos do

compensador da Equação 5, com um pequeno aumento de k_p e diminuição de T_i , e repetindo esse resultado para as outras duas plantas, a fim de que se tenha um único controlador capaz de controlar a umidade relativa, independente das variações do fluxo e da temperatura ambiente. Os valores de K_p e T_i se tornam então: $k_p=1,35$ e $T_i=434s$, ou $1/T_i=0,022.s^{-1}$. A equação 8 representa o controlador escolhido e o resultado pode ser observado na Figura 11.

$$C(s) = \frac{1,35(s+0,022)}{s} \quad (8)$$

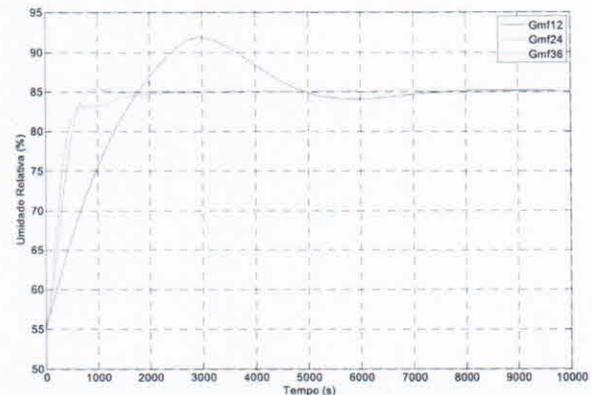


Figura 11: Resultado da simulação da alteração dos ganhos de k_p e k_i para um compensador PI comum a todas as plantas. Na figura, Gmf12, Gmf24 e Gmf36 são as respostas em malha fechada para as plantas das Equações 2, 3 e 4 respectivamente.

Para um estudo mais efetivo da estabilidade do sistema foi aplicado um distúrbio nas plantas simuladas. Esse distúrbio é causado principalmente pela variação da temperatura na saída do umidificador de ar visto na Figura 1, devido a variações no nível da água no banho termostaticado. Sabe-se, por experiência com o sistema, que tal distúrbio produz interferências significativas no resultado da umidade relativa na saída do processo Assim, foi simulado esse problema conforme o diagrama de blocos da Figura 12.

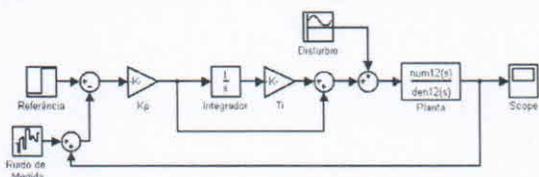


Figura 12: Diagrama de blocos com interferência causada por alterações físicas do sistema.

Assumindo que a umidade relativa do ar que sai do umidificador a 32°C esteja saturada, uma queda de 2°C faz condensar cerca de 3 gramas de água por quilograma de ar. Ao retornar para a temperatura de 32°C, a umidade relativa do ar passante diminui para 89%, causando o distúrbio simulado. Essas variações podem ser lidas nas curvas psicrométricas da Figura 13, através do programa ACTION psychometrics. A Tabela 5 mostra quantitativamente essas variações.

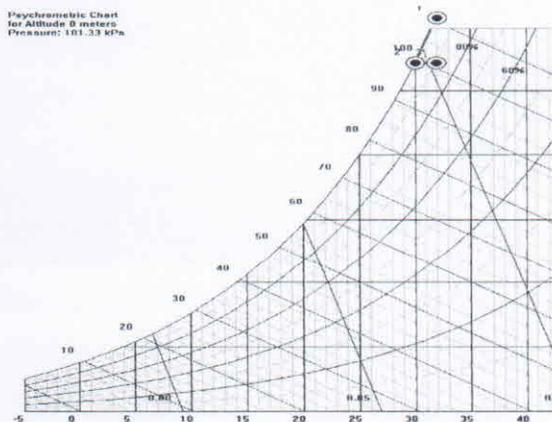


Figura 13: Análise dos efeitos da diminuição da temperatura numa linha de ar saturado em umidade.

