

## SIMULACIÓN DE UN BIORREACTOR DE LECHO FIJO A ESCALA INDUSTRIAL

Dra. C. María Caridad Julián-Ricardo<sup>1</sup>, [maria.julian@reduc.edu.cu](mailto:maria.julian@reduc.edu.cu),

Dr. C. Luis Beltrán Ramos-Sánchez<sup>1</sup>, Ing. Angel Osvaldo Gómez-Atanay<sup>II</sup>

<sup>I</sup>Universidad de Camagüey, Cuba, <sup>II</sup>Empresa Soluciones Mecánicas de Camagüey

*El trabajo tiene como objetivo simular el comportamiento de un biorreactor de lecho fijo a escala industrial que establezca las bases para la optimización del proceso de enriquecimiento proteico del bagazo de caña de azúcar, empleando un modelo fenomenológico. El producto seleccionado como caso de estudio es el mismo que desarrolló en su tesis doctoral Ramos /1/, denominado BAGAMES, compuesto fundamentalmente por residuos de la Empresa Azucarera Siboney: bagazo, miel final y cachaza y con un inóculo de *Cándida utilis*. El modelo matemático empleado está validado hasta escala de 100 L, incluye el balance de masa para el crecimiento de la biomasa y para el consumo de sustrato y el balance de energía con un modelo pseudohomogéneo. La simulación del sistema se realizó con el programa MATLAB 7.0.1 (2004). Se exploraron las variables de operación: tiempo de residencia y flujo específico de aire, que han sido estudiadas en los procesos de fermentación en estado sólido (FES). Se observó que a medida que aumenta el flujo específico de aire, disminuye la temperatura media y que existe un tiempo de contacto óptimo desde el punto de vista del enriquecimiento en proteína. Se concluye que la simulación del proceso a escala industrial prevé un adecuado control del proceso para un tiempo de residencia por encima de 10 h y un flujo específico de aire superior a 0,2 L/(kg min). En estas condiciones se obtiene la máxima producción de biomasa, más de 12 % BS.*

**Palabras clave:** modelación matemática, simulación, biorreactor, FES, escalado.

*Industrial scale Fix Bed Bioreactor performance simulations, that establish a base for the proteic sugar cane bagasse enrichment, employing a phenomenological model, is the main objective of this investigation. The product selected as study case is the same was developed by Ramos /1/ in his doctoral thesis, named BAGAMES, mainly compose by Siboney Sugar Industry residuum: bagasse, molasses and mud, with and a *Candida utilis* inoculum. The mathematical model employed is validated till 100 L scale, including the masse balance for the biomass development and for substrate consumption and the energy balance with a pseudohomogeniuss model. The system simulation has made with MATLAB 7.0.1 (2004) program. Here explored the variables: residence time and specifically air flow, which has been studied in the Solid State Fermentation Process. Has observed that specifically air flow ups, as downs the middle temperature and that exist an optimums contact time for the protein enrichment. Has conclude that the industrial scale simulation process forecast a suitable process control for a residence time for over 10 h and a specifically air flow over a 0, 2 L/(kg min). In those conditions has obtained the maximuss biomass production, for over 12% BS.*

**Key words:** mathematical modeling, simulation, bioreactor, SSF, scale-up.

### Introducción

La producción de alimento animal por FES de residuos agroindustriales, principalmente, de la producción azucarera, ha tenido avances a escalas de laboratorio y de plantas pilotos, tanto por los resultados en el incremento de la masa microbiana como por la formación de productos /1-5/, pero no se ha podido extender a escala industrial /6/.

Con el cambio de escala pueden presentarse problemas importantes de diferente naturaleza: físi-

ca, química y/o biológica, según el sistema en estudio, relacionados principalmente, con el pobre mezclado y las características de transferencia de calor del sólido, con la heterogeneidad del sistema y con la manipulación del material /7-10/.

La simulación del proceso resulta de gran importancia en la determinación de los valores de las variables de operación para que el proceso sea eficiente, por lo que el objetivo de este trabajo es simular el comportamiento de un biorreactor de lecho fijo a escala industrial que establezca las

bases para la optimización del proceso de enriquecimiento proteico del bagazo de caña de azúcar, empleando un modelo fenomenológico.

