

Diseño y modelado de un bioreactor tipo batch y continuo para aplicaciones de control automático

A. A. Flores Hernández, M. Flores Montiel, J. Reyes Reyes, C. M. Astorga Zaragoza.
Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico-CENIDET
Interior Internado Palmira s/n Col. Palmira C.P 62490 Cuernavaca, Morelos, México
artur_beto@cenidet.edu.mx
Teléfono: 777-256-1490

Resumen—El presente artículo describe una breve metodología para el diseño de un bioreactor, así como las características de las reacciones químicas que se pudieran llevar a cabo. Los modelos de los sistemas son a menudo usados para determinar la capacidad de operación, diseño de procesos, análisis de seguridad de los sistemas, y control de procesos. El modelado del proceso está enfocado al control de la temperatura, tomando las características químicas de las reacciones y las características físicas de todos los parámetros que intervienen en el sistema.

Palabras clave: Bioreactor, modelo, temperatura, control.

I. INTRODUCCIÓN

Una de las alternativas energéticas que ha tenido un importante auge en los últimos años es la obtenida por medio de biomásas. Se entiende por biomasa al conjunto de materia orgánica renovable (no fósil) de origen vegetal, animal o procedente de la transformación natural o artificial de la misma (Energías-Renovables, 2008).

La forma de obtener energía mediante la utilización de biomásas es por medio del proceso de fermentación. De este proceso esencialmente se obtienen dos productos: el primer producto que se puede obtener es el biogás y el segundo producto que se puede obtener es bioetanol. El principal uso del biogás es transformarlo en energía eléctrica por medio de un generador eléctrico, o usarlo como combustible en máquinas que trabajen con él. Por su parte el bioetanol pasa por otro proceso de purificación para poder obtener etanol y así utilizarlo como combustible para automóviles o en alguna otra aplicación. En este trabajo el tipo de fermentación que se realizará es de tipo alcohólica. El proceso de fermentación alcohólica tiene sus orígenes desde la antigüedad pero no fue hasta que Pasteur estableció: a) el papel que asume la levadura en la fermentación alcohólica, b) la fermentación como un fenómeno fisiológico, c) las diferencias entre utilizar una levadura anaerobia y aerobia para fermentar azúcar. Este último descubrimiento abrió paso para el desarrollo de diferentes procesos de fermentación. Una fermentación es básicamente una reacción bioquímica la cual es generada por un catalizador y que se puede llevar a cabo en cualquier ambiente con las condiciones necesarias para el desarrollo de éste; un catalizador es un cuerpo capaz

de acelerar una reacción y puede ser una enzima o un microorganismo (Levenspiel, 1987).

Existen básicamente dos tipos de fermentación: una realizada en un ambiente anaerobio y una en un ambiente aerobio. La diferencia entre una y otra es la ausencia y presencia de oxígeno, respectivamente. Ahora bien la forma de trabajo de un bioreactor o fermentador como comúnmente se le llama esencialmente se divide en dos: la primera es mediante la alimentación continua del sustrato a fermentar en éste; la segunda forma es por lotes o tipo batch, es decir, sólo se deposita una cierta cantidad de materia para ser fermentada.

La principal motivación del desarrollo de este proyecto es que en CENIDET no se cuenta con un prototipo de esta naturaleza, y con este bioreactor se pretende derivar diversos trabajos en el área de control automático e implementar los ya desarrollados.

El presente trabajo se divide de la siguiente forma: En la sección 2 se mencionan las características físicas del prototipo, las características químicas de una reacción así como la descripción del proceso de fermentación. La sección 3 está dedicada al modelado del sistema y en la sección 4 se muestran las simulaciones. Por último en la sección 5 las conclusiones y los trabajos futuros.

II. ANÁLISIS DEL PROCESO

Al diseñar un bioreactor se debe de tener en cuenta las características del proceso a realizar, asegurar las condiciones necesarias para el crecimiento de los microorganismos y la obtención del producto final deseado. Por ejemplo en (Lin, 2012) se enfatiza en las necesidades para el desarrollo de la levadura tipo *Saccharomyces cerevisiae* BY4742 tales como homogeneidad, temperatura, pH, concentración inicial de glucosa.

