

Descripción de la fermentación del bagazo de caña por *Trichoderma viride* M5-2 en un biorreactor estático mediante un modelo fenomenológico

Elaine C. Valiño¹, Adisbet Ibarra¹, Yaneisy García¹, Elena Izquierdo² y J. C. Dustet²

¹Instituto de Ciencia Animal, Apartado Postal 24, San José de las Lajas, Mayabeque, Cuba

²Instituto Superior Politécnico "José Antonio Echevarría", Facultad de Ingeniería Química, La Habana, Cuba

Correo electrónico: evalino@ica.co.cu

Para describir la fermentación del bagazo de caña por *Trichoderma viride* M5-2 en un biorreactor estático mediante un modelo fenomenológico, se utilizó el programa FERSOLID (Dustet e Izquierdo 2004). Los datos utilizados fueron los coeficientes de rendimiento, las características del reactor y el tipo de modelo cinético. Como salidas del programa se obtuvo el comportamiento del flujo de aire en función del tiempo y el temporal de la concentración de biomasa, de sustrato y humedad del sólido. Los resultados obtenidos en la descripción del modelo predicen un valor constante de flujo de aire durante todo el tiempo de fermentación, si se mantienen constantes las temperaturas de entrada y salida del aire. La concentración de sustrato mostró un comportamiento similar a la disminución que se observó experimentalmente. La biomasa final fue comparable con la estimada en el experimento a través de la proteína verdadera. Los porcentajes de humedad inicial y final, calculados por el modelo fueron prácticamente iguales, lo que no coincide con los resultados experimentales, donde hubo un incremento progresivo de la humedad del sustrato. Con este trabajo se comprobó que se puede utilizar el modelo para evaluar el funcionamiento del biorreactor, a partir de la comparación entre la información experimental y la predicha por el modelo. No obstante, los resultados de humedad merecen mayor atención para lograr el mejor ajuste inicial, y tener en cuenta el metabolismo microbiano. También es posible usarlo en el diseño de la operación de un biorreactor, siempre que se cumplan las predicciones fundamentales en las que se estableció el modelo.

Palabras clave: modelación, fermentación sólida, biorreactor, *Trichoderma viride*, bagazo

La modelación matemática constituye una herramienta importante en la simulación de los procesos fermentativos. El desarrollo de la computación y de los sistemas informáticos permite aprovechar cada día más sus ventajas y avanzar en el conocimiento de los diferentes procesos; además de ahorrar recursos y acelerar el resultado de las investigaciones (Torres y Stuart 2002, Pandey 2003, Raghavarao *et al.* 2003 y Singhanía Reeta *et al.* 2009).

Para describir los procesos de fermentación en estado sólido se han utilizado dos tipos de modelos fundamentales: los macroscópicos y los de dispersión. Los modelos macroscópicos se basan en un balance global de energía en el fermentador, al considerar la transferencia de calor al aire, la generación de calor metabólico y las pérdidas de calor a través de la pared del reactor. Este tipo de modelo no es adecuado para estimar el perfil de temperatura del aire con respecto a la altura de la cama de sólidos, ni tampoco para predecir la humedad del sólido (Rodríguez *et al.* 1991).

Los modelos de dispersión parten de la aplicación de las ecuaciones de fenómenos de transporte para describir el perfil de temperatura del aire en el interior del reactor (Ali Fanaeia *et al.* 2009), mientras que la evolución del cultivo, el consumo de oxígeno (Rajagopalan y Modak 2001) y la generación de productos metabólicos se describen mediante ecuaciones que representan un patrón de crecimiento del microorganismo y expresiones relacionadas con el balance de masa (Mitchell *et al.* 2002 y Dustet 2004).

