
Análisis del crecimiento de la levadura Candida utilis en un biorreactor tambor rotatorio continuo

María Caridad Julián-Ricardo*, Luis Beltrán Ramos-Sánchez

Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Camagüey "Ignacio Agramonte Loynaz", Circunvalación Norte, km 5½, Camagüey 74650, Cuba

Analysis of the growth of yeast Candida utilis in a continuous rotating drum bioreactor

Anàlisi del creixement del llevat Candida utilis en un bioreactor tambor rotatori continu

Recibido: 1 de septiembre de 2014; revisado: 22 de diciembre de 2014; aceptado: 22 de enero de 2015

RESUMEN

La fermentación en estado sólido en biorreactores continuos ha sido muy poco estudiada. Este modo de operación puede ser una oportunidad para resolver los problemas de transferencia de calor que se presentan en este tipo de fermentación. El objetivo de este trabajo es analizar el crecimiento de la levadura *Candida utilis* en un biorreactor tambor rotatorio continuo a partir de la influencia del tiempo de residencia de las partículas y del flujo específico de aire. En este caso fue simulado el crecimiento de la levadura *Candida utilis* sobre bagazo de caña de azúcar. El modelo predice que se obtienen buenos resultados para un biorreactor de 2 m de diámetro y 20 m de longitud, con un tiempo de residencia de 10 h y un flujo específico de aire aproximadamente igual a 2 L/(kg min).

Palabras clave: biorreactor tambor rotatorio; fermentación en estado sólido; modelación matemática; transferencia de calor.

SUMMARY

Continuous solid state fermentation bioreactors are poorly studied. Actually, this operation mode can be an opportunity to solve the problems that are present in this process. The current work therefore aims to analysis specifically the effect of the residence time of particles and the air specific flow on continuous rotating drum bioreactor performance.

In this case was simulated the growth of yeast *Candida utilis* on sugarcane bagasse. The model predicts that good results are obtained for a bioreactor longitude equal to 20 m and 2 m of diameter, with a residence time of 10 h and a specific air flow of approximately 2 L/(kg min).

Keywords: rotating drum bioreactor, solid-state fermentation, mathematical modeling, heat transfer.

RESUM

La fermentació en estat sòlid en bioreactors continus ha estat molt poc estudiada. Aquesta manera d'operació pot ser una oportunitat per resoldre els problemes de transferència de calor que es presenten en aquest tipus de fermentació. L'objectiu d'aquest treball és analitzar el creixement del llevat *Candida utilis* en un bioreactor tambor rotatori continu a partir de la influència del temps de residència de les partícules i del flux específic d'aire. En aquest cas va ser simulat el creixement del llevat *Candida utilis* sobre bagàs de canya de sucre. El model prediu que s'obtenen bons resultats per a un bioreactor de 2 m de diàmetre i 20 m longitud, amb un temps de residència de 10 h i un flux específic d'aire aproximadament igual a 2 L / (kg min).

Paraules clau: bioreactor tambor rotatori; fermentació en estat sòlid; modelació matemàtica; transferència de calor.

*Autor para la correspondencia: maria.julian@reduc.edu.cu

INTRODUCCIÓN

Diferentes tipos de biorreactores pueden ser usados para los procesos de fermentación en estado sólido (FES), como camas empacadas, camas agitadas aireadas y tambores rotatorios [1]. La ausencia de agua libre y la baja conductividad térmica del medio sólido que caracterizan la FES, provoca importantes limitaciones en la remoción del calor generado y siguen siendo el mayor reto en el diseño de biorreactores para FES a gran escala. Los biorreactores tipo tambor rotatorio tienen el potencial para facilitar una transferencia de calor razonable mediante un mezclado relativamente suave, procesos a pequeña escala que incluyen tambores hasta de 200 L han reportado resultados interesantes [2, 3].

Se plantea, que aunque la operación discontinua es la más común en los procesos de FES hasta la fecha, es posible diseñar y operar biorreactores continuos para estos procesos. Se hace énfasis en que las ventajas que se enumeran para la fermentación sumergida continua deben estar presentes también en estos sistemas, en primer lugar, se disminuiría el tiempo requerido para el llenado, la descarga y la limpieza del equipo y en segundo lugar, el proceso estaría formado por equipos de menor tamaño [4].

