



SINAFERM 2011

XVIII Simpósio Nacional de Bioprocessos

Realização:



Associação Brasileira
de Engenharia Química

ISSN 2236-5184

Universidade de Caxias do Sul
Cidade Universitária - Bloco M - UCS Teatro
Caxias do Sul, Rio Grande do Sul, Brasil
24 a 27 de julho de 2011

Todos os direitos reservados - Desenvolvido por Adaltech Soluções para Eventos



Transferência de Massa em Biorreatores Pneumáticos operando com Suspensões de Bagaço de Cana de Açúcar

Mateus Nordi Esperança¹, Cristiane Sanchez Farinas², Alberto Colli Badino Júnior¹ e Teresa Cristina Zangirolami¹

¹Universidade Federal de São Carlos – Departamento de Engenharia Química
Caixa Postal 1352 – 95070-560 São Carlos – SP – E-mail: mateusne@yahoo.com.br

²Embrapa Instrumentação Agropecuária
Caixa Postal 741 – 13560-970 São Carlos – SP

RESUMO

Biorreatores pneumáticos vêm se tornando uma importante alternativa aos reatores convencionais, principalmente em processos que envolvem fermentação de fungos filamentosos em meios contendo sólidos em suspensão. Contudo, torna-se necessária a quantificação da influência de variáveis como a vazão de ar e a carga de sólidos em suspensão, em parâmetros como o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{LA}). Nesse contexto, este trabalho teve como objetivo verificar a influência dessas variáveis, no k_{LA} , na presença de dois tipos de bagaço-de-cana e em diferentes tipos de reatores pneumáticos. Verificou-se que a influência da vazão de ar é mais significativa sobre o k_{LA} , quando comparada àquela exercida pela carga de sólidos. A variação de escala aumentou a influência da carga de sólidos sobre o k_{LA} , enquanto que a influência de vazão de ar pouco se modificou. Já as variações do tipo de reator apresentaram pequenas variações na influência sobre o k_{LA} .

Palavras-chave: biorreatores pneumáticos; bagaço de cana de açúcar; transferência de massa.

INTRODUÇÃO

A elevada complexidade estrutural da celulose dificulta a sua degradação, sendo necessária uma complexa mistura de enzimas celulolíticas, cuja produção pode ser feita utilizando-se fungos filamentosos como os do gênero *Trichoderma* e *Aspergillus*. Biorreatores do tipo tanque agitado e aerado são amplamente utilizados no cultivo de fungos filamentosos em fermentações submersas (FS), porém, reatores não-convencionais do tipo pneumático vêm adquirindo importância relevante no campo da Biotecnologia. Nesse tipo de reator, a agitação é promovida pela injeção de ar ou outro gás através de dispersor localizado na base do fermentador, evitando assim a necessidade de agitador mecânico. Além disso, fatores como alta transferência de oxigênio, menor custo e menor consumo de potência quando comparados aos biorreatores convencionais, tornam os reatores pneumáticos potencialmente aplicáveis a bioprocessos (Cerri, 2005).

Sistemas trifásicos visando à produção de enzimas celulolíticas vêm sendo apresentados recentemente na literatura, variando-se principalmente o tipo de substrato sólido



XVIII Simpósio Nacional de Bioprocessos
Caxias do Sul/RS - 24 a 27 de julho de 2011

INAFERM 2011

e o fungo filamentoso (Ahamed & Vermette, 2010; Kim *et al.*, 1997; Siedenberg *et al.*, 1997). No entanto, os estudos estão focados no desempenho dos biorreatores pneumáticos quando comparados ao fermentador convencional, explorando-se pouco aspectos mais fundamentais como a transferência de massa e a hidrodinâmica. O parâmetro utilizado para a quantificação da transferência de massa é o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$), sendo o mesmo influenciado pela vazão de ar, carga de sólidos e pela configuração do biorreator pneumático.

