

Modelagem fenomenológica de biorreator industrial para a produção de etanol

Zanardi, M. S.¹; Gomes, I. A.²; Costa Jr., E. F.¹

1 Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Espírito Santo, Alegre, ES, Brasil
2 Linhares Agroindustrial (LASA), Linhares, ES, Brasil

Resumo

O etanol ou álcool etílico é um importante bicomcombustível, sendo uma alternativa eficiente para o petróleo. O Brasil se destaca como o segundo maior produtor de etanol do mundo, sendo pioneiro no uso comercial do álcool combustível. No Brasil, praticamente toda a produção de etanol é proveniente da fermentação pela levedura *Saccharomyces Cerevisiae* da sacarose, proveniente do caldo da cana-de-açúcar, na ausência de oxigênio. Como cada empresa cultiva suas leveduras, as condições operacionais variam de uma indústria para a outra, devido a diferenças nas cepas de leveduras. Neste contexto, a modelagem dos biorreatores empregados na produção de etanol é importante na simulação de novas condições operacionais, objetivando-se a otimização do processo. Neste trabalho, um biorreator contínuo e perfeitamente agitado é modelado por meio dos balanços dinâmicos de massa para as concentrações de substrato (sacarose), produto (etanol) e de células. A equação empregada para a descrição da cinética da reação e os valores de seus parâmetros foram obtidos da literatura. Resultados da influência das condições operacionais na eficiência do biorreator são apresentados e discutidos, sendo todos coerentes com as informações reportadas na literatura e com a realidade industrial.

Keywords (Palavras chaves): etanol, modelagem fenomenológica, fermentação.

1. Introdução

O Brasil é o líder mundial na tecnologia de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar. A transformação de sacarose em etanol e CO₂ (produtos principais) envolve 12 reações em sequência, biocatalisadas pela levedura *Saccharomyces Cerevisiae* [1]. As etapas principais são a hidrólise da sacarose em glicose e frutose (equação 1) e a produção de etanol em anaerobiose (equação 2).



A cinética da reação é afetada por diversos fatores, principalmente pela linhagem da levedura. Cada uma das cepas tem suas características próprias, afetadas pelas condições em que o processo fermentativo se desenvolve, tornando as condições operacionais diferentes de uma indústria para a outra [1].

Neste trabalho tem o objetivo de modelar um biorreator contínuo e perfeitamente agitado por meio dos balanços dinâmicos de massa para as concentrações de substrato (sacarose), produto (etanol) e de células. A equação empregada para a descrição da cinética da reação e os valores de seus parâmetros foram obtidos da literatura.

2. Materiais e métodos

As seguintes considerações foram adotadas para o modelo: (i) mistura ideal, (ii) não há arraste de etanol na saída de CO₂, (iii) as vazões volumétricas de entrada e saída são iguais e (iv) volume constante.

Para realizar o balanço material é necessário conhecer a cinética da reação, como cada levedura tem suas características próprias a cinética é muito afetada. Existem várias equações que descrevem a velocidade específica do crescimento celular (μ) na literatura. A equação 3 leva em consideração a inibição pelo substrato e o envenenamento pelo produto [2].

$$\mu = \mu_{\max} \left(\frac{C_s}{C_s + K_s + \frac{C_s^2}{K_i}} \right) \cdot \left(1 - \frac{C_p}{P_{\max}} \right)^{y_n} \quad (3)$$

Onde μ_{\max} representa a velocidade específica de reação, C_s é a concentração de saída do substrato, K_s corresponde a constante de saturação do substrato, K_i é a constante de inibição pelo substrato, P_{\max} a concentração máxima de produto, C_p a concentração final de produto e y_n o fator potência de inibição do produto.

As equações de taxa para cada componente se relacionam pela seguinte equação [3].

$$r_x = C_x \cdot \mu = r_s \cdot Y_{x/s} = r_p \cdot \frac{Y_{x/s}}{Y_{p/s}} \quad (4) \quad (4)$$

Onde representa C_x a concentração de células, $Y_{x/s}$ o rendimento em células e $Y_{p/s}$ o rendimento em etanol. De posse dessas informações e do balanço dinâmico de massa o modelo matemático para cada componente substrato (equação 5), etanol (equação 6) e células (equação 7) foi realizado.

$$\frac{dC_s}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{s0} - C_s) - C_x \cdot \mu_{max} \cdot \left(\frac{C_s}{C_s + K_s + \frac{C_s^2}{K_i}} \right) \cdot \left(1 - \frac{C_p}{P_{max}} \right)^{y_n} \cdot \frac{1}{Y_{x/s}} \quad (5)$$

$$\frac{dC_p}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{p0} - C_p) + C_x \cdot \mu_{max} \cdot \left(\frac{C_s}{C_s + K_s + \frac{C_s^2}{K_i}} \right) \cdot \left(1 - \frac{C_p}{P_{max}} \right)^{y_n} \cdot \frac{Y_{p/s}}{Y_{x/s}} \quad (6)$$

$$\frac{dC_x}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{x0} - C_x) + C_x \cdot \mu_{max} \cdot \left(\frac{C_s}{C_s + K_s + \frac{C_s^2}{K_i}} \right) \cdot \left(1 - \frac{C_p}{P_{max}} \right)^{y_n} \quad (7)$$