Se observa la necesidad de profundizar en la modelación matemática de los fenómenos de transferencia de calor y masa que ocurren, como se ha reiterado en las últimas publicaciones: los modelos matemáticos son una importante herramienta en la optimización del diseño y operación de los biorreactores para fermentación en estado sólido [3, 5]. El desarrollo de tecnologías para la FES continua, debe tener un impacto positivo en la elevación de la eficiencia industrial. El objetivo de este trabajo es analizar el crecimiento de la levadura *Candida utilis* en un biorreactor tambor rotatorio continuo a partir de la influencia del tiempo de residencia de las partículas y del flujo específico de aire.

MATERIALES Y MÉTODOS

Caso de estudio

El producto seleccionado como caso de estudio es el mismo que desarrolló en su tesis doctoral Ramos-Sánchez [6]. El medio de cultivo incluye bagazo, miel final y cachaza de la Empresa Azucarera Siboney, en Camagüey. El bagazo se trabaja con tamaño de partícula entre 1 y 2 mm. Como fuente de fósforo se emplea el fosfato de amonio y como fuente de nitrógeno una mezcla de sulfato de amonio y urea. La humedad inicial es de 66.0 % BS, los azúcares reductores totales (ART) iniciales de 37.0 % BS y la proporción de urea-sulfato de amonio es de 88.0 %. Para el inóculo, se empleó la levadura forrajera *Candida utilis*, denominada comercialmente *Torula*, específicamente la cepa 43-75-7 obtenida del Instituto Cubano de Investigaciones de Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA) en La Habana.

Formulación del modelo

El modelo se desarrolla a partir de un estudio para la FES en un tambor rotatorio discontinuo, donde se formula un modelo heterogéneo aplicando balances de energía para las fases sólida y el aire y balance de masa para el aire solamente [2].

El biorreactor opera a contracorriente, el sólido entra por un extremo ($z = 0$) y se alimenta el aire por el otro ($z = L$).

Para la aplicación de las ecuaciones fenomenológicas se seleccionó un volumen diferencial del sistema en estudio de forma cilíndrica, como se observa en la figura 1.

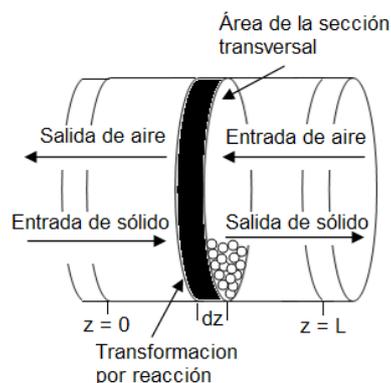


Figura 1. Volumen diferencial del biorreactor tambor rotatorio.

Modelo cinético

Se empleó el modelo Logístico para el crecimiento celular, que ha sido el más utilizado en la FES [2, 3, 4].

$$r_x = \mu_{\text{MAX}} X \left(1 - \frac{X_v}{X_{v_{\text{MAX}}}} \right) \quad (1)$$

Se emplearon las expresiones siguientes para calcular la concentración máxima de biomasa y el rendimiento biomasa sustrato en función del temperatura [6].

$$X_{v_{\text{MAX}}} = (-2.91458E-3T^3 + 2.32846E-1T^2 - 6.09138T + 6.28396E1)0.02576 \quad (2)$$

$$Y_{xs} = (-0.0001T^3 + 0.0137T^2 - 0.4143T + 6.3333)(0.1431)(0.47) \quad (3)$$

Para la cinética del consumo de azúcares reductores, se utiliza la expresión propuesta por Pirt [7].

$$-r_s = \frac{1}{Y_{xs}} r_x + m_s X_v \quad (4)$$

En este trabajo, la influencia de la temperatura sobre μ_{max} se obtuvo a partir de los datos experimentales obtenidos por Ramos-Sánchez [6]. Se empleó la ecuación de Arrhenius modificada por Esener, utilizada comúnmente en la FES [2, 7, 8].

$$\mu_{\text{MAX}(T)} = \frac{A \exp[-E_{A1}/(R(T_s + 273.15))]}{1 + B \exp[-E_{A2}/(R(T_s + 273.15))]} \quad (5)$$