Desta forma, o objetivo deste trabalho foi avaliar a transferência de oxigênio utilizando-se dois tipos de bagaço de cana (*in natura* e explodido), em diferentes configurações de biorreatores pneumáticos (coluna de bolhas, *airlift* de cilindros concêntricos e *airlift* tipo *split-cylinder*) sob diferentes condições de aeração e carga de sólidos.

MATERIAL E MÉTODOS

Estudou-se a transferência de oxigênio em reatores pneumáticos utilizando-se um sistema trifásico, com fase sólida composta por bagaço de cana de açúcar *in natura* ou explodido (fornecidos pela Usina Nardini, Vista Alegre do Alto, SP), água destilada como fase líquida e ar como fase gasosa. O bagaço de cana apresentava diâmetro médio de partícula (d_p) em diferentes faixas granulométricas, obtidas empregando-se peneiras da série Tyler. As diferentes suspensões de bagaço são apresentadas na **Tabela 1**.

Tabela 1 – Composição das suspensões de bagaço de cana.

Suspensão	Fase sólida	Faixa de d_p (mm)	Observação
BCIN-1	bagaço de cana <i>in natura</i>	0,425 - 0,710	-
BCIN-2	bagaço de cana <i>in natura</i>	0,212 - 0,425	-
BCIN-3	bagaço de cana <i>in natura</i>	0,425 - 0,710	suplementado com antiespumante
BCIN-4	bagaço de cana <i>in natura</i>	0,212 - 0,425	suplementado com antiespumante
BCE-1	bagaço de cana explodido	0,425 - 1,000	suplementado com antiespumante
BCE-2	bagaço de cana explodido	0,106 - 0,425	suplementado com antiespumante

A suplementação com antiespumante correspondeu à adição de 2,0 mL de polipropileno-glicol diluído (emulsão de 30% em água destilada).

Os experimentos foram conduzidos a 32°C em reatores pneumáticos de 2,0 e 5,0L do tipo coluna de bolhas, *airlift* de cilindros concêntricos e *airlift* tipo *split-cylinder*. Estes estavam equipados com fluxômetro de massa, eletrodo e analisador de O₂ dissolvido, sistema de controle de temperatura e sistema de aquisição de dados da concentração de O₂ em tempo real. A **Figura 1** apresenta um esquema dos três biorreatores.

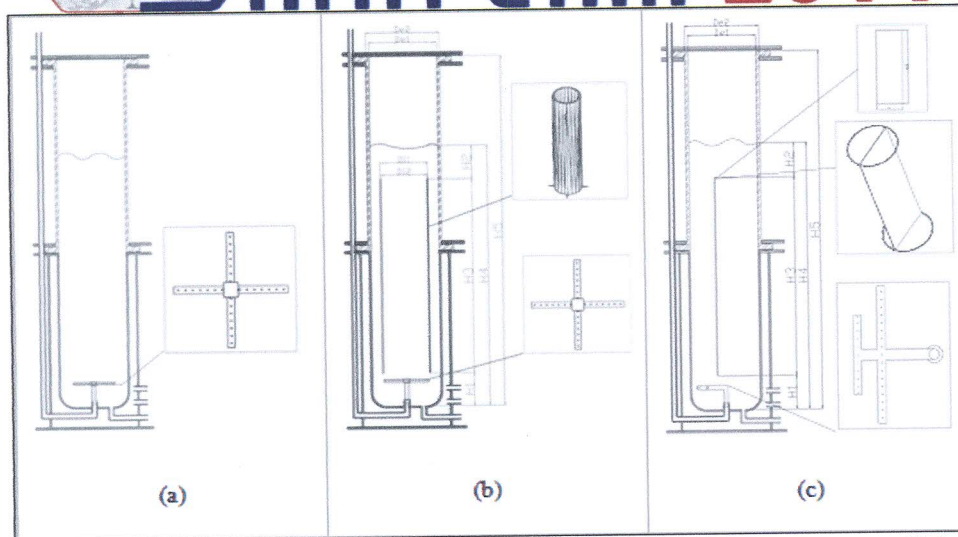


Figura 1 – Esquema representativo dos três reatores pneumáticos: (a) Coluna de bolhas (CB), (b) Airlift de cilindros concêntricos (ACC), (c) Airlift tipo *split-cylinder* (ASC).