II-A. Diseño del bioreactor

El bioreactor se diseñó para una capacidad de 20 litros, ya que considerando que al agitar el nivel de la mezcla se incrementa debido a que en el caso específico de una fermentación, existen partículas sólidas flotantes dadas por la combinación entre el mosto y levaduras y que se elevan

por la acción del CO_2 . En la Fig.1 se muestran las dimensiones del bioreactor, note que la capacidad volumétrica del bioreactor es en realidad de 24.7 litros.

Cálculo del volumen total del reactor: Para la parte cilíndrica: $V_1 = (\frac{\pi D^2}{4})a = 21206cm^3$, Para la parte cónica: $V_2 = (\frac{\pi D^2}{12})a = 3534,3cm^3$.

Volumen total:

$$V_T = V_1 + V_2 = 24740.3cm^3 = 24.7litros \quad (1)$$

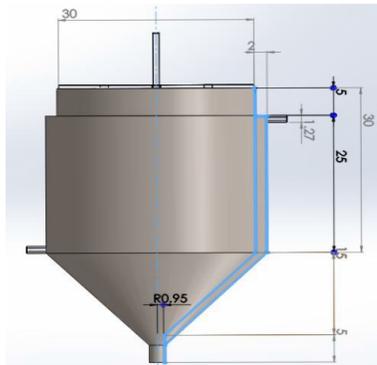


Figura 1. Dimensiones del bioreactor

Existen diversas formas para mantener la temperatura deseada en el interior del reactor, de acuerdo con la ley de la termodinámica existen tres formas de transferir o recibir calor de un cuerpo a otro “conducción, convección y radiación”, el prototipo presentado cuenta con una chaqueta calefactora (o de enfriamiento según sea el caso), la cual dentro del ámbito industrial es una de las formas más comunes de transmitir o remover calor a un bioreactor. La forma en que la chaqueta transfiere y absorbe calor al bioreactor es por el principio de conducción, la conducción es la transferencia de calor a través de un material fijo tal como la pared estacionaria. Donald Q. Kern demuestra que este tipo de transferencia de calor puede ser descrito en una ecuación:

$$dQ = U A dT_p \quad (2)$$

Donde dQ es la cantidad de flujo de calor, dT_p la diferencia de temperatura que impulsa el calor a través de la pared de espesor, A el área de la pared, y la constante de proporcionalidad U es un término sobre el cual tiene influencia la naturaleza del fluido y la forma de agitación. Se llama coeficiente de transferencia de calor cuando la ecuación (2) se describe en su forma integrada, $Q = U A \Delta T$ se le conoce como la ley de enfriamiento de Newton. En la Fig. 2 se muestra la estructura de la chaqueta, la cual cuenta con un volumen total de 6.6371 litros y la entrada de alimentación es por medio de un tubo de un diámetro media pulgada, donde fluye un agua para el calentamiento del núcleo del reactor o su enfriamiento según sea el caso.

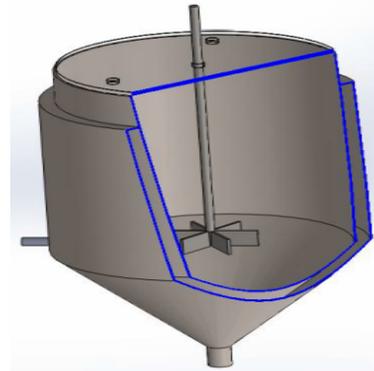


Figura 2. Chaqueta térmica del reactor.

El prototipo cuenta con una entrada de alimentación para poder usarlo en modo continuo o bien no usar la entrada y utilizarlo en modo batch. Para garantizar la homogeneidad en el proceso la agitación se lleva a cabo por medio de una paleta que es impulsada por un motor de CA. La paleta es del tipo turbina de hoja plana ya que esta genera un movimiento de forma radial y tangencial, así como también exista un movimiento vertical con respecto al vástago del agitador, es decir, que se pueda producir un vórtice. Esto se evita mediante el control de velocidad del motor de CA ya que una fermentación no necesita de una agitación muy rápida y comúnmente se trabaja a una velocidad de 150 RPM.