Los parámetros del modelo se determinaron por análisis de regresión no lineal, con el programa Statgraphic Centurion XV, versión 15.1.02 (2006). Los factores de frecuencia calculados tienen un valor de: $A = 1.05087 \times 10^{31} \text{ h}^{-1}$, $B = 5.12102 \times 10^{46}$, y las energías estimadas tienen un valor de: $E_A = 180.750 \text{ kJ mol}^{-1}$ y $E_D = 270.193 \text{ kJ mol}^{-1}$. Se calculó el calor metabólico como se plantea en Aiba [9] y se obtuvo: $(-\Delta H) = 89.443 \text{ kJ mol}^{-1}$. Los resultados del análisis estadístico, muestran el valor del coeficiente de determinación, R^2 igual a 92.08 % para $\mu_{\text{MAX}(T)}$, que es adecuado para un sistema complejo como este.

Consideraciones en el modelo del biorreactor

Se asume que no hay dispersión axial del material ni en la fase gaseosa ni en la sólida, tal como se aproxima en tambores con gran relación longitud-diámetro (L/D). La

rotación del tambor asegura que las dos fases estén bien mezcladas en la dirección radial [2].

Al ocupar el sólido sólo una parte del volumen del biorreactor, se ponen en contacto el gas y el sólido por una superficie plana, donde R_C es la longitud de la cuerda de la sección transversal circular, de forma tal que el área de contacto entre los espacios vacíos y la cama está dada por el producto de L por R_C .

Balance de masa para el agua en la fase sólida

Como se estudia un sistema en estado estacionario, el término que representa la acumulación en los balances de masa y energía se ha eliminado en las ecuaciones deducidas.

$$0 = \phi \delta_{wx} \rho_s r_x (1 - Y_s) - (1 - \phi) \frac{n R_c k_B \rho_{AS} (1 - y_{VG})}{A_{TG}} (Y_G^* - Y_G) - \phi v_{zs} \rho_s \frac{dY_s}{dz} \quad (6)$$

Se despeja la variación de humedad en la dirección axial:

$$\frac{dY_s}{dz} = \frac{\delta_{wx} r_x (1 - Y_s)}{v_{zs}} - \frac{(1 - \phi) n R_c k_B \rho_{AS} (1 - y_{VG})}{\phi v_{zs} \rho_s A_{TG}} (Y_G^* - Y_G) \quad (7)$$

En la ecuación (6), a la derecha del signo de igualdad se ha incluido primero el término que representa la variación del contenido de agua en la fase sólida que se produce debido a la actividad microbiana, luego el que describe la pérdida de agua del medio sólido a través de la interfase por vaporización, que tiene como fuerza motriz, la diferencia entre la humedad del aire y su contenido de humedad de saturación y el último describe el transporte por convección debido al flujo del sólido. El parámetro n representa el incremento en la velocidad de transferencia de calor y masa como resultado del mezclado y se toma igual a 5 para condiciones de operación típicas de un biorreactor tambor rotatorio [2].

La concentración del agua de saturación (Y_G^*) se calculó por la ecuación (8) y la presión de vapor del agua de saturación por la ecuación empírica (9) a partir de la ecuación de Antoine para temperaturas entre (0-60) °C, [10].

$$Y_G^* = 0.622 \left(\frac{P_V^{SAT}}{P - P_V^{SAT}} \right) \quad (8)$$

$$P_V^{SAT} = 0.001 \exp \left(23.59 - \frac{4045}{(T_G + 273.15 - 37.7)} \right) \quad (9)$$

Se trabaja con una fracción de llenado igual a 0.3 tal como se recomienda en la bibliografía [2]. Luego se calcula el área perpendicular al flujo de sólido (A_{TS}) y al flujo de gas (A_{TG}) y el segmento de recta que limita estas áreas (R_C).

El volumen ocupado es 0.3 del volumen del biorreactor:

$$V_{OCUP} = 0.3 V_T \quad (10)$$

$$A_{TS} L = 0.3 A_T L \quad (11)$$

Por lo que el área de la sección transversal ocupada es 0.3 del área total y puede entonces calcularse por la expresión (12) la altura máxima del área ocupada (H_M) y determinar R_C por la ecuación (14).