Entre los modelos de dispersión, uno de los más recientes es el propuesto por Weber *et al.* (1999),

cuyo aporte fundamental es que considera, además del balance de energía, el balance de agua y por tanto, permite describir el comportamiento de la humedad del cultivo. En este modelo, todas las predicciones se basan en la velocidad de consumo de oxígeno que se obtiene experimentalmente, por lo que su uso está concebido para sistemas en operación en línea. Esto constituye una limitación, cuando se quiere simular o diseñar estos sistemas, ya que la mayoría de los datos que aparecen informados en la literatura se relacionan con la velocidad de crecimiento máxima de los microorganismos y con el coeficiente de rendimiento biomasa/sustrato (Dustet 2004). También existe el inconveniente de la especificidad de los procesos de fermentación en estado sólido, ya que cada proceso tendrá características particulares en dependencia del sustrato, el microorganismo, el biorreactor y las condiciones de operación que se utilicen. De ahí que sea necesario buscar modelos que logren la simulación del proceso lo más cercana posible a la realidad, es decir, encontrar los modelos de mejor ajuste a las verdaderas condiciones experimentales que se utilicen.

El objetivo de este trabajo fue describir el modelo matemático de Weber, aplicado a la transformación del bagazo de caña por la cepa *Trichoderma viride* M5-2, en un biorreactor estático de fermentación sólida.

Materiales y Métodos

Para la descripción del modelo de Weber *et al.* (1999) se empleó el programa FERSOLID, creado por profesores del Instituto Superior Politécnico "José Antonio Echevarría" (CUJAE) y basado en las

ecuaciones de dicho modelo (Izquierdo 2000).

Los datos necesarios para utilizar el programa fueron los coeficientes de rendimiento, las características del reactor y el tipo de modelo cinético. Como salidas del programa, se obtuvieron el comportamiento del flujo de aire en el tiempo que se debe suministrar al sistema, y el comportamiento temporal de la concentración de biomasa, la concentración de sustrato y la humedad del sólido.

Los resultados obtenidos con este programa se compararon con los informados por Ibarra *et al.* (2002) con lo que fue posible decidir si el modelo matemático era satisfactorio o no para describir el proceso de fermentación en el biorreactor.

Las consideraciones para el planteamiento de las ecuaciones del modelo de Weber *et al.* (1999) fueron las siguientes:

- El sistema termodinámico al cual se aplican los balances está constituido por el medio de fermentación con todas sus fases (sólido seco, agua, aire y células). Por tanto, es un sistema pseudo homogéneo. Las paredes del reactor constituyen la frontera con el medio ambiente.

- Para el balance de materiales se consideró solo el agua, el sustrato, la biomasa y el oxígeno. Esta simplificación es un procedimiento común en los procesos de fermentación, debido a su complejidad. En caso de existir la formación de un producto extracelular en cantidades apreciables, también se puede considerar.

- El calor metabólico generado durante el proceso de fermentación se puede relacionar con el consumo de oxígeno.

- El mecanismo fundamental para la extracción del calor metabólico es la evaporación del agua del sólido.

- El flujo de aire responde a un patrón ideal tipo pistón.

En este caso se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left\{ (1-\varepsilon) \sum_i C_i \cdot h_i + \varepsilon \cdot \sum_j C_j \cdot h_j \right\} = -R_o \cdot \Delta H_o - F_a \cdot \frac{\partial h_a}{\partial z} \quad 1$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \left\{ (1-\varepsilon) \cdot (X_{ws} \cdot C_s + X_{wx} \cdot C_x) + \varepsilon \cdot C_{wg} \right\} = R_w - F_a \cdot \frac{\partial y_w}{\partial z} \quad 2$$

La ecuación (1) representa el balance de energía, mientras que la ecuación (2) el balance de agua. En estas ecuaciones:

h - representa la entalpía

C - la concentración de componentes, i y j en la fase sólida húmeda y gaseosa, respectivamente

R_o y R_w - velocidad de consumo de oxígeno y de producción de agua por el metabolismo

F_a - flujo de aire seco por unidad de área del fermentador

y_w - humedad del aire

ε - porosidad de la cama

t - tiempo

z - altura de la cama de sólidos

Revista Cubana de Ciencia Agrícola, Tomo 45, Número 3, 2011.

h_a - entalpía del aire

X_w - fracción de agua en el sólido s y la biomasa x

ΔH_o - el calor estándar de combustión de un número importante de moléculas orgánicas.