O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$) foi estimado através do método dinâmico proposto por Chisti (1989), considerando-se o atraso da resposta do eletrodo (Aiba *et al.*, 1973). Esta metodologia baseia-se na utilização de um eletrodo para determinação da concentração de O_2 dissolvido no meio trifásico. Inicialmente, realiza-se a calibração do sensor sob condição de saturação de O_2 no meio. Em seguida, retira-se todo o oxigênio dissolvido (OD) do sistema através do borbulhamento de nitrogênio. Então, inicia-se a alimentação de ar ao sistema à vazão constante previamente definida, com simultânea aquisição de dados da concentração de OD em função do tempo, até que ocorra a saturação, obtendo-se um gráfico representado na Figura 2.

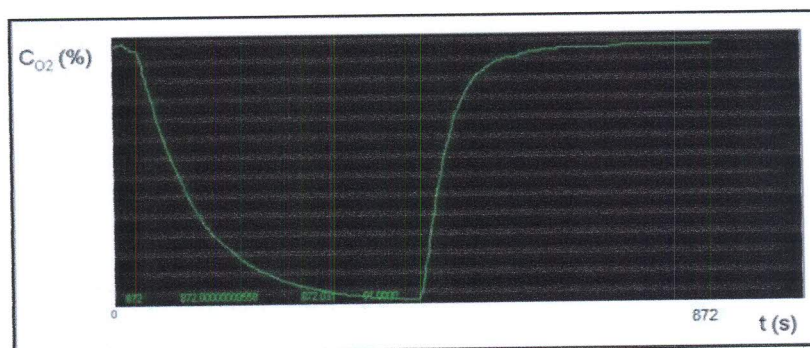


Figura 2 – Concentração de OD em função do tempo.

Através de uma ferramenta computacional (Jesus *et al.*, 2007), os dados foram ajustados a Equação 1 utilizando-se o algoritmo de Marquardt, estimando-se assim o $k_L a$.

$$C = C_{e0} \cdot e^{-k_e(t-t_0)} + C_{es} \cdot (1 - e^{-k_e(t-t_0)}) + \frac{k_e(C_{es} - C_0)}{k_e - k_L a} (e^{-k_e(t-t_0)} - e^{-k_L a(t-t_0)}) \quad \text{Eq. 1}$$

onde: C_{e0} é a concentração de O_2 lida pelo eletrodo no início da aeração; C_{es} é a concentração

de O_2 lida pelo eletrodo na saturação e k_e é a constante de atraso do eletrodo; estimada como sendo o inverso do tempo de resposta do eletrodo (τ), ou seja, o tempo necessário para que o eletrodo atinja uma concentração de 63,2% quando exposto ao ar atmosférico.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

A partir de valores de k_{La} para as diferentes suspensões de bagaço, obtidos no reator *airlift* de cilindros concêntricos de 2 L, foi ajustado um modelo descrito pela **Equação 2**:

$$k_{La} = \alpha \cdot (\%s)^{\beta} \cdot (Q_{AR})^{\chi} \quad \text{Eq. 2}$$

onde Q_{AR} é a vazão de ar (L/min); $\%s$ é a carga de sólidos em suspensão (% m/v); e α , β e χ são os parâmetros da equação. A **Tabela 2** apresenta os valores dos parâmetros obtidos do ajuste. São apresentados também os valores dos coeficientes de determinação (R^2).

Tabela 2 – Parâmetros da Equação 2, obtidos para o reator *airlift* de cilindros concêntricos de 2 L.