$$A_{TS} = r^2 \cos^{-1} \left(\frac{r - H_M}{r} \right) - (r - H_M) \sqrt{2rH_M - H_M^2} \quad (12)$$

$$A_{TG} = A_T - A_{TS} \quad (13)$$

Para el cálculo de R_C :

$$R_C = 2 \sqrt{2H_M r - H_M^2} \quad (14)$$

Balance de energía calorífica en la fase sólida

Los términos a la derecha del signo de igualdad en la ecuación (15) representan el calor metabólico, la transferencia de calor del sólido a través de la pared del reactor a los alrededores, la transferencia en la interfase entre el sólido y el aire, el transporte por evaporación y el transporte convectivo.

$$0 = \phi (-\Delta H_r) r_x \rho_s (1 - Y_s) - \frac{\phi P_s h_a s}{A_{TS}} (T_s - T_A) - \phi \frac{n R_c h_B}{A_{TS}} (T_s - T_G) - (1 - \phi) \frac{n R_c k_B \rho_{AS} \lambda (1 - y_{VG})}{A_{TS}} (Y_G^* - Y_G) - \phi v_{zs} C_{p_s} \rho_s \frac{dT_s}{dz} \quad (15)$$

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{(-\Delta H_r) r_x (1 - Y_s)}{v_{zs} C_{p_s} \rho_s} - \frac{P_s h_a s}{v_{zs} C_{p_s} \rho_s A_{TS}} (T_s - T_A) - \frac{n R_c h_B}{v_{zs} C_{p_s} \rho_s A_{TS}} (T_s - T_G) - \frac{(1 - \phi) n R_c k_B \rho_{AS} \lambda (1 - y_{VG})}{\phi v_{zs} C_{p_s} \rho_s A_{TS}} (Y_G^* - Y_G) \quad (16)$$

El coeficiente de transferencia de calor se determinó por la ecuación (17) y el coeficiente de transferencia de masa por la relación con el coeficiente de transferencia de calor [2]:

$$h_B = 51.4008 \left(\rho_G \frac{v_Z}{3600} \right)^{0.8} \quad (17)$$

$$k_B = \frac{0.9950 h_B}{\rho_G} \quad (18)$$

El cálculo de la densidad del sólido, la densidad del gas, la capacidad calorífica del gas y la densidad del aire seco se realizaron por las ecuaciones auxiliares siguientes:

$$\rho_s = (Y_s \rho_w) + (1 - Y_s) \rho_{SS} \quad (19)$$

$$\rho_{AS} = \frac{(M_A P)}{(R(T_G + 273.15))} \quad (20)$$

$$\rho_G = (f_G \rho_v) + (1 - f_G) \rho_{AS} \quad (21)$$

$$C_{p_G} = (f_G C_{p_v}) + (1 - f_G) C_{p_{AS}} \quad (22)$$

Balance de masa para el agua en la fase gaseosa

En la fase gaseosa ocurre la variación del contenido de humedad por la transferencia a través de la interfase, que se representa por el primer término a la derecha del signo de igualdad y por el transporte convectivo debido al flujo de aire, que se representa por el segundo término.

$$0 = (1 - \phi) \frac{n R_c k_B \rho_{AS} (1 - y_{VG})}{A_{TG}} (Y_G^* - Y_G) - (1 - \phi) (-v_{zG}) \rho_{AS} (1 - y_v) \frac{dY_G}{dz} \quad (23)$$

De donde se obtiene la variación axial de la humedad:

$$\frac{dY_G}{dz} = \frac{n R_c k_B}{(-v_{zG}) A_{TG}} (Y_G^* - Y_G) \quad (24)$$

Balances de energía calorífica en la fase gaseosa

El balance de energía para la fase gaseosa se plantea como aparece a continuación:

$$0 = (1 - \phi) \frac{n R_c h_B}{A_{TG}} (T_s - T_G) - \frac{(1 - \phi) P_G h_a g}{A_{TG}} (T_G - T_A) - (1 - \phi) (-v_{zG}) C_{p_G} \rho_G \frac{dT_G}{dz} \quad (25)$$

En la ecuación están representados, primero el transporte en la interfase, luego el transporte conductivo a través de la pared del biorreactor y, por último, el transporte convectivo.