Tabela 5: Variação da umidade relativa numa linha de ar saturada em função das variações da temperatura.

Temperatura do ar (°C)	Umidade Relativa (%)	Razão de massa (kg/kg)
32	100	0,03078
30	100	0,02735
32	89,46	0,02734

A queda no nível da água do banho se da principalmente pela evaporação da mesma, logo sendo uma variação lenta e gradual. A simulação do distúrbio no sistema em malha fechada foi feita utilizando-se de uma onda do tipo “dente de serra” com amplitude de 11% da umidade máxima, resultando na curva da Figura 14.

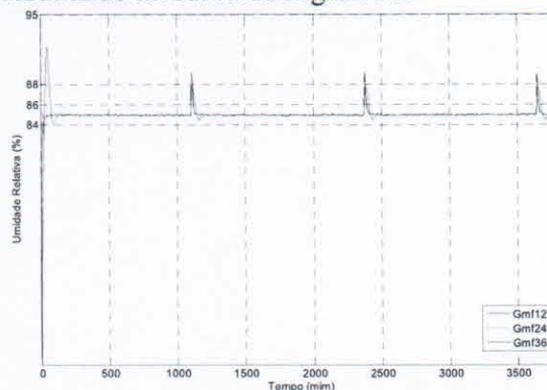


Figura 14: Resposta do sistema simulado em função do distúrbio aplicado.

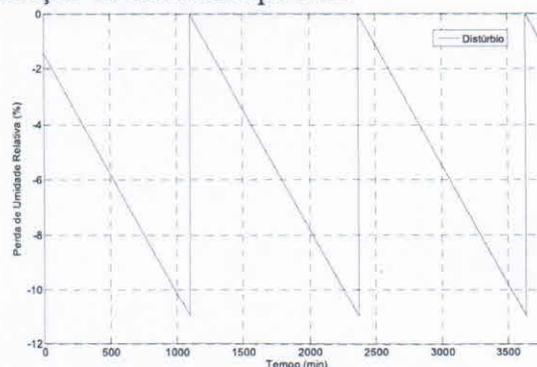


Figura 15: Distúrbio no sistema simulado em função da diminuição do nível da água no banho e reposição manual da massa perdida pelo efeito da evaporação.

Observa-se que a interferência com amplitude de até 11% na entrada da planta ao ser controlada pelo compensador tem seu efeito diminuído para menos de 4% da referência de controle.

Por fim, retirando-se o distúrbio e aplicando-se o controlador escolhido na planta real obtêm-se as respostas da Figuras 16, 17 e 18, para os fluxos de 12mL/min, 24mL/min e 36 mL/min, respectivamente.

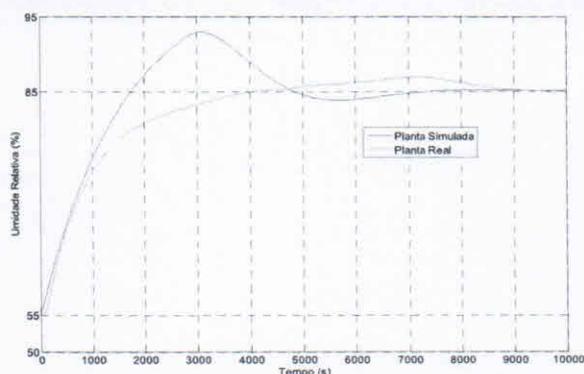


Figura 16: Comparação da resposta em malha fechada dos sistemas real e simulado para um fluxo de 12mL/min.