Suspensão	Parâmetro			
	α	β	χ	R^2
BCIN-1	0,007	-0,04	0,90	0,82
BCIN-2	0,006	-0,05	0,96	0,93
BCIN-3	0,004	-0,05	0,90	0,70
BCIN-4	0,003	-0,03	0,90	0,76
BCE-1	0,004	-0,02	0,90	0,86
BCE-2	0,005	0,01	0,84	0,95

Para as suspensões BCIN-1 e BCIN-2 a faixa de operação correspondeu a vazões de ar entre 10,0 e 20,0 L/min e carga de sólidos entre 0,01 e 0,5 %, enquanto que para as outras suspensões essa faixa de operação foi de 15,0 a 35,0 L/min e 0,013 a 2,0% de carga de sólidos.

Observa-se que cada um dos parâmetros apresentaram valores variando numa mesma ordem de grandeza, para os diferentes tipos de suspensão. Verifica-se que os valores do expoente χ foram todos próximos a 0,90 enquanto que os valores de β variam de -0,005 a 0,01. Logo, a influência do tipo de bagaço sobre as condições operacionais não foi significativa. Observa-se também que a influência da vazão de ar (Q_{AR}) foi mais significativa que a observada para a carga de sólidos ($\%s$), sendo esta praticamente nula na faixa experimental estudada. Além disso, como era esperado, a influência de Q_{AR} sobre o k_{La} foi positiva, fato contrário àquele observado para $\%s$.

Estendeu-se a análise feita anteriormente aos dados de k_{La} para a suspensão BCIN-1, operando-se em três diferentes configurações de reatores pneumáticos de 5 L. A faixa de operação dos biorreatores foi de 10,0 a 30,0 L/min e carga de sólidos entre 0,013 e 2,0%. A **Tabela 3** apresenta os valores dos parâmetros.

Tabela 3 – Parâmetros da Equação 2, obtidos para os diferentes modelos de reatores pneumáticos de 5 L, operados com bagaço de cana *in natura*, com $0,425 < d_p \text{ (mm)} < 0,710$.

Reator	Parâmetros			
	α	β	χ	R^2
ACC - 2 L	0,0070	-0,04	0,90	0,82
ACC - 5 L	0,0009	-0,19	1,10	0,86
ASC	0,0008	-0,12	1,20	0,95
CB	0,0009	-0,18	1,00	0,95

ACC: *airlift* de cilindros concêntricos; ASC: *airlift* tipo *split-cylinder*; CB: coluna de bolhas.

Analisando-se o aumento de escala do reator *airlift* de cilindros concêntricos, verifica-se um discreto aumento no valor do expoente χ , de 0,9 para 1,1. Contudo, houve um aumento significativo no valor do expoente β , com valor de -0,19, cerca de cinco vezes superior ao valor observado para a escala de 2 L, o que mostra que no reator *airlift* de cilindros concêntricos de 5 L, a carga de sólidos apresenta maior influência sobre o $k_{L,a}$, porém essa influência ainda é menos significativa que a observada para a vazão de ar. Acredita-se que esse aumento na influência da carga de sólidos ocorreu devido a uma maior perda de carga no sistema, afetando a transferência de oxigênio. Comparando-se os demais tipos de reatores pneumáticos, observou-se que todos sofreram influência semelhante da vazão de ar e da carga de sólidos, com valores de β entre -0,12 e -0,19 e valores de χ variando de 1,0 a 1,2.