Otras consideraciones que permitieron continuar simplificando las ecuaciones fueron:

- La acumulación de entalpía en los gases es despreciable comparada con la asociada al sólido húmedo.

- La variación temporal de la temperatura se desprecia con respecto al transporte convectivo de calor.

- La porosidad de la cama es constante.

- Existe un equilibrio entre el aire y el sólido húmedo en cualquier altura del reactor.

- El contenido de agua de la biomasa es constante.

- Para el balance de oxígeno, se considera que la variación temporal de la velocidad de consumo es baja con respecto al transporte de calor por convección, y que la velocidad de consumo del oxígeno es independiente de la temperatura para una diferencia requerida o fijada para el proceso que se define como la diferencia entre la temperatura de entrada y salida en la dirección altura. Por tanto, en la ecuación (1) R_o es un valor constante para un tiempo determinado en todo el biorreactor, independientemente de la posición.

- Con relación al planteamiento de los balances de materiales para el sustrato y la biomasa, se considera que las velocidades de producción de la biomasa, así como de consumo del sustrato, son proporcionales a la velocidad de consumo de oxígeno a través de los coeficientes de rendimiento respectivos. Por tanto, para un valor de tiempo determinado son constantes y tienen un único valor en todo el biorreactor.

- El término cinético, que representa la producción de agua por el metabolismo, se considera que es proporcional a la velocidad de consumo de oxígeno a través del coeficiente de rendimiento agua-oxígeno $Y_{w/o}$.

- La entalpía asociada a los sólidos y la acumulación de biomasa es despreciable con respecto al calor metabólico generado.

- La entalpía asociada con el término de acumulación de agua es despreciable comparada con el transporte axial convectivo.

Partiendo de las consideraciones anteriores, se simplifican las ecuaciones básicas (1) y (2) y se expresan entonces de la siguiente forma:

$$F_a = \frac{-R_o \cdot \Delta H_o \cdot Z_t}{[H(T_s) - H(T_e)]} \quad 1a$$

$$(1-\varepsilon) \frac{dC_w}{dt} = (Y_{w/o} - X_{wx} \cdot Y_{x/o}) \cdot R_o - F_a \cdot \frac{y_w(T_s) - y_w(T_e)}{Z_t} \quad 2a$$

En estas ecuaciones, T_s y T_e representan la temperatura de salida y de entrada del aire en el sistema, respectivamente (las que se fijan en dependencia del microorganismo utilizado). Sin embargo, Z_t es la altura total de la cama. $Y_{w/o}$ y $Y_{x/o}$

Revista Cubana de Ciencia Agrícola, Tomo 45, Número 3, 2011.

representan los rendimientos agua/oxígeno y biomasa/oxígeno, respectivamente.

Las ecuaciones cinéticas que relacionan la velocidad de consumo de oxígeno con la velocidad de producción de biomasa, de consumo del sustrato y de producción de agua por el metabolismo son:

$$R_o = -\frac{1}{Y_{x/o}} \cdot R_x \quad 3$$

Donde R_x representa la velocidad de producción de biomasa que se puede expresar por la ecuación (4):

$$\frac{dC_x}{dt} = R_x \quad 4$$

La velocidad de consumo de sustrato y la velocidad de consumo de oxígeno se pueden relacionar por el coeficiente de rendimiento sustrato oxígeno $Y_{s/o}$ según:

$$\frac{dC_s}{dt} = -Y_{s/o} \cdot R_o \quad 5$$

La velocidad de producción de agua en el metabolismo y la velocidad de consumo de oxígeno se relacionan coeficiente de rendimiento $Y_{w/o}$ por la expresión:

$$R_w = -Y_{w/o} \cdot R_o \quad 6$$

De manera similar se relacionan las velocidades de producción de biomasa y de consumo de sustrato a través del coeficiente de rendimiento biomasa sustrato, ecuación:

$$R_x = -Y_{x/s} \cdot R_s \quad 7$$

Con el objetivo de eliminar la restricción de disponer de datos del consumo experimental de oxígeno para usar el modelo propuesto, Dustet e Izquierdo (2004) presentaron una metodología que combina los enfoques cinéticos y termodinámicos del proceso de fermentación. De esta manera, con el uso de los coeficientes de rendimiento del proceso, que relacionan las velocidades entre dos componentes del sistema, es posible relacionar la velocidad de consumo de oxígeno con cualquier otra velocidad de consumo medida experimentalmente y usar el modelo sin medir la velocidad de consumo de oxígeno.