Onde V representa o volume do reator e F a vazão dos componentes. Os parâmetros que melhor satisfaz a equação (3) para situação industrial são $K_s = 3 \text{ Kg/m}^3$, $P_{max} = 92 \text{ Kg/m}^3$, $K_i = 27 \text{ Kg/m}^3$, $\mu_{max} = 0,0001388 \text{ s}^{-1}$ e $y_n = 5,3$. A razão $Y_{x/s}$ e $Y_{p/s}$ adotadas foram 0,026 e 0,426 respectivamente [4]. O sistema de EDOs resultante é altamente não linear e não tem solução analítica, sendo integrado numericamente por meio do método de *Runge-Kutta* de quarta ordem.

3. Resultados e discussão

Na indústria avaliada o volume do primeiro reator, analisado neste trabalho, é 800 m^3 , a vazão $0,0444 \text{ m}^3/\text{s}$ e C_{s0} é 115 Kg/m^3 . A Figura 1 ilustra a concentração dos componentes com o tempo. A concentração de substrato diminui enquanto a de produto aumenta, até atingir o estado estacionário. Para atingir a condição industrial a concentração de célula foi estimada, sendo o valor de entrada no reator igual 13 kg/m^3 .

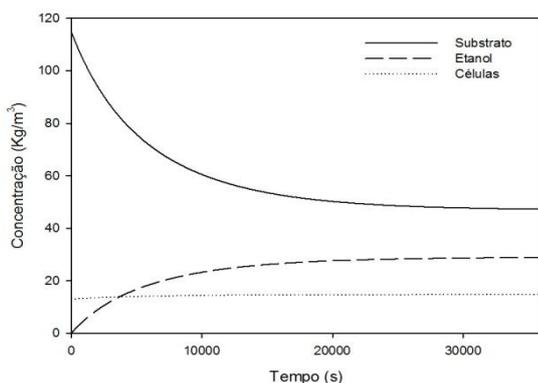


Figura 1: Variação da concentração com o tempo

A concentração de álcool inicial no processo afeta a produção. Para as mesmas condições da Figura 1 diferenciada apenas por C_{p0} igual a 10 Kg/m^3 há uma queda de 31% de etanol em relação à C_{p0} nulo. Isso ocorre freqüentemente em reatores em série.

Outra condição a ser analisada é a vazão de alimentação. Na indústria a vazão é função da quantidade de cana moída, esse valor pode variar afetando a produção. A figura 2 mostra que um aumento nessa vazão acarreta na diminuição da produção. O efeito inverso ocorre no aumento do volume do reator.

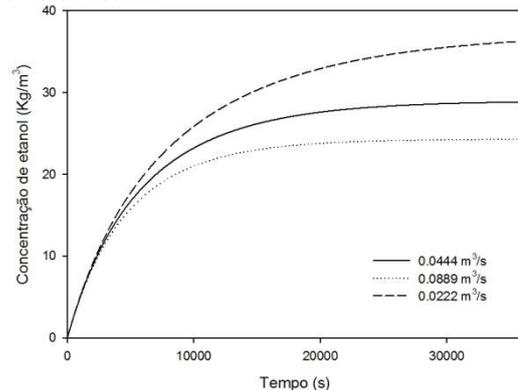


Figura 2: Variação da concentração de etanol com a mudança da vazão de alimentação.

4 Conclusão

A modelagem em biorreatores é importante para se conhecer a variação das concentrações com o tempo e os fatores que influenciam na eficiência do processo. Como continuação deste trabalho, para se descrever o processo real em estudo, serão avaliadas diferentes equações cinéticas, sendo os parâmetros das mesmas estimados.

5. Referências

- [1] LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANE, W.; SCHMIDEL, W. Biotecnologia industrial: Processos Fermentativos e enzimáticos. V3. São Paulo: Edgard Blucher, 2001.
- [2] TOSETTO, G. M. Influência da Matéria-Prima no Comportamento Cinético de Levedura na Produção de Etanol. 95 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade estadual de Campinas, São Paulo, 2002.
- [3] LEVENSPIEL, O. Engenharia das reações químicas. São Paulo: Edgard Blucher, 2000.
- [4] PORTO, L. M. Modelagem de processo industrial de fermentação alcoólica contínua com reatores de mistura ligados em série I. 139 f. Dissertação (Doutorado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, 2005.