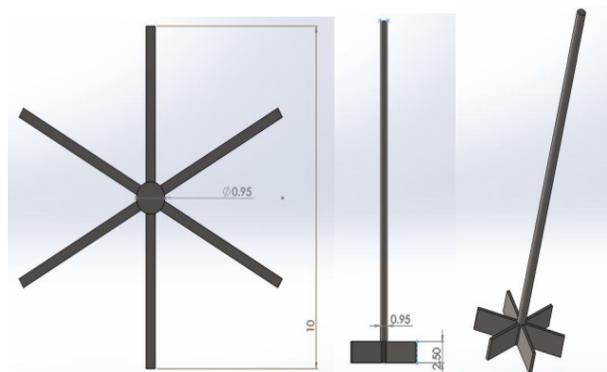


Figura 3. Diseño de la Paleta

Para lograr la agitación deseada se calcula la potencia del motor, la cual consiste en determinar el número de Reynolds (N_{Re}), el número de potencia para los impulsores (N_p) y por último la potencia del motor en hp . El número de Reynolds de acuerdo a (Edward L. Paul, 2004) se calcula con la siguiente ecuación:

$$N_{Re} = \frac{(d^2 N \rho)}{\mu} \quad (3)$$

N_{Re} = Número de Reynolds [adimensional]
 d = diámetro del impulsor = 10 cm = 0.1 m
 N = Velocidad nominal del motor=1800rpm= 30 rps

ρ = Densidad de la mezcla dentro del reactor=1060kg/m³
 μ = Viscosidad de la mezcla dentro del reactor=0.1139 kg/m

$$N_{Re} = \frac{(0,1m)^2(30rps)(1060kg/m^3)}{0,1139kg/ms} = 2791,922739 \quad (4)$$

Para el cálculo de la densidad de la mezcla en el reactor (ρ), se considera la variación de SG, pH y acidez en la fermentación dada por (Edward L. Paul, 2004), donde indica que al inicio de la agitación (en el caso de la fermentación) se tiene una mayor gravedad específica.

II-B. Características químicas y bioquímicas del proceso de fermentación

En un proceso bioquímico la velocidad de reacción química de las sustancias que conforman la reacción se representa de acuerdo a (Blair, 1953) como:

$$r_S = kC_S^n \quad (5)$$

donde n es el orden de reacción con respecto a la concentración de S , denotada como C_S , y k es el coeficiente cinético. En una reacción química homogénea las dimensiones del coeficiente cinético k para la reacción de orden n son tiempo y concentración. La velocidad de reacción química es una cantidad intensiva y dependiente de la temperatura y concentración (Fogler, 2004). El factor que depende de la temperatura se encuentra estrictamente relacionado con la ecuación de Arrhenius de acuerdo con (Levenspiel, 1987; Blair, 1953). La ecuación de Arrhenius se muestra en la siguiente la expresión:

$$k = k_0 e^{(-E_a/RT)} \quad (6)$$

El factor de frecuencia o factor pre exponencial es denotado por k_0 , E_a la energía de activación, R la constante de gases (8.314 J/molK), y T denota la temperatura absoluta (que para nuestro caso es la temperatura en el núcleo del reactor). En el caso de la energía de activación el valor depende del catalizador que se esté utilizando, y por lo general éste dato es especificado por el proveedor.

La tasa de crecimiento comúnmente se denota como ΔH_R , la cual puede ser positiva o negativa; para un proceso endotérmico, ΔH_R es positivo, si es un proceso exotérmico, ΔH_R es negativo; la tasa de crecimiento se puede confundir con la entalpía, ya que la entalpía es la interacción del sistema con su entorno. Este se puede traducir como el intercambio de energías, las cuales pueden ser negativa (cuando se libera calor) o positiva (cuando se recibe calor).

En una fermentación se tiene una entalpia negativa, ya que las levaduras liberan calor al crecer, multiplicarse y transformar los azúcares en CO_2 y alcohol. La densidad y calor específico se determinan de acuerdo a las sustancias que conformen el mosto y los materiales con los que está hecho el reactor.

II-C. Proceso de fermentación

Para realizar el modelo del proceso de fermentación, en (Bequette, 1957; Stephanopoulos, 1984; Luyben, 1990) se postulan tres ecuaciones fundamentales que son: balance de masas, balance de energía y momento. Estas pueden ser caracterizadas por variables fundamentales como son densidad, concentración, temperatura, presión y velocidad de flujo, que en el ámbito de control son llamadas variables de estado.