Las ecuaciones del modelo que permiten estimar los diferentes coeficientes de rendimiento a partir de consideraciones termodinámicas se presentan a continuación:

Para el coeficiente de rendimiento biomasa sustrato:

$$Y_{x/s} = \frac{\sigma_s \cdot \gamma_s}{\sigma_b \cdot \gamma_b} \cdot \eta \quad 8$$

Para el coeficiente de rendimiento biomasa oxígeno:

$$Y_{x/o} = \frac{3}{2} \cdot \frac{\eta}{\sigma_b \cdot \gamma_b (1 - \eta - \zeta_p)} \quad 9$$

Para el coeficiente de rendimiento agua oxígeno:

$$Y_{w/o} = 0.78 \cdot \left(0.75 \cdot \frac{m \cdot \gamma_b}{\eta \cdot \gamma_s} - p \right) \cdot \frac{\eta}{1 - \eta} \quad 10$$

Para el coeficiente de rendimiento sustrato oxígeno:

$$Y_{s/o} = \frac{Y_{x/o}}{Y_{x/s}} \quad 11$$

Con esta descripción se determinará si el modelo matemático es satisfactorio para la toma de decisiones.

Resultados y Discusión

La cinética del proceso de fermentación con este hongo, obtenida experimentalmente se muestra en la figura 1. Se tomó como base el comportamiento de la concentración de sustrato sólido seco con respecto al tiempo, procedimiento similar al usado por Saucedo-Castañeda *et al.* (1992). En este caso se observó un patrón de consumo de sustrato lineal, obteniéndose la siguiente expresión cinética:

$$C_s = -0.2 t + 48.94 \quad 12$$

donde la pendiente de la curva (M) es igual a 0.2 kg/h.

En las tablas 1 y 2 se muestran los parámetros estimados a partir de la solución de las ecuaciones del modelo y de las características de operación del biorreactor.

La concentración de sustrato sólido seco, hallada a través del modelo, muestra un comportamiento similar al observado experimentalmente (figura 1). La figura 2 presenta los resultados del programa para el crecimiento lineal del hongo *T. viride* M5-2 sobre el bagazo de caña. En esta figura se predice un valor constante de flujo de aire durante todo el tiempo de fermentación, si se mantienen constantes las temperaturas de entrada y salida del aire. El comportamiento del flujo de aire es similar al observado experimentalmente por Ibarra *et al.* (2002) y García *et al.* (2002), quienes utilizaron un flujo constante de 30 L/min, equivalente a 0.0091 kg/m²s.

De las suposiciones planteadas, solo la consideración relacionada con el patrón de flujo pistón del aire a través del reactor es la que debe ser garantizada por un conjunto de variables de diseño y de operación, no tomadas en cuenta en el modelo propuesto. El biorreactor utilizado en este experimento fue el diseñado por Carrasco *et al.* (1999) que satisface una de las suposiciones fundamentales del modelo, y es que se pueden despreciar los gradientes de temperatura en las direcciones radial y angular, debido a sus características de diseño, por lo que es posible esperar un patrón de flujo pistón para el

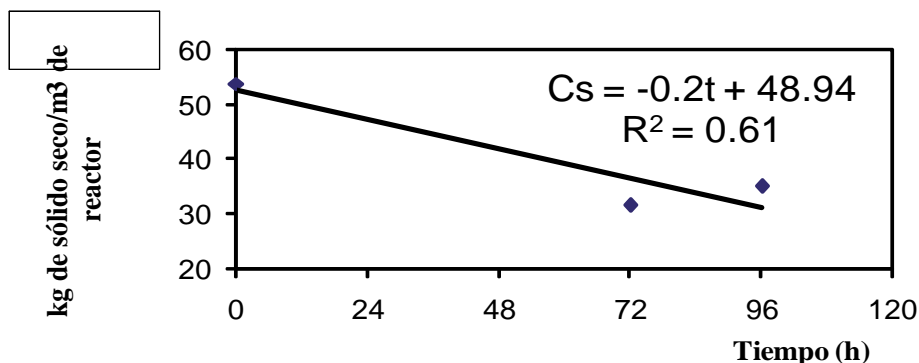


Figura 1. Comportamiento cinético del bagazo con la cepa *T. viride* M5-2 en un biorreactor estático de fermentación sólida (EE ± 0.128, NS)