Se despeja el término que describe la temperatura del gas:

$$\frac{dT_G}{dz} = \frac{nR_G h_B}{A_{TG}(-v_{ZG})C_{PG}\rho_G}(T_S - T_G) - \frac{P_G h_{aG}}{A_{TG}(-v_{ZG})C_{PG}\rho_G}(T_G - T_A) \quad (26)$$

Balance de masa para el incremento de la biomasa

El balance de biomasa incluye su producción y su transporte convectivo.

$$0 = \phi(1 - Y_S)\rho_S r_X - \phi(1 - Y_S)\rho_S v_{ZS} \frac{dX_V}{dz} \quad (27)$$

De donde se llega a:

$$\frac{dX_V}{dz} = \frac{1}{v_{ZS}} r_X \quad (28)$$

Balance de masa para el consumo de azúcares reductores totales

$$0 = -\phi(1 - Y_S)\rho_S(-r_S) - \phi(1 - Y_S)\rho_S v_{ZS} \frac{dS}{dz} \quad (29)$$

Simplificando:

$$\frac{dS}{dz} = -\frac{1}{v_{ZS}}(-r_S) \quad (30)$$

2.2.9.- Condiciones iniciales

Las condiciones iniciales son las siguientes:

$$t = 0, \quad Y_S = Y_{S_0} \quad (31)$$

$$t = 0, \quad T_S = T_{S_0} \quad (32)$$

$$t = 0, \quad T_G = T_{G_0} \quad (33)$$

$$t = 0, \quad Y_G = Y_{G_0} \quad (34)$$

$$t = 0, \quad X_V = X_{V_0} \quad (35)$$

$$t = 0, \quad S = S_0 \quad (36)$$

Simulación del biorreactor continuo tambor rotatorio

Las constantes del sistema utilizadas en el modelo, compuesto por el conjunto de ecuaciones de la 1 a la 39, se encuentran en la tabla 1. Las dimensiones del biorreactor estudiado son: 2 m de diámetro y 20 m de longitud, para una relación L/D igual 10, comparable con valores reportados en la literatura [11]. La solución del modelo matemático para la simulación se obtuvo usando las rutinas de integración estándar del programa MATLAB (ode45 de la versión 7.0.1, 2004).

Variables independientes en estudio

Se exploraron las variables de entrada tiempo de residencia y flujo específico de aire, que han sido las más estudiadas en los tambores rotatorios discontinuos usados en FES [2]. El tiempo se exploró desde (6-14) h, con un intervalo de 4 h y manteniendo constante el flujo específico de aire en 2 L/(kg min) y el flujo de (1-3) L/(kg min) con un intervalo de 1 L/(kg min), manteniendo constante el tiempo en 10 h.

El tiempo de residencia se fijó a partir de la determinación de la velocidad del sólido y de la velocidad de rotación del tambor y el flujo específico de aire a partir de la velocidad del gas en la dirección principal del flujo, por las siguientes expresiones:

$$v_{ZS} = \frac{L}{tr} \quad (37)$$

$$N = \frac{031667R_{LD}}{\alpha tr} \quad (38)$$

$$v_{ZG} = \frac{60M_{SR}Fea}{1000A_{STR}} \quad (39)$$

Variables dependientes en estudio

Las variables de salida simuladas mediante el sistema de ecuaciones que representan el modelo matemático del biorreactor son: contenido de humedad en la fase sólida (Ys), contenido de humedad en la fase gaseosa (Yg), temperatura de la fase sólida (Ts), temperatura de la fase gaseosa (Tg), concentración de biomasa (Xv) y concentración de sustrato (S).

Tabla 1. Constantes usadas en la simulación del biorreactor tambor rotatorio.