Al iniciar una fermentación es necesario activar el catalizador a utilizar, ya que por lo general estos se encuentran inactivos en sus cepas de origen. La manera más común de realizarlo es elevar la temperatura calentando la mezcla (mosto) a un punto y tiempo determinado por el proveedor. Por ejemplo, en (A.P. Pereira, 2013) utilizaron *Saccharomyces cerevisiae* Lalvin QA23 y *Saccharomyces cerevisiae* Lalvin ICV D47 las cuales fueron preparadas por rehidratación de 10g de levadura seca activa en 100ml de miel-mosto a 38°C de acuerdo con las instrucciones del proveedor para obtener 108 *UFC/ml* (Unidad Formada por Colonias por ml). Entonces, el primer paso es activar la *Saccharomyces cerevisiae* (levadura) durante un periodo de tiempo determinado. Una vez concluido el tiempo de activación se debe de regular la temperatura al valor en que se desarrollará el proceso de fermentación (Lin, 2012). Durante el etapa de crecimiento de la levadura, se debe de mantener esta temperatura al mismo valor. Una vez que la levadura termina de consumir todos los nutrientes (azúcares), deja de producir y entonces se procede a una siguiente de etapa, la cual es desactivar la levadura para que no afecte al producto deseado. Esto se logra aumentando la temperatura por encima del valor que tolera la levadura por un periodo de tiempo no muy largo. Por ejemplo en (A.P. Pereira, 2013) los mostos de miel se pasteurizan a 65°C durante 10 min y enfriados inmediatamente a 3°C.

Por lo anterior se vislumbra que el proceso será manipulado teniendo como objetivo de control el seguimiento de trayectoria de la temperatura en las cuatro etapas del proceso de fermentación las cuales son:

a) Fase de retraso.- En esta etapa se activa la levadura a utilizar de acuerdo a las especificaciones del proveedor.

b) Fase exponencial.- Para esta etapa se mantendrá la temperatura a la cual la levadura consume de mejor manera los nutrientes para poder tener la mayor y mejor producto.

c) Muerte de la levadura.- Una vez que la levadura ha concluido con su ciclo de producción, se procede a separarla de la sustancia calentando la mezcla a temperaturas que no sean soportables para ella, causando su muerte.

d) Enfriamiento.- Esta última etapa consiste en enfriar la mezcla una vez que se le dio muerte a la bacteria.

En la Fig. 4 se muestra el seguimiento de trayectoria que debe de realizar el controlador.

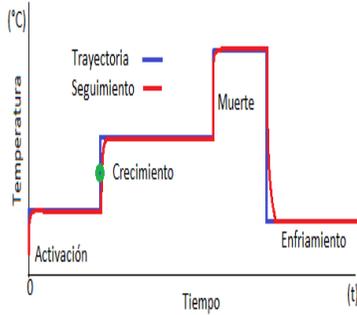


Figura 4. Seguimiento de Trayectoria

III. MODELADO

El modelado de un sistema está dirigido al balance de energía, y en especial, al control de temperatura. Para realizar un buen modelado es necesario especificar las variables de entrada, salida, y los parámetros; las variables de entrada normalmente deben ser especificadas antes que problema pueda ser resuelto. Las variables de salida son a menudo variables de estado medibles, particularmente para propósitos de control. En nuestro caso denotaremos $y = T$ como la variable de salida. Los parámetros son típicamente un valor físico o químico que debe ser especificado o conocido para resolver el problema matemáticamente.

Las mediciones realizadas en el proceso se pueden apreciar en la Fig. 5.

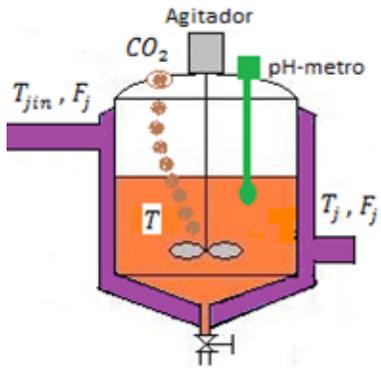


Figura 5. Medición de variables

III-A. Modelo de un reactor por lotes

A continuación se hace mención al balance de masas entre el sustrato y producto final deseado el cual está enfocado una fermentación por lotes.