Tabla 1. Parámetros estimados para la fermentación

Parámetros	$Y_{x/s}$	σ_b	γ_b	σ_s	γ_s	ϵ	η	ξ_p	$Y_{x/o}$	$Y_{w/o}$	$Y_{s/o}$
Valores	0.56	0.46	4.2	0.4	4.0	0.3	0.68	0.02	1.76	1.99	3.14
Ecuación	Erickson <i>et al.</i> 1978					Sup.	Ec.8	1- η - ϵ	Ec.9	Ec.10	Ec.11

Tabla 2. Condiciones de operación del biorreactor

Parámetros	Valores
Altura de la cama de sólidos (m)	0.3
Temperatura de entrada del aire (K)	303.0
Concentración de sólidos inertes (kg/m³)	100.0
Concentración de sustrato (kg/m³)	60.0
Humedad inicial del sólido (%)	65.0
Presión en el fermentador (Pa)	100000.0
Concentración inicial de biomasa (kg/m³)	0.035.0

Modelo lineal

Parámetro M [kg/h]

Temperatura de salida del aire (K)



Tiempo de fermentación (h)

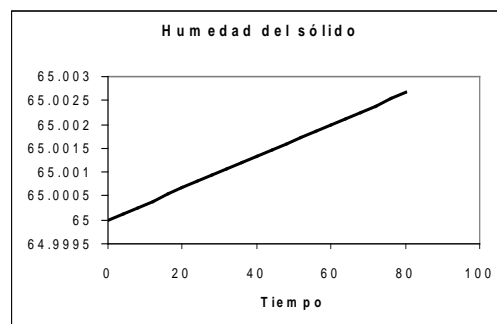
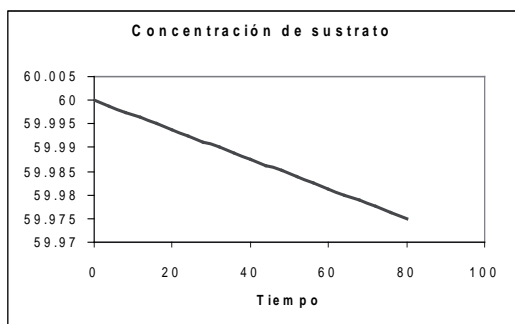
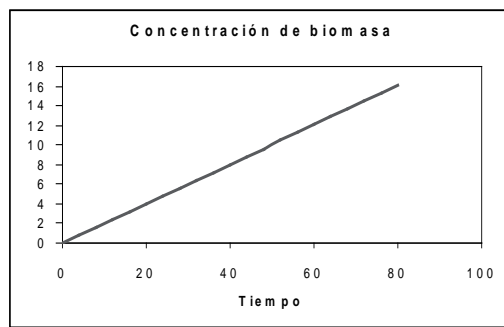
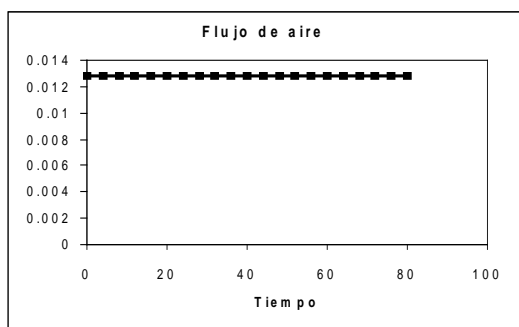


Figura 2. Resultados del programa FERSOLID en la fermentación del bagazo de caña por la cepa de hongo *T. viride* M5-2

aire.