| Descripción | Símbolo | Valor y unidades | Observación |
|--|---------------|---|-------------------------------|
| Calor latente de vaporización del agua | λ | 2 414.30 kJ kg ⁻¹ de agua | [12] |
| Capacidad calorífica del aire seco | C_{pAS} | 1.005 kJ kg ⁻¹ de gas °C | [12] |
| Capacidad calorífica del vapor de agua | C_{pv} | 1.87 kJ kg ⁻¹ de gas °C | [12] |
| Capacidad calorífica del sólido | C_{ps} | 2.4378 kJ kg ⁻¹ de sólido °C | [6] |
| Coefficiente de transferencia de calor del gas a través de la pared | ha_g | 13.6080 kJ/(m ² h °C) | [13] |
| Coefficiente de transferencia de calor del sólido a través de la pared | ha_s | 15.0480 kJ/(m ² h °C) | [13] |
| Concentración inicial de ART | S_0 | 0.37 kg de ART kg ⁻¹ de sólido seco | [6] |
| Concentración inicial de biomasa | X_{V_0} | 0.0292 kg de X kg ⁻¹ de sólido seco | [6] |
| Constante universal de los gases | R | 8.314 kJ kmol ⁻¹ °C ⁻¹ | [12] |
| Densidad del agua | ρ_w | 992.215 kg m ⁻³ | [12] |
| Densidad del sólido seco | ρ_{ss} | 733.27 kg m ⁻³ | Calculada |
| Densidad del vapor de agua | ρ_v | 1.0828 kg m ⁻³ | [12] |
| Diámetro del biorreactor | D | 2 m | Seleccionado |
| Fracción de llenado | ϕ | 0.30 | [2] |
| Humedad del aire de alimentación | Y_{G_0} | 0.026 kg de agua kg ⁻¹ de gas seco | [12] |
| Humedad inicial del sólido | Y_{S_0} | 0.66 kg de agua kg ⁻¹ de sólido húmedo | Determinada experimentalmente |
| Longitud del biorreactor | L | 20 m | Seleccionado |
| Masa molecular del aire | M_A | 29.2 kg kmol ⁻¹ | [12] |
| Presión absoluta de la fase gaseosa | P | 101.3173 kPa | [12] |
| Relación estequiométrica agua-biomasa | δ_{wx} | 0.73 kg de agua kg ⁻¹ de biomasa | [14] |
| Temperatura inicial del sólido | T_{S_0} | 33 °C | Seleccionada |
| Temperatura de alimentación del gas | T_{G_0} | 30 °C | Seleccionada |
| Temperatura del aire | T_A | 25 °C | Centro Meteorológico Camagüey |

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Influencia del tiempo de residencia

En la figura 2 se representa mediante perfiles axiales para los 20 m de longitud del biorreactor, lo que predice el modelo en cuanto a la influencia de esta variable de entrada, tiempo de residencia, sobre las variables estudiadas.

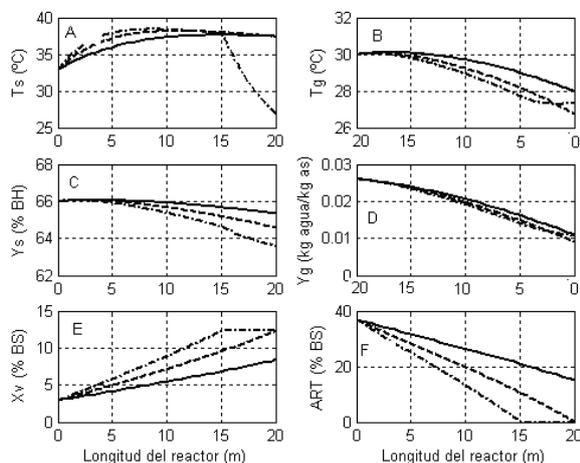


Figura 2. Influencia del tiempo de residencia para el biorreactor continuo tambor rotatorio: 6 h (-), 10 h (- -) y 14 h (-.-), con un flujo específico de aire de 2 L/(kg min)

En el sistema de flujos a contracorriente la temperatura del sólido (figura 2 A) en todos los casos asciende hasta 38 °C aproximadamente, puede observarse como para el tiempo de residencia de 14 h ocurre un brusco descenso de la temperatura a los 15 m de longitud del biorreactor, disminuyendo hasta 27 °C. La temperatura del gas (figura 2 B), en los primeros 5 m del biorreactor permanece prácticamente constante en todos los casos y luego disminuye, alcanzando valores mínimos entre (27-28) °C; el descenso de la temperatura es más rápido en relación directa con el tiempo de residencia. Cuando el tiempo es 14 h la temperatura del gas al final del equipo se mantiene constante en 27 °C.

La humedad del sólido (figura 2 C) en todos los casos se mantiene constante en los primeros 5 m del biorreactor y comienza a disminuir en relación directa con el tiempo, la mayor influencia está presente para el tiempo de 14 h, donde la humedad disminuye por debajo de 64 % BH. La humedad del gas (figura 2 D) disminuye en todos los casos hasta alcanzar su valor más bajo alrededor de 0.01 kg agua/kg aire seco, a la salida del equipo.

La biomasa (figura 2 E) en todos los casos se incrementó en relación directa con el tiempo hasta el valor más elevado por encima de 12 % BS para los mayores tiempos, pero se alcanzó ese valor primero para el tiempo igual a 14 h. Los azúcares reductores totales (figura 2 F) fueron disminuyendo, hasta cero para los mayores tiempos.