## Fundamentación teórica

Se ha demostrado que los biorreactores de lecho fijo resultan adecuados en procesos de FES por su fácil construcción, manipulación y por los resultados obtenidos en cuanto calidad del producto /1-3/.

Para el diseño tecnológico a escala industrial se emplean diferentes métodos de escalado, que se pueden clasificar como escalado por teoría de la semejanza y escalado por modelación matemática. El primero, del cual se encuentran diferentes variantes, se basa en determinar los números adimensionales que caracterizan al sistema, a partir de la teoría de la semejanza. El segundo, como su nombre lo indica, se basa en el desarrollo de modelos matemáticos fundamentados fenomenológicamente ya que se corresponden con las leyes naturales en que se fundamenta el proceso tecnológico. Estos modelos describen el comportamiento del sistema reaccionante ante cualquiera de las diferentes combinaciones posibles de las variables de operación, considerando los procesos individuales de naturaleza científica que ocurren verdaderamente /11, 12, 13/.

Una vez que se cuenta con los modelos matemáticos validados para describir de forma fenomenológica el proceso fermentativo hasta escala piloto, es posible realizar simulaciones del comportamiento a escalas superiores que, según Bissio /14/ para sistemas con reactantes y productos sólidos, pueden tener factores de escala entre 10 y 200, por lo que se pueden alcanzar resultados confiables en los diseños para dimensiones típicas de los procesos industriales.

## Métodos utilizados y condiciones experimentales

### Características del proceso fermentativo

El producto seleccionado como caso de estudio es el mismo que desarrolló en su tesis doctoral

Ramos /1/. Posteriormente, este alimento se continuó perfeccionando, dentro del Proyecto financiado por el Ministerio de la Educación Superior “Enriquecimiento proteico del bagazo de caña de azúcar”, en el que se le denominó BAGAMÉS. Los residuos utilizados son el bagazo, la miel final y la cachaza de la Empresa Azucarera Siboney, en Camagüey, centro dedicado a la producción de alimento para los animales, desde que comenzó el proceso de redimensionamiento de la industria azucarera cubana. Para el inóculo, se empleó la levadura forrajera *Cándida utilis*, denominada comercialmente Torula.

## Modelo matemático del biorreactor semicontinuo de lecho fijo

### Caracterización física del biorreactor

El biorreactor de lecho fijo con aireación forzada es un equipo semicontinuo, que se caracteriza por funcionar continuamente con respecto al flujo de gas y discontinuo en relación al lecho fijo de partículas sólidas /7, 15/. Los experimentos de validación se hicieron a escala de 10 L y 100 L /6/.

### Balances de masa

El balance de masa para la biomasa se describe mediante la ecuación siguiente:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = r_X \quad (1)$$

Para la cinética del incremento de biomasa se plantea el modelo Logístico:

$$r_X = \mu_{MAX} X \left( 1 - \frac{X}{X_{MAX}} \right) \quad (2)$$

En este trabajo, la influencia de la temperatura sobre  $\mu_{MAX}$  se obtuvo a partir de los datos experimentales obtenidos por Ramos /1/. Se empleó la ecuación de *Arrhenius* modificada por Esener, utilizada comúnmente en la FES /16-20/.

$$\mu_{MAX(T)} = \frac{A \exp\left[-E_{A1}/(R(T_s + 273,15))\right]}{1 + B \exp\left[-E_{A2}/(R(T_s + 273,15))\right]} \quad (3)$$

Los parámetros del modelo se determinaron por análisis de regresión no lineal, con el programa *Statgraphic Centurion XV*, versión 15.1.02 (2006). El ajuste de la ecuación, permitió determinar tanto los factores de frecuencia como las

energías de activación en la zona de activación y la de desactivación.