III-A.0.a. Balance de Masas: Para describir el balance de masas, recordemos que se trata simplemente de la materia prima (el sustrato S) tal como lo es glucosa, maltosa, y todos los azúcares existentes en la mezcla que pueden ser transformadas en alcohol mediante el uso de un catalizador (*Saccharomyces cerevisiae*). Los principales factores que intervienen en la dinámica del balance de masa

son la concentración de S denotada por (C_S), el factor exponencial (k_0) y la coalición entre moléculas $e^{(E_a/RT)}$. La conversión del sustrato S al componente P se traduce matemáticamente por las Ecs. (7) y (8) .

$$\frac{dC_S}{dt} = -k_0 e^{-E_a/RT} C_S \quad (7)$$

$$\frac{dC_P}{dt} = k_0 e^{-E_a/RT} C_S \quad (8)$$

Note que la Ec.(7) representa la pérdida del sustrato S mediante el signo negativo, mientras que la Ec.(8) se representa el aumento de P.

III-A.0.b. Balance de Energía : El balance de energía esencialmente está representado por dos ecuaciones diferenciales (9) y (10) las cuales representan la temperatura en el núcleo del reactor (T) y la temperatura de la chaqueta (T_j) respectivamente.

$$\frac{dT}{dt} = -\frac{UA}{(V\rho c_p)}(T - T_j) + \frac{(-\Delta H)}{(\rho c_p)} k_0 e^{(-E_a/RT)} C_S \quad (9)$$

$$\frac{dT_j}{dt} = \frac{F_j}{V_j}(T_{jin} - T_j) + \frac{UA}{(V_j \rho_j c_{pj})}(T - T_j) \quad (10)$$

La ecuación (9) describe la dinámica de la temperatura dentro del bioreactor, donde U es el coeficiente de transferencia de calor, A es el área de transferencia de calor, V es el volumen dentro del reactor, ρ es la densidad de la biomasa, c_p el calor específico, ΔH es la entalpía que es absorbida por la chaqueta.

Por otra parte, en la ecuación (10) se presenta la dinámica la temperatura en la chaqueta, donde el subíndice j es empleado para distinguir que es para la chaqueta.

III-B. Modelo de un reactor en modo continuo

Anteriormente se ha mencionado la diferencia entre un reactor por lotes y uno continuo, la diferencia radica principalmente en la alimentación de este último. A continuación se muestra en las Ecs.(11) y (12) el balance de masas para un CSTR (que por sus siglas en inglés de: Continuous Stirred Tank Reactor).

III-B.0.a. Balance de masas: El comportamiento de C_S es representado por (8), donde se tiene el término $\frac{F}{V}(C_{Sf} - C_S)$ el cual denota la alimentación del sustrato S, y por su parte en (9) el término $-\frac{F}{V}(C_{Sf} - C_S)$ denota la conversión de S (azúcares) en el producto final.

$$\frac{dC_S}{dt} = \frac{F}{V}(C_{Sf} - C_S) - k_0 e^{(-\Delta E_a/RT)} C_S \quad (11)$$

$$\frac{dC_P}{dt} = k_0 e^{(-\Delta E_a/RT)} C_P - \frac{F}{V}(C_{Sf} - C_S) \quad (12)$$

III-B.0.b. *Balace de energía:* Para el balace de energía se tienen dos ecuaciones diferenciales (13) y (14).

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F}{V}(T_f - T) + \frac{(-\Delta H)}{(\rho c_p)} k_0 e^{(-\Delta E_a)/RT} C_S \quad (13)$$

$$- \frac{UA}{(V\rho c_p)}(T - T_j)$$

$$\frac{dT_j}{dt} = \frac{F_j}{V_j}(T_{jin} - T_j) - \frac{UA}{(V_j\rho_j c_{pj})}(T - T_j) \quad (14)$$

En la Ec.(13) se describe esencialmente la dinámica de T , donde el término $\frac{F}{V}(T_f - T)$ expresa la temperatura de entrada del flujo de alimentación del sustrato S al interior del reactor. Por su parte, la ecuación que define la dinámica T_j es igual a la Ec.(14).

IV. SIMULACIONES

El objetivo de esta sección es hacer notar la diferencia entre una fermentación en continuo o por lotes en un biorreactor, utilizando los modelos establecidos anteriormente. Las pruebas se realizaron en lazo abierto, los datos de simulación se muestran en el Anexo 1 en la Tabla 1.