La tabla 3 ilustra la distribución de la temperatura en el biorreactor, de acuerdo con la caracterización realizada por Ibarra y García (2000).

Para la caracterización del biorreactor, la cámara

cambios es tal que la humedad del medio permanece constante. Sin embargo, lo predicho por el modelo no coincide con los resultados experimentales (figura 4), donde hubo incremento progresivo (65 a 71 %) de la humedad del sustrato en el biorreactor. Este incremento

Tabla 3. Comportamiento de la temperatura en las distintas alturas del biorreactor

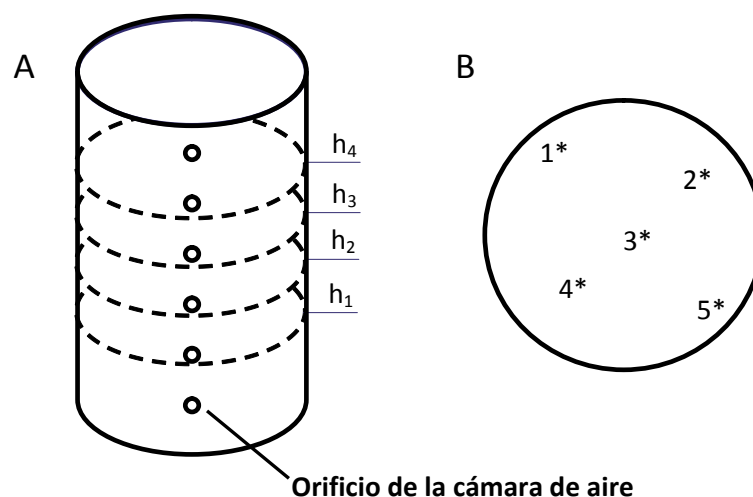
Temperatura (°C)					
Tiempo (h)	T (aire)	T (h1)	T (h2)	T (h3)	T (h4)
1	32.5	32.0	30.2	26.0	22.3
2	31.3	30.9	31.2	30.5	28.8
3	31.1	30.8	31.1	31.0	30.3
4	31.2	31.3	31.8	31.5	30.4
5	31.3	31.1	31.8	31.2	30.5
6	30.8	30.3	31.8	31.3	30.3
8	30.5	30.6	31.9	32.5	30.5
10	30.6	30.5	31.6	32.3	30.7
12	30.7	30.4	31.2	31.8	30.2
14	30.7	30.5	31.5	31.3	30.7
16	30.1	30.3	31.4	31.5	30.0
20	30.8	30.9	31.0	30.7	30.8
22	30.5	30.3	30.6	30.7	30.4
24	30.6	30.3	30.7	30.7	30.5

de fermentación se dividió en cuatro puntos por su altura (h1, h2, h3 y h4), y cinco puntos con diferentes radios (1*, 2*, 3*, 4*, y 5*) en cada una de las capas (figura 3 A y B), con el objetivo de analizar el comportamiento de la humedad y la temperatura del sustrato.

Los porcentajes de humedad inicial y final calculados por el modelo son prácticamente iguales, ya que supuestamente al disminuir la masa de sólido seco y evaporarse agua al mismo tiempo, la magnitud de ambos

pudo estar asociado a la acumulación de agua producida por el metabolismo del hongo y a las deficiencias técnicas de este biorreactor en el sistema de distribución del aire húmedo, donde ocurre un pequeño arrastre de agua en la línea de entrada de aire, aspectos que no toma en cuenta el modelo.

Roussos *et al.* (1991) fermentaron bagazo de caña de azúcar con *Trichoderma harzianum* en fermentadores de columnas durante 64 h. Estos autores informaron que el contenido de humedad durante el curso de la



A. Ubicación vertical y B. Ubicación en el seno del sustrato.

Figura 3. Distribución de los puntos de toma de muestra dentro de la cámara del fermentador