Se emplearon las expresiones (4 y 5) para calcular la concentración máxima de biomasa y el rendimiento biomasa sustrato en función del temperatura /1/.

$$X_{\text{MAX}} = (-2,91458E - 3T^3 + 2,32846E - 1T^2 - 6,09138T + 6,28396E1)0,02576 \quad (4)$$

$$Y_{\text{XS}} = (-0,0001T^3 + 0,0137T^2 - 0,4143T + 6,3333)(0,1431)(0,47) \quad (5)$$

El balance de masa para el sustrato se describe por la ecuación:

$$-\frac{\partial S}{\partial t} = (-r_s) \quad (6)$$

Para la cinética del consumo de azúcares reductores, se utiliza la expresión propuesta por Pirt, utilizada comúnmente en la FES /16/:

$$-r_s = \frac{1}{Y_{\text{XS}}} r_x + m_s X \quad (7)$$

## Balance de energía

El balance de energía se planteó como lo hizo Ramos /1/, a partir del modelo pseudohomogéneo, que ha sido el más empleado para describir el comportamiento de la temperatura en biorreactores de este tipo /16, 21, 22/. En este caso se eliminó el término de transferencia de

calor por conducción radial porque en los estudios de validación del modelo a escala piloto se comprobó que la transferencia de calor por las paredes del biorreactor tiende a ser despreciable a medida que aumenta la escala, debido a la mala conductividad térmica del sólido y a la relativamente pequeña diferencia de temperaturas entre el proceso y la temperatura de los alrededores.

$$\rho_s C p_s \left( \frac{\partial T}{\partial t} \right) + \rho_A C p_A \left( v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \rho_s (1 - Y_o) (-\Delta H r) \frac{dX}{dt} \quad (8)$$

Con las siguientes condiciones iniciales y de frontera:

$$t = 0, \quad T = T_{\infty} \quad (9)$$

$$t = 0, \quad X = X_0 \quad (10)$$

$$t = 0, \quad S = S_0 \quad (11)$$

$$z = 0, \quad T = T_0 \quad (12)$$

En la tabla 1 se presentan los valores de las constantes usadas para la simulación del

biorreactor. Se incluyen también los valores iniciales que toman las variables.

Tabla 1  
Constantes usadas en la simulación del biorreactor de lecho fijo

Descripción	Símbolo	Valor y unidades	Observación
Calor metabólico	$-\Delta H_r$	89,443 kJ mol <sup>-1</sup>	Ramos, 2000
Capacidad calorífica del aire	$C_{pA}$	1,005 kJ kg <sup>-1</sup> °C	Perry y Green, 1999
Capacidad calorífica del medio	$C_{ps}$	2,4378 kJ/(kg °C)	Ramos, 2000
Constante universal de los gases	R	8,314 kJ kmol <sup>-1</sup> °C <sup>-1</sup>	Perry y Green, 1999
Constante de mantenimiento celular	$m_s$	0 kg de ART kg <sup>-1</sup> de biomasa h <sup>-1</sup>	Ramos, 2000
Densidad del aire	$\rho_A$	1,1614 kg m <sup>-3</sup>	Perry y Green, 1999
Densidad del medio	$\rho_s$	647,9450 kg/m <sup>3</sup>	Ramos, 2000
Energía de activación	$E_{A1}$	180,750 kJ mol <sup>-1</sup>	Julián, 2009
Energía de desactivación	$E_{A2}$	270,193 kJ mol <sup>-1</sup>	Julián, 2009
Factor de frecuencia en la etapa de activación	A	1,050 87 E31 h <sup>-1</sup>	Julián, 2009
Factor de frecuencia en la etapa de desactivación	B	5,121 02 E46	Julián, 2009
Concentración inicial de biomasa	$X_0$	0,0292 kg de biomasa kg <sup>-1</sup> de sólido seco	Ramos, 2000
Concentración inicial de azúcares reductores totales	$S_0$	0,37 kg de ART kg <sup>-1</sup> de sólido seco	Ramos, 2000
Humedad inicial del sólido	$Y_0$	0,66 kg de agua kg <sup>-1</sup> de sólido húmedo	Ramos, 2000
Temperatura inicial del sólido	$T_{s0}$	33 °C	Ramos, 2000
Temperatura de alimentación del aire	$T_0$	30 °C	Ramos, 2000

La simulación del sistema se realizó con el programa MATLAB 7.0.1 (2004), en el que se utilizó una herramienta modular que se confeccionó para este fin y que se ejecuta desde el módulo SIMULRSC.m/6/. Las dimensiones del biorreactor son: 2 m de altura y 3 m de diámetro, para una relación L/D igual 0,6. En estas condiciones se estima que el biorreactor tiene una capacidad aproximada de 9 t de producto húmedo.