En la Fig. 6 se observa el comportamiento de las concentraciones de sustrato y producto en una fermentación en continuo.

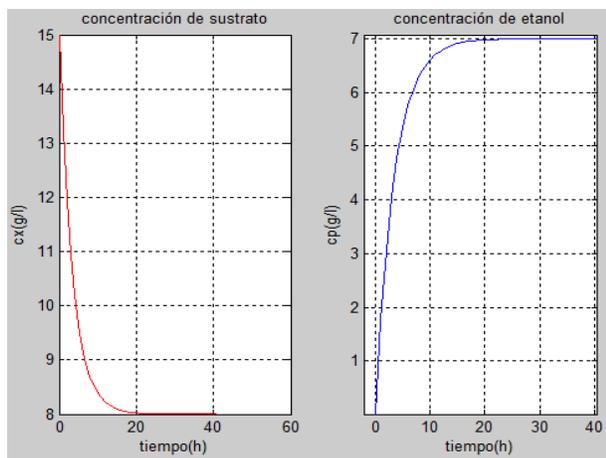


Figura 6. Evolución de las concentraciones en un biorreactor en modo continuo

Note que la concentración del sustrato se establece en el valor del flujo de alimentación del sustrato. Con ello se logra una concentración del producto final de 7 g/l en un tiempo de 20 hrs aproximadamente.

La dinámica de las temperaturas se muestra en la Fig. 7. Las pruebas se realizaron en lazo abierto, donde la temperatura del reactor T_r alcanza un valor de 41.5°C y T_j alcanza una temperatura de 47.6°C debido a la absorción del calor generado por el biorreactor. El tiempo en el que la levadura deja de producir calor coincide con el tiempo en el que se establece la temperatura dentro del biorreactor.

Esto es por que la temperatura sobrepasa la tolerancia que tienen las levaduras a la temperatura. Por ello empiezan a perecer algunas y con ello llegan a una concentración máxima de 8g/l, que es el valor del flujo de alimentación del biorreactor.

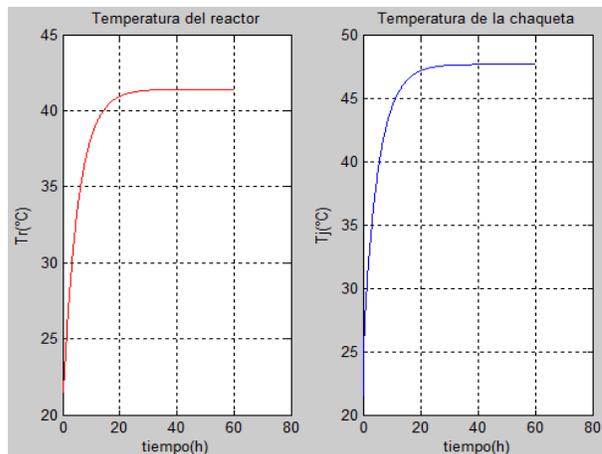


Figura 7. Evolución de las temperaturas del proceso

La evolución de las dinámicas de las concentraciones de sustrato y producto realizadas para un proceso de fermentación en batch se muestran en la Fig. 8, donde se aprecia claramente que el sustrato consumido es transformado en la misma cantidad en el producto final.

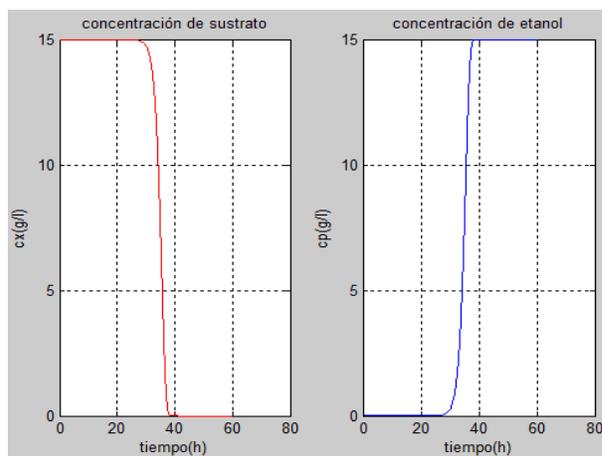


Figura 8. Evolución de las concentraciones en un bioreactor batch

V. CONCLUSIONES

En este trabajo se muestra el diseño de un bioreactor en el cual se lleva el proceso bioquímico de fermentación, así como su modelado. Se plantea que en un futuro, este reactor sea utilizado para implementar esquemas de monitoreo, control y diagnóstico de fallas.