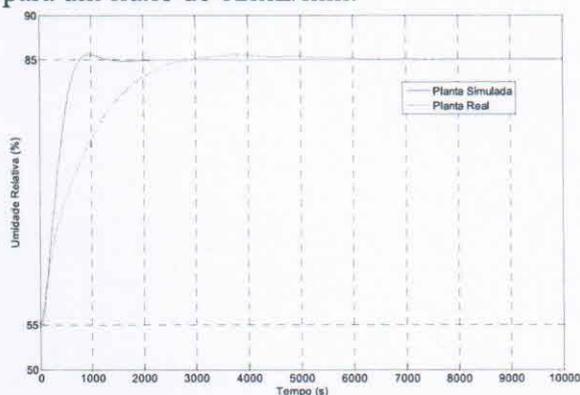


Figura 17: Comparação da resposta em malha fechada dos sistemas real e simulado para um fluxo de 24mL/min.

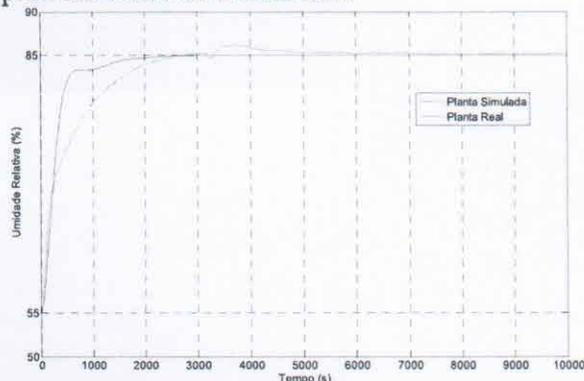


Figura 18: Comparação da resposta em malha fechada dos sistemas real e simulado para um fluxo de 36mL/min.

A Figura 19 mostra o resultado da aplicação do controlador escolhido durante três experimentos diferentes.

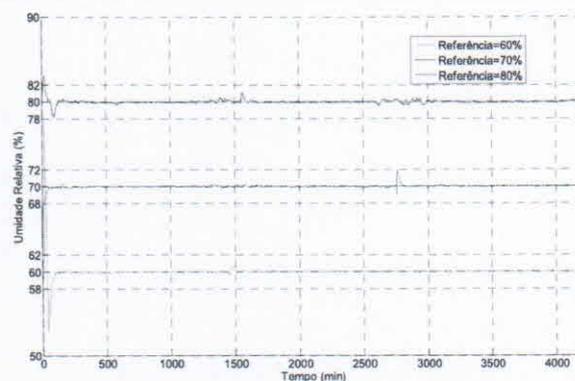


Figura 19: Resultado do controlador escolhido aplicado na planta real do sistema, para três experimentos distintos. A curva em vermelho segue uma referência de 60% de umidade relativa e um fluxo de 12mL/min. A curva em azul possui uma referência de 70% de umidade relativa e um fluxo de 24mL/min. A curva em preto tem referência de 80% de umidade relativa e fluxo de 12mL/min.

Observa-se na Figura 19 algumas oscilações na umidade relativa semelhantes aquelas obtidas na Figura 14, no entanto com amplitude menor. Essas são o efeito da reposição da água perdida pelo banho quando necessário, o que na prática ocorre em situações menos críticas em relação ao nível do banho do que as condições simuladas.

Cabe ressaltar que as condições citadas na Figura 19 são largamente utilizadas durante as fermentações realizadas no Laboratório de Agroenergia da Embrapa Instrumentação Agropecuária.

4. Conclusão

O projeto de controladores para sistemas de aeração de reatores de FES é um importante passo para a caracterização dos processos de fermentação. Tal caracterização tem o objetivo de identificar nos sistemas de escala laboratorial, as melhores condições ambientais para uma posterior passagem dos mesmos para a escala industrial.

Apesar de sua simplicidade, observou-se que o método de Ziegler-Nichols é capaz



de retornar um controlador com índices de desempenho próximos dos desejados. A variante deste método descrita por Jantzen (2007) que foi utilizada neste trabalho, foi capaz de alcançar um bom desempenho no quesito estabilidade do sistema, quando se diminuiu a constante $1/T_i$ e aumentou o ganho proporcional K_p . Como pode ser verificado pela proposta do trabalho e no resultado da Figura 19, o processo é estável para uma ampla faixa de condições de operação.