La relación L/D y la altura elegidas están acorde con lo recomendado en la literatura/16/ para equipos donde no se utiliza sistema de enfriamiento. Mitchell y col., /23/, por ejemplo, en sus estudios de simulación encontraron que la altura crítica de la cama

(altura máxima permisible para evitar el sobrecalentamiento del medio) era de 2,5 m.

### Sensibilidad de las variables de operación

Muchas son las variables de interés en los procesos de FES, dentro de las más importantes se encuentran la relación altura/diámetro del equipo, la temperatura de entrada del aire, el tiempo de residencia y el flujo específico de aire. Se ha demostrado que a medida que aumenta la relación altura/diámetro en los biorreactores de lecho fijo, se afecta la transferencia de calor y, con ella, la eficiencia del proceso, por lo que se recomiendan

equipos de relación altura/diámetro iguales o menores que uno /24/. La temperatura de entrada del aire se ha planteado que debe mantenerse próxima a la temperatura óptima del proceso, ya que si se usan valores menores para favorecer la transferencia de calor, se enfría demasiado la zona baja del equipo y no se mejora el proceso /18 24/.

Por lo antes expuesto se decidió explorar las variables de operación: tiempo de residencia y flujo específico de aire, que han sido estudiadas en los procesos de FES en general y específicamente en la búsqueda de estrategias

para el control de la temperatura en los biorreactores de lecho fijo /2, 17/.

## Resultados y su discusión

En la figura 1 se presenta el comportamiento del promedio de la proteína verdadera y de la temperatura del medio, así como del coeficiente de variación (CV) de ésta última en todo el volumen del biorreactor, en función del tiempo de residencia desde (8-14) h y del flujo específico de aire para (0,1; 0,2; 0,3; 0,5) L/(kg min).

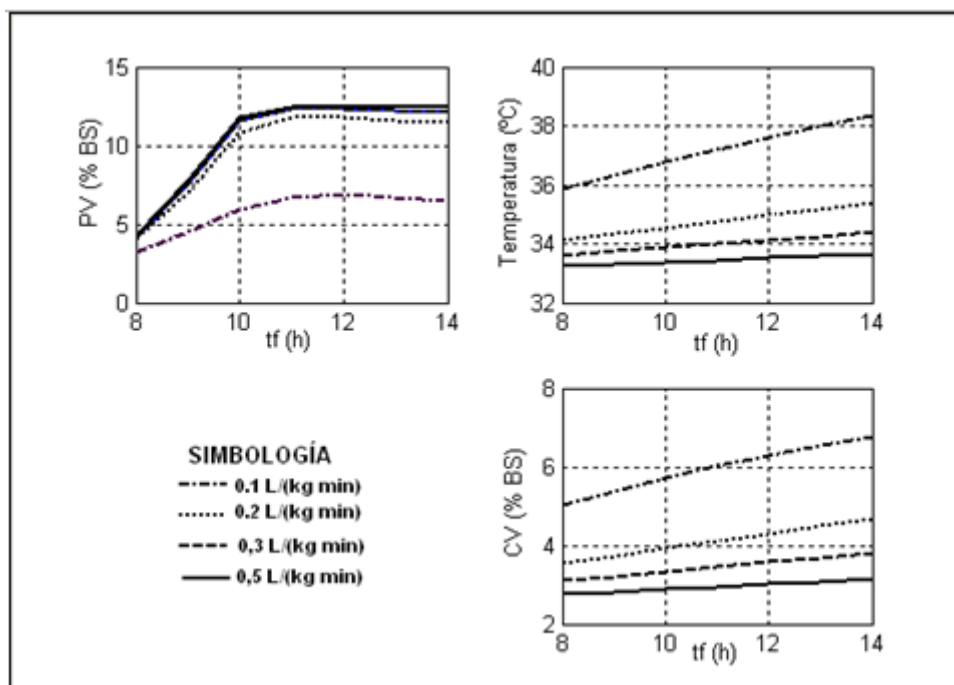


Fig. 1 Sensibilidad del sistema ante las variaciones de tiempo de residencia y flujo específico de aire.