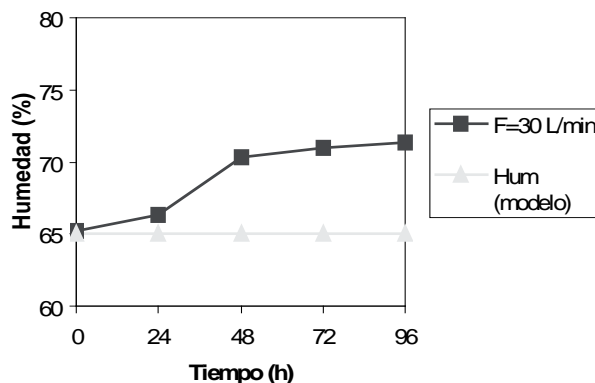


Figura 4. Variación de la humedad del sustrato durante el tiempo de fermentación en un biorreactor estático (Ibarra *et al.* 2002).

fermentación se incrementó de 70.5 a 72.9 %. Medina (1998) indicó que para la cepa *Aspergillus fumigatus* 155v sobre bagazo de caña de azúcar, en el biorreactor utilizado en el experimento, la humedad también aumentó y mostró su valor máximo de 78 % a las 58 h ($P < 0.001$). Ravelo (1999) utilizó *Trichoderma viride* A5 sobre bagazo de caña y observó que la humedad en el biorreactor osciló entre 71 y 76 % ($P < 0.001$). Valiño *et al.* (2000) fermentaron bagazo de caña con *Trichoderma viride* M5-2 en condiciones similares, pero con mayor tamaño de partículas del bagazo y también observaron incremento de la humedad del sustrato en el biorreactor. Esto sugiere que para este tipo de equipo aunque se utilicen microorganismos diferentes existe una tendencia al aumento de la humedad durante la fermentación. De ahí que sea necesario buscar modelos, lo más cercanos posibles a la realidad, que logren la simulación del proceso en este tipo de biorreactores. Es decir, modelos de mejor ajuste a las verdaderas condiciones experimentales que se utilicen.

El valor de biomasa predecido por el modelo, 16.04 kg/m^3 , es comparable al estimado experimentalmente a través de la proteína verdadera, el cual fue de 21.5 kg/m^3 (Ibarra *et al.* 2002). El uso de este programa para predecir los valores de biomasa alcanzados al final del proceso fermentativo representa una ventaja para las fermentaciones en estado sólido, debido a la dificultad para determinar directamente el valor de la biomasa obtenida, la cual se estima por métodos indirectos como la proteína verdadera (Dustet 2004 y Valiño 2004).

Con este trabajo se comprobó que se puede utilizar el modelo para evaluar el funcionamiento del equipo, a partir de la comparación entre la información experimental y la predecida por el modelo. No obstante, los resultados de humedad merecen una mayor atención para lograr el mejor ajuste inicial, y tener en cuenta el metabolismo microbiano. También es posible usarlo en el diseño de la operación de un biorreactor, siempre que se cumplan las predicciones fundamentales bajo las que se estableció el modelo.