Por fim, o modelo representado pela Equação 3 foi ajustado aos valores experimentais de $k_{L,a}$ obtidos para biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos de 2 e 5 L, operando com a suspensão BCIN-1, de forma a avaliar a adequação do modelo para representar as influências da carga de sólidos (%_S em % m/m) e da vazão específica de alimentação de ar (Φ_{AR}) no $k_{L,a}$ em duas diferentes escalas de um mesmo modelo de biorreator. Utilizou-se grandezas específicas adimensionais a fim de retirar-se a influência da escala do modelo. A Equação 3 ilustra o modelo ajustado.

$$k_{L,a} = 0,0040 \cdot (\%_S)^{-0,11} \cdot (\Phi_{AR})^{1,50}, \quad R^2 = 0,85 \quad \text{Eq. 3}$$

Analisando-se os valores dos parâmetros obtidos pelo ajuste, verifica-se que a vazão específica de alimentação de ar (Φ_{AR}) apresenta uma influência significativa e positiva no $k_{L,a}$, seguindo a tendência observada em todos os casos anteriores para vazão de ar, contudo o valor do expoente subiu para 1,5. Esse fato deve ter ocorrido devido as diferentes faixas de operação dos biorreatores em relação à vazão específica de ar, que variou de 4,26 a 8,51 vvm para o reator *airlift* de 2L; e de 2,00 a 6,00 vvm para o reator *airlift* de 5L. Já a carga de sólidos (%_S) afeta de maneira negativa e pouco significativa, quando comparada a Φ_{AR} , sendo que o valor do expoente foi de -0,11, um valor intermediário entre aquele obtido para cada escala de biorreator isoladamente. O valor do coeficiente de determinação foi de 0,85.

CONCLUSÕES

Através desse estudo, verificou-se que o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio é afetado tanto pela vazão de ar quanto pela carga de sólidos. Enquanto a carga de sólidos afeta negativamente o valor de $k_{L,a}$, a vazão de ar influencia de maneira positiva esse parâmetro. Além disso, a influência da vazão de ar é mais significativa sobre o $k_{L,a}$,



quando comparada àquela exercida pela carga de sólidos. A análise das diferentes configurações de reatores pneumáticos permite concluir que todas as configurações apresentam comportamentos próximos em relação a influência da vazão de ar e da carga de sólidos, com pequenas variações nos parâmetros β e χ . Já os diferentes tipos de bagaço pouco afetaram esses parâmetros, indicando que o tipo de bagaço não interfere significativamente os valores de $k_{L,a}$.

AGRADECIMENTOS

À Embrapa (Projeto 03.08. 04.003) e à FAPESP (Projeto BIOEN 2008/56246-0) pelo apoio financeiro.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Ahamed, A.; Vermette, P. Effect of mechanical agitation on the production of cellulases by *Trichoderma reesei* RUT-C30 in a draft tube airlift bioreactor. *Biochem. Eng. J.*, 2010.
- Aiba, S.; Humphrey, A. E. e Millis, N. F. (1973), *Biochemical Engineering*, 2nd edition, University of Tokio Press, Tokio, Japan.
- Cerri, M. O. Avaliação das transferências de calor e massa em um biorreator airlift de bancada para a produção de ácido clavulânico. Monografia de mestrado, Departamento de Engenharia Química, UFSCar, São Carlos, SP, Brasil, 2005.
- Chisti, Y. (1989), *Airlift bioreactors*, Elsevier Science Publishers Ltd, Belfast, Northern Ireland.
- Jesus, C. D. F.; Cerri, M. O.; Futiwaki, L.; Cruz, A. J. G. e Badino, A. C. (2007), *Software para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em biorreator. Anais Sinaferm 2007*, Curitiba, PR, (CD-ROM).
- Kim, S.W.; Kang, S.W.; Lee, J.S. Cellulase and xylanase production by *Aspergillus niger* KKS in various bioreactors. *Bioresource Technology*, v.59, p.63-67, 1997.
- Siedenberg, D.; Gerlach, S. R.; Czwallina, A.; Shurgel, K.; Giuseppin, M. L. F.; Hunik, J. Production of xylanase by *Aspergillus awamori* on complex medium in stirred tank and airlift tower loop reactors. *Journal of Biotechnology*, v. 56, p.205-216, 1997.