El estudio de la influencia del tiempo de residencia sobre las variables del sistema muestra una estrecha relación entre ellas. A medida que aumenta el tiempo de residencia la temperatura del sólido se incrementa, pero sólo hasta 38 °C, por lo que el flujo de gas ejerce un adecuado control sobre el proceso fermentativo.

Para los tiempos de 10 h y 14 h se obtiene una alta concentración de biomasa (+12 % BS), con la diferencia de que en el último caso se llega a ese valor primero y no

puede superarse porque se han agotado los ART, son entonces, los últimos 5 m del biorreactor, así como el tiempo de residencia en ellos, no útiles en el proceso. Cuando el tiempo de residencia es 6 h se alcanza 8 % BS de concentración de biomasa, este resultado se valora positivamente, debido a que los ART se mantienen en 17 % BS, valor que puede ser de interés como variante de alimento para los animales.

Por otra parte, cuando la generación de calor metabólico supera los otros mecanismos de transporte de energía, se incrementa la temperatura del sólido y con ella la temperatura del gas, dando lugar a cambios importantes en el contenido de humedad, el sólido comienza a secarse debido a que el transporte de masa para el agua por vaporización se favorece con el incremento de temperatura, de ahí que se confirme la necesidad de que el proceso se realice con suministro de aire con humedad relativa por encima de 95 % o que se utilice otra variante para el mantenimiento de las condiciones de humedad del sólido. Esta simulación indica que en el sistema estudiado los mejores resultados se obtienen con 10 h de fermentación.

Influencia del flujo específico de aire

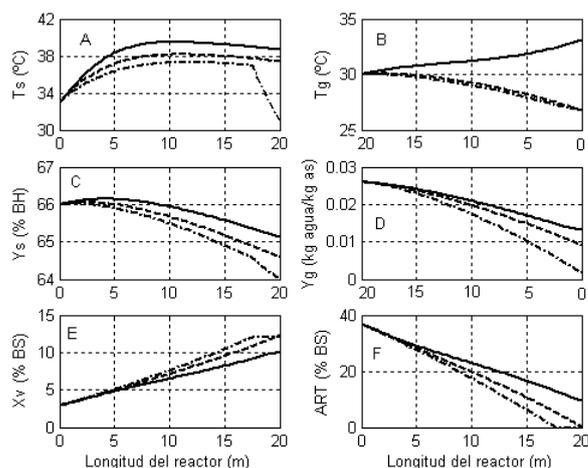


Figura 3. Influencia del flujo específico de aire en el biorreactor continuo tambor rotatorio: 1 L/(kg min) (-), 2 L/(kg min) (- -) y 3 L/(kg min) (-.-). Para un tiempo de residencia de 10 h.

En la figura 3 se representa mediante perfiles axiales para los 20 m de longitud del biorreactor lo que predice el modelo en cuanto a la influencia del flujo específico de aire sobre las variables estudiadas.

En la figura 3 A se aprecia como la temperatura del sólido se incrementa axialmente hasta la parte media del biorreactor donde aparecen los valores más altos, ese incremento tiene una relación inversa con el aumento del flujo, la máxima temperatura cercana a 40 °C se alcanza para el flujo de 2 L/(kg min) y se mantiene prácticamente constante en la segunda mitad del equipo.

En cuanto a la temperatura del gas, puede verse en la figura 3 B como sufre pocos cambios a la entrada y comienza a bajar lentamente hasta valores cercanos a 28 °C, para los mayores flujos.

En la figura 3 C se ha representado la humedad del sólido, la que comienza a disminuir después de los 5 m, secándose más el sólido para el flujo de 3 L/(kg min), que baja hasta 62.5 %. La humedad del gas, puede verse en la figura 3 D y se observa que disminuye hasta 0.01 kg agua/kg aire seco, para el flujo de 2 L/(kg min).

En la figura 3 E, aparece el crecimiento microbiano, que recibe una influencia positiva al aumentar el flujo de aire, alcanzando alrededor de 18.5 % BS para los mayores flujos de aire. Los ART que aparecen en la figura 3 F disminuyen más rápido para los mayores flujos, agotándose en correspondencia con el crecimiento de la biomasa.