Se observa que a medida que aumenta el flujo específico de aire, disminuye la temperatura media y el coeficiente de variación, lo cual es lógico, debido al mejor control de la temperatura en el biorreactor. La influencia del tiempo de residencia es todavía más compleja y reveladora. Existe un tiempo de contacto óptimo desde el punto de vista de la proteína pues, demasiado tiempo de contacto lleva a temperaturas medias cada vez mayores que tienden a sobrepasar la temperatura óptima del proceso desde el punto de vista de la

cinética, lo que hace que tienda a bajar la proteína verdadera media en el biorreactor. Este efecto es cada vez menos pronunciado en la medida que aumenta el flujo específico de aire y no se detecta a partir de cierto valor, en este caso 0,5 L/(kg min). Se puede decir que la influencia de estas dos variables es fuerte y no lineal pues no solo actúan individualmente sino también con una cierta interacción mutua.

Se puede afirmar que las mejores condiciones de operación se obtienen para tiempo de residen-

cia por encima de 10 h y flujo específico de aire superior a 0,2 L/(kg min).

## Conclusiones

La simulación del proceso en el biorreactor semicontinuo de lecho fijo a escala industrial prevé un adecuado control del proceso para un tiempo de residencia por encima de 10 h y un flujo específico de aire superior a 0,2 L/(kg min), con los cuales se alcanzan valores de proteína verdadera por encima de 12 % BS. Estos resultados constituyen un punto de partida para la optimización del proceso de enriquecimiento proteico del bagazo de caña de azúcar.

## Nomenclatura

**A:** factor de frecuencia en la etapa de activación  $h^{-1}$   
**B:** factor de frecuencia en la etapa de desactivación  
**CpA:** capacidad calorífica del aire  $J\ kg^{-1}\ K^{-1}$   
**CpS:** capacidad calorífica del sólido  $J\ kg^{-1}\ K^{-1}$   
**EA1:** energía de activación  $kJ\ mol^{-1}$   
**EA2:** energía de desactivación  $kJ\ mol^{-1}$   
**Fea:** flujo específico de aire  $L/(kg\ min)$   
 **$m_s$ :** constante de mantenimiento celular  $kg\ S/(kg\ X\ h)$   
**PV:** concentración de proteína verdadera % BS  
 **$r_s$ :** velocidad de consumo de sustrato  $kg\ S\ kg^{-1}\ MS\ h^{-1}$   
 **$r_x$ :** velocidad de incremento de biomasa  $kg\ X\ kg^{-1}\ MS\ h^{-1}$   
**R:** constante universal de los gases  $kJ/(kmol\ K)$   
**S:** concentración de azúcares reductores totales  $kg\ ART\ kg^{-1}\ s.\ seco$   
**T:** temperatura  $^{\circ}C$   
**t:** tiempo  $h$   
**Ts:** temperatura del sólido  $^{\circ}C$   
 **$v_z$ :** velocidad en la dirección del eje z  $m\ h^{-1}$   
**X:** concentración de biomasa.  $kg\ X\ kg^{-1}\ MS$   
 **$X_{MAX}$ :** concentración máxima posible de biomasa  $kg\ X\ kg^{-1}\ MS$   
 **$Y_{XS}$ :** rendimiento biomasa-sustrato  $mol\ mol^{-1}$  de S  
**( $-\Delta H_r$ ):** calor metabólico  $kJ\ mol^{-1}$   
 **$\mu$ :** velocidad específica de crecimiento  $h^{-1}$   
 **$\mu_{MAX}$ :** velocidad específica de crecimiento máxima  $h^{-1}$   
 **$\rho$ :** densidad  $kg\ m^{-3}$   
**o:** magnitud evaluada en las condiciones iniciales.  
**S:** magnitud evaluada en la fase sólida.