Referencias

- Fanaeia Mohammad, A. & Mahmoodzadeh, B. 2009. Modeling of temperature gradients in packed-bed solid-state bioreactors. *Chem. Engineering and Proc.* 48:446
- Carrasco, T., Valiño, E., Medina, I. & Ravelo, D. 1999. Diseño y evaluación de un biorreactor para la fermentación en estado sólido. 33:429
- Dustet, J.C. & Izquierdo, E. 2004. Aplicación de balances de masa y energía al proceso de fermentación en estado sólido de bagazo de caña de azúcar con *Aspergillus niger*. *Biocología Aplicada* 21:85
- Erickson, L.E., Minkevich, I.G. & Eroshin, V.K. 1978. Application of mass and energy balance regularities in fermentation. *Biotechn. Bioeng.* 25:1595
- García, Y., Ibarra, A., Valiño, E., Dustet, J.C., Oramas, A. & Albelo, N. 2002. Estudio de un sistema de fermentación sólida con agitación en la biotransformación del bagazo de caña de azúcar por la cepa *Trichoderma viride* M5-2. *Rev. Cubana Cienc. Agríc.* 36:265
- Ibarra, A. & García, Y. 2000. Estudio de dos variantes de fermentación en estado sólido del bagazo de caña biotransformado por la cepa *T. viride* M5-2. Trabajo de Diploma. Facultad de Ingeniería Química. Instituto Politécnico "José Antonio Echevarría". Ciudad de La Habana, Cuba
- Ibarra, A., García, Y., Valiño, E., Dustet, J., Albelo, N. & Carrasco, T. 2002. Influencia de la aireación en la biotransformación del bagazo de caña por *Trichoderma viride* M5-2 en un biorreactor estático de fermentación sólida. *Rev. Cubana Cienc. Agríc.* 36:159
- Medina, I. 1998. Estudio de una cepa de hongo celulolítico en sistemas de fermentación en estado sólido. Trabajo de Diploma. Facultad de Ingeniería Química. Instituto Politécnico "José Antonio Echevarría". Ciudad de La Habana, Cuba
- Mitchell, D.A., Berovic, M. & Krieger, N. 2002. Overview of solid state bioprocessing. *Biotech. Annual Rev.* 8:183
- Pandey, A. 2003. Solid-state fermentation. *Biochem Eng. J.* 13:81
- Raghavarao, KSMS., Ranganathan, T.V. & Karanth, N.G. 2003. Some engineering aspects of solid-state fermentation. *Biochem Eng. J.* 13:127
- Rajagopalan, S. & Modak, J.M. 2001. Modeling of heat and mass transfer for solid state fermentation process in tray bioreactor. *Bioproc Eng.* 13:161
- Ravelo, D. 1999. Evaluación de hongos celulolíticos en la biodegradación del bagazo de caña de azúcar por

Revista Cubana de Ciencia Agrícola, Tomo 45, Número 3, 2011.

- fermentación en estado sólido. Tesis de Maestría en Biotecnología. Instituto de Ciencia Animal, Mayabeque, Cuba
- Rodríguez, J.A., Torres, A., Echevarría, J. & Saura, G. 1991. Energy balance in solid state fermentation process. Acta Biotechchem. 11:9
- Roussos, S., Raimbault, M., Viniegra-González, G., Saucedo-Castañeda, G., & Lonsane, B.K. 1991. Scale-up of cellulases production by *Trichoderma harzianum* on a mixture of sugar cane bagasse and wheat bran in solid state fermentation system. Micol Neotrop. Appl. 4:83
- Saucedo-Castañeda, G., Lonsane, B.K., Navarro, J.M., Roussos, S. & Raimbault, M. 1992. Potential of using a single fermentation for biomass build-up, starch hydrolysis and ethanol production. Appl. Biochem. Biotech. 36:47
- Singhania Reeta, R., Kumar, P., Soccol, C. R. & Pandey, A. 2009. Recent advances in solid-state fermentation. Biochem. Engineering J. 44:13
- Torres, V. & Stuart, R. 2002. La modelación en los sistemas modernos de requerimientos para el rumiante. Una perspectiva de trabajo promisorio. Sesión: Modelación y simulación de procesos fisiológicos y nutricionales. En: Mesa redonda "NUTRIFIS 2002". Instituto de Ciencia Animal, Mayabeque, Cuba
- Valiño, E.C., Elías, A., Torres, V., Ravelo, D., Carrasco, T. & Albelo, N. 2000. Potencialidad lignocelulolítica de la cepa *Trichoderma viride* M5-2 sobre bagazo de caña de azúcar en un biorreactor de fermentación en estado sólido. En: Diversificación 2000. VI Congreso Internacional sobre azúcar y derivados de la caña. Palacio de las Convenciones. La Habana, Cuba. p. 113
- Valiño, E., Elías, A., Torres, Carrasco, T. & Albelo, N. 2004. Mejoramiento de la composición del bagazo de caña de azúcar por la cepa *Trichoderma viride* M5-2 en un biorreactor de fermentación en estado sólido. Rev. Cubana Cienc. Agríc. 38:145
- Weber, F., Tramper, J. & Rinzema, A. 1999. Simplified material and energy balance approach for process development and scale-up of *Coniothyrium minitans* conidia production by solid state cultivation in a packed bed reactor. Biotech. & Bioeng. 65 (4).

Recibido: 6 de enero de 2010