Al analizar la influencia del flujo específico de aire también se observa una gran relación entre las variables estudiadas. La generación de calor metabólico que acompaña al crecimiento microbiano hace que se eleven las temperaturas del sólido y del gas, observándose del mismo modo, como ésta aumenta la capacidad evaporativa del gas.

El sistema es sensible a las variaciones del flujo específico de aire en el intervalo investigado. Se destaca que el flujo de aire ejerce un control significativo sobre la temperatura del sólido. La simulación realizada permitió determinar que los mejores resultados se alcanzan para el flujo específico de aire igual a 2 L/(kg min).

CONCLUSIONES

El modelo heterogéneo elaborado para la simulación del proceso de fermentación en estado sólido en el biorreactor continuo, tipo tambor rotatorio, describe satisfactoriamente el comportamiento del sistema. La simulación del proceso predice que hay un mejor control de las variables de operación, cuando el tiempo de residencia está alrededor de 10 h y el flujo específico de aire está cerca de 2 L/(kg min). En estas condiciones se obtiene la máxima producción de biomasa, que supera los 12 % BS.

REFERENCIAS

1. Mitchell, D. A.; Nascimento, L. E.; Lopes, A. V., de Lima Luz; L. F.; Krieger, N. "A model-based investigation of the potential advantages of multi-layer packed beds in solid-state fermentation". *Biochemical Engineering Journal* 48, 195-203, 2010.
2. Mitchell, D.; Tongta, A.; Stuart, D.; Krieger, N. "The potential for establishment of axial temperature profiles during SSF in rotating drum bioreactors". *Biotechnology and Bioengineering*. 80 (1), 114-122, 2002.
3. Er-Qiang W.; Shi-Zhong L.; Ling T.; Xin G.; Tian-Cheng L. "Modeling of rotating drum bioreactor for anaerobic solid-state fermentation". *Applied Energy* 87, 2839-2845, 2010.
4. Khanahmadi, M.; Mitchell, D.; Beheshtic, M.; Roostazad, R.; Ramos, L. "Continuous solid-state fermentation as affected by substrate flowpattern". *Chemical Engineering Science*. (61) 2675-2687, 2006.
5. Mitchell, D.; von Meien, O.; Krieger, N.; Dalsenter, F. "A review of recent developments in modeling of microbial growth kinetics and intraparticle phenomena in solid-state fermentation". *Biochemical Engineering Journal*. 17, 15-26, 2004.
6. Ramos-Sánchez, L. B., L. B. "Aplicación de la Modelación Matemática para el Desarrollo de la Tecnología de Fermentación del BAGARIP". Tesis presentada en opción al grado científico de doctor en ciencias técnicas, 2000.
7. Dalsenter, F.; Viccini, G.; Barga, M.; Mitchell, D.; Krieger, N. "A mathematical model describing the effect of temperature variations on the kinetics of microbial growth in solid-state culture". *Process Biochemistry* 40, 801-807, 2005.
8. Marques, B.; Barg, M.; Balmant, W.; de Lima, L.; Krieger, N.; Mitchell, D. "A Model of the Effect of the Microbial Biomass on the Isotherm of the Fermenting Solids in Solid-State Fermentation". *Food Technol. Biotechnol.* 44 (4) 457-463, 2006.
9. Aiba, S.; Humphrey, A.; Millis, N. *Biochemical Engineering*, Academic Press, New York, 1965.
10. Dustet, J.; Izquierdo, E. "Aplicación de balances de masa y energía al proceso de fermentación en estado sólido de bagazo de caña de azúcar con *Aspergillus niger*". *Biotecnología Aplicada*; 21, 85-91, 2004.
11. Spurling, R. J.; Davidson, J. F.; Scott, D. M. "Flow of granular material through rotating cylinders: Modeling transients". *Materials Research Society*. 627 (BB 5.5.1-BB 5.5.6), 2000.
12. Perry, R.; Green, D. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Ed. McGraw-Hill Companies, 1999.
13. Stuart, R. La experiencia cubana en la utilización de la proteína vegetal unicelular y en el mejoramiento proteico de los residuos agroindustriales. Seminario Taller Internacional: Manejo de la proteína en la Producción de Ganado Bovino, 2002.
14. Bu'Lock, J.; Kristiansen, B. *Biotecnología Básica*. Ed. Acribia S.A., Zaragoza, 1991.