Os resultados apresentados mostram que o controlador obtido através do método utilizado garante a estabilidade da umidade relativa da aeração do reator frente às variações do ambiente externo ao biorreator e do fluxo, sendo capaz de manter as condições desejadas pelo usuário durante um longo período de tempo.

Os resultados obtidos nas Figuras 16 a 18 possuem algumas diferenças com relação à planta simulada e a planta real. Essas diferenças podem ocorrer devido ao efeito dos pólos e zeros não mapeados nos modelos matemáticos das Equações 2 a 4, mas também devido ao efeito da inserção do controlador em um sistema não linear, cabendo maiores estudos com relação a esses efeitos. Outra direção futura desta pesquisa é a busca por um processo automático de sintonia de um único controlador PI para todos os modelos identificados para a planta em diversas condições de operação distintas.

5. Nomenclatura

K_p : Ganho proporcional do controlado
PI.

T_i : Tempo integrativo do controlador
PI.

s : Nas equações de 1 a 7, é a transformada de Laplace de dx/dt . Nas Figuras 1 a 15 representa o tempo em segundos.

mL/min: Fluxo de ar em mililitros por minuto.

°C: Temperatura em graus Célsius.

%: percentual de umidade relativa a uma determinada temperatura em graus Célsius.

6. Referências Bibliográficas

ASTRÖM, K., J., HÄGGLUND, T., The future of PID control, *Control Engineering Practice*, vol 9, pg. 1165 – 1175, 2001.

ASTRÖM, K., J., HÄGGLUND, T., “Automatic tuning of PID controllers”, Chapter 52, *The Control Handbook*, IEEE/CRC Press, 1995, W. S. Levine ed.

BERTUCCI-NETO, V., FONSECA, R. F., FRANCISCO, R. A., FARINAS, C. S., COURI, S., Controle de fluxo e umidade de ar para processos de produção de celulases. 1º Congresso Brasileiro sobre Florestas Energéticas, Anais do congresso, Belo Horizonte, 2009.

CASTAÑEDA, G. S., HERNÁNDEZ, M. R. T., LONSANE, B. K., NAVARRO, J. M., ROUSOS, S., DUFOUR, D., RAIMBAULT, M., On-line Automated Monitoring and Control Systems for CO₂ and O₂ in Aerobic and Anaerobic Solid-State Fermentations, *Process Biochemistry*, vol. 29, pg 13-24, 1994.

DURAND, A., Bioreactor Designs for Solid State Fermentation, *Biochemical Engineering Journal*, vol. 13, pg. 113-125, 2002.

JANTZEN, J., Foundations of fuzzy control, John Wiley & Sons, 209 pg, 2007.

NAGEL, F. J. I., TAMBPER, J., BAKKER, M. S. N., RINZEMA, A. Temperature Control In A Continuously Mixed Bioreactor For Solid-State Fermentation, *Biotechnology And Bioengineering*, vol. 72, January 20, 2001.

OGATA, K., Modern control engineering, Prentice Hall, 997 pg, 1997.

SARGANTIS, J., KARIM, M. N., MURPHY, V. G., RYOO, D. Effect Of Operating Conditions On Solid Substrate



Fermentation, Biotechnology and Bioengineering, vol. 42, pg 149-158, 1993.

VON MEIEN, O. F., LUZ JR, L., F., L., MITCHELL, D., A., PEREZ-CORREA, R., AGOSIN, E., FERNÁNDEZ-FERNÁNDEZ, M., ARCAS, J., A., Control strategies for intermittently mixed, forcefully aerated solid-state fermentation bioreactors based on the analysis of a distributed parameter model. Chemical Engineering Science, vol 59, pg. 4493 – 4504, 2004.

WEBER, F. J., TRAMPER, J., RINZEMA, A. A Simplified Material and Energy Balance Approach for Process Development and Scale-Up of *Coniothyrium minutans* Conidia Production by Solid-State Cultivation in a Packed-Bed Reactor, Biotechnology and Bioengineering, vol. 65, pg 447-458, 1999.