En cuanto a las técnicas de control en donde se necesite determinar parámetros y/o variables que en procesos complejos difíciles de obtener, se plantea el uso de observadores, ya estos cumplen con la función de estimar parámetros.

VI. AGRADECIMIENTOS

Al PROMEP por facilitar los recursos para la elaboración del prototipo del bioreactor.

REFERENCIAS

- A.P. Pereira, A. Mendes-Ferreira, J.M.Oliveira L.M. Estevinho A. Mendes-Faia (2013). High-cell-density fermentation of *saccharomyces cerevisiae* for the optimization of mead production. *Microbiología de los Alimentos* **33**(1), 114–123.
- Bequette, B. Wayne (1957). *Process control modeling, design, and simulation*. series in the physical and chemical engineering sciences. Prentice-Hall international.
- Blair, Mary Grace (1953). Factors affecting the yield of alcohol in the fermentation of dglucose.
- Edward L. Paul, Victor A. Atiemo-Obeng, Suzanne M. Kresta (2004). Handbook of industrial mixing science and practice.
- Energias-Renovables (2008). *Energias Renovables*. Energia Biomasa.
- Fogler, H. Scott (2004). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 3rd. ed. Prentice-Hall of India.
- Levenspiel, Octave (1987). *Ingengería de las reacciones químicas*. Jhon Wiley and Sons, Inc., New York. Departamento de la Universidad del estado de Oregon.
- Lin, Yan Zhang, Wei Li Chunjie Sakakibara Kei Tanaka Shuzo Kong Hainan (2012). Factors affecting ethanol fermentation using *saccharomyces cerevisiae* by4742. *Biomass and Bioenergy* **47**, 395–401.
- Luyben, William L. (1990). *Process Modelling, Simulation and Control for Chemical Engineers*. Chemical Engineering, second ed. McGRAW-HILL INTERNATIONAL.
- Stephanopoulos, George (1984). *Chemical process control an introduction to theory and practice*. Prentice-Hall.

Anexo 1 Tabla 1

| Símbolo | Descripción | Valor-Unidades |
|------------|--|------------------------------|
| k_1, k_2 | Factor pre exponencial de Arrhenius | $9.5 * 10^8, 2.55 * 10^{33}$ |
| A_T | Área total de transferencia de calor | $0.2(m^2)$ |
| c_S | Concentración del sustrato | $15(g/l)$ |
| c_P | Concentración del producto | $0(g/l)$ |
| c_{hr} | Capacidad calorífica de la biomasa del reactor | $4.18(J/kgmolK)$ |
| c_{hj} | Capacidad calorífica del fluido del chaqueta del reactor | $4.18(J/kgmolK)$ |
| c_X | Concentración de las levaduras | $0.2(g/l)$ |
| E_{a1} | Energía de activación | $55,000(J/mol)$ |
| E_{a2} | Energía de activación | $220,000(J/mol)$ |
| F_j | Flujo de la chaqueta | $5(1/h)$ |
| R | Constante universal de gases | $8.314(J/molK)$ |
| T_r | Temperatura del núcleo del reactor | $21.5(^{\circ}C)$ |
| T_j | Temperatura de la chaqueta | $21.5(^{\circ}C)$ |
| T_{jin} | Temperatura de entrada del flujo de la chaqueta | $21.5(^{\circ}C)$ |
| t | Tiempo | h |
| U | Coefficiente de transferencia de calor | $3.6 * 10^5(J/hm^2K)$ |
| V | Volumen del reactor | $20(l)$ |
| V_j | Volumen de la chaqueta | $6.637(l)$ |
| ρ_r | Densidad del flujo del reactor | $1080(g/l)$ |
| ρ_j | Densidad del flujo de la chaqueta | $1000(g/l)$ |
| μ_X | Tasa específica máxima de crecimiento de la levadura | (h) |
| ΔH | Calor de la reacción (entalpia) | $518(KJ/mol)$ |