## Bibliografía

1. RAMOS, L. "Aplicación de la Modelación Matemática para el Desarrollo de la Tecnología de Fermentación del BAGARIP". Tesis en opción al grado científico de doctor en ciencias técnicas. Cuba, 2000.
2. DUSTET, J., e IZQUIERDO, E. "Enriquecimiento en proteína unicelular y obtención de celulasas: dos alternativas para la transformación del bagazo de caña de azúcar". Memorias II Conferencia Internacional de Química. Santa Clara, 2003.
3. IBARRA, A. y col. "Biotransformación del bagazo de caña por *Trichoderma viride* m5-2 en un biorreactor estático de fermentación sólida", en Revista Cubana de Ciencia Agrícola, vol. 36, No. 2, 2002. Págs. 159-165.
4. RAMOS, J., Elías, A. Y HERRERA, F. "Procesos para la producción de un alimento energético - proteico para animales. Efecto de cuatro fuentes energéticas en la fermentación en estado sólido (FES) de la caña de azúcar", en Revista Cubana de Ciencia Agrícola, vol. 40, No. 1, 2006, p. 51-58.
5. CÁRDENAS, J. R., y col. "Obtención de un alimento fermentado en estado sólido a partir del bagacillo de retorno, pulido de arroz e inóculos. Su utilización en la alimentación animal", en Revista Cubana de Ciencia Agrícola, vol. 42, No. 2, 2008, Págs. 173-176.
6. Julián, M. y RAMOS, L. "Simulación del proceso de enriquecimiento proteico del bagazo de caña de azúcar". Memorias de la III Conferencia Internacional CYTDES'2009. Camagüey, Cuba.
7. DURAND, A. "Bioreactor designs for solid state fermentation", en Biochemical Engineering Journal, No. 13, 2003, Págs. 113-125.
8. RAGHAVARAO, K., Ranganathan, T. V., Karanth, N. G. "Some engineering aspects of solid-state fermentation", en Biochemical Engineering Journal, No. 13, 2003, Págs. 127-135.
9. LEKANDA, J. S. y PÉREZ-CORREA, R. "Energy and water balances using kinetic modeling in a pilot-scale SSF bioreactor", en *Process Biochemistry*, No. 39, 2004, Págs. 1793-1802.
10. KRISHNA, C. "Solid-State Fermentation Systems-An Overview", en *Biotechnology*, No. 25, 2005, Págs. 1-30.
11. VIERA, R., LÓPEZ, S., Levi, M. "Modelación matemática para ingenieros químicos". Ed. Pueblo y Educación. Cuba, 1988.
12. \_\_\_\_\_ y SOLER, S. Diseño y análisis de reactores químicos. Ed. ENPES, Cuba, T. I, 1991.
13. GONZÁLEZ, E. "Aplicación del análisis de procesos considerando la incertidumbre en la industria de pulpa y papel". Ed. E. González, Argentina, 2003.
14. BISIO, A. y KABEL, R. "Scaleup of Chemical Processes". Ed. John Wiley and Sons, Inc. EE.UU, 1985.

- 
15. PANDEY, A. "Solid-state fermentation", en *Biochemical Engineering Journal*, No. 13, 2003, Págs. 81-84.
  16. SAUCEDO, G. y col. "Heat transfer simulation in solid substrate fermentation", en *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 35, abril 1990, Págs. 802-808.
  17. MITCHELL, D. y col. "The potential for establishment of axial temperature profiles during SSF in rotating drum bioreactors", en *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 80, No. 1, 2002, Págs. 114-122.
  18. VON MEIEN, O. y col. "Control strategies for intermittently mixed, forcefully aerated solid-state fermentation bioreactors based on the analysis of a distributed parameter model", en *Chemical Engineering Science*, No. 59, 2004, Págs. 4493-4504.
  19. DALSENTER, F. D. y col.: "A mathematical model describing the effect of temperature variations on the kinetics of microbial growth in solid-state culture", en *Process Biochemistry*, No. 40, 2005, Págs. 801-807.
  20. MARQUES, B. y col. "A Model of the Effect of the Microbial Biomass on the Isotherm of the Fermenting Solids in Solid-State Fermentation", en *Food Technol. Biotechnol.*, vol. 44, No. 4, 2006, Págs. 457-463.
  21. WEBER, F. y col. "Validation of a model for process development and scale-up of packed-bed solid-state bioreactors", en *Biotechnology and bioengineering*, vol. 77, No. 4, 2002, Págs. 381-394.
  22. DUSTET, J. e Izquierdo, E. "Aplicación de balances de masa y energía al proceso de FES de bagazo de caña de azúcar con *Aspergillus niger*", en *Biotecnología Aplicada*, vol. 21, No. 2, 2004, Págs. 85-91.
  23. MITCHELL, D. y col. "Scale-up strategies for packed-bed bioreactors for solid-state fermentation", en *Process Biochemistry*, No. 35, 1999, Págs. 167-178.
  24. \_\_\_\_\_ "A review of recent developments in modeling of microbial growth kinetics and intraparticle phenomena in solid-state fermentation", en *Biochemical Engineering Journal*, No. 17, 2004, Págs. 15-26.