

# Caracterización hidrodinámica de un biorreactor multifuncional

## *Hydrodynamic characterization of a multifunctional bioreactor*

Olivier López Gómez <sup>1</sup>  
Jacqueline Morales Noriega <sup>1</sup>  
Lucía María Cristina Ventura Canseco <sup>1</sup>  
Federico Antonio Gutiérrez Miceli <sup>1</sup>  
José Humberto Castañón González <sup>1</sup>

### RESUMEN

Las torres de contacto gas-líquido se pueden utilizar para llevar a cabo procesos aerobios para la degradación biológica de residuos. En estos reactores se logran aceptables velocidades de transferencia de oxígeno, operando con un reducido consumo energético, adicionalmente ocupan poca área, en comparación con la requerida en los procesos convencionales de tratamiento de aguas, lo que repercute favorablemente en el costo de inversión. Sin embargo, los diseños de torres que se encuentran disponibles son poco versátiles y tienen algunos problemas para su limpieza. En el presente trabajo se caracterizó una torre de contacto gas-líquido de nivel laboratorio, que funciona como columna de burbujeo y como reactor *airlift* de tubos concéntricos. Los resultados muestran que la modificación de una columna burbujeadora en *airlift* mejora el tiempo de mezclado terminal y los valores de KLa son aceptables, lo que se traduce en una velocidad de transferencia de oxígeno en el reactor, suficiente para satisfacer la demanda en los procesos convencionales.

**Palabras clave:** Reactores biológicos, caracterización hidrodinámica, reactor *airlift*, columna de burbujeo.

### ABSTRACT

The towers of gas-liquid contact can be used to carry out processes for aerobic biological degradation of waste. These reactors are achieved acceptable transfer rates for oxygen, operating with a reduced energy consumption, low area additionally deal, compared with that required in conventional water treatment, which impacts positively on the investment cost. However, the designs of towers that are available are little versatile and have some problems for cleaning. In the present work was characterized a tower of contact gas-liquid-level laboratory, which operates as a bubble column reactor and concentric tube Airlift. The results showed that modification of a bubble column Airlift improves the mixing time terminal and KLa values are acceptable, resulting in a transfer rate of oxygen in the reactor, sufficient to meet demand in the conventional processes.

**Key words:** Biological reactors, hydrodynamic characterization, Airlift reactor, bubble column.

## 1. INTRODUCCIÓN

El biorreactor es un equipo en el que se pueden realizar reacciones bioquímicas para convertir cualquier sustrato en un producto de utilidad por la acción de biocatalizadores (enzimas, células o estructuras subcelulares) (Chisti *et al.*, 1987). Los biorreactores se emplean en la manufactura de productos comerciales como metabolitos primarios (ácido acético, acetona, alcohol, ácidos orgánicos, aminoácidos, vitaminas y polisacáridos); metabolitos secundarios (antibióticos); enzimas industriales; cultivo de células (biomasa) y tratamiento de aguas residuales (Chisti, 1989; Scragg, 1996).

Con el transcurso del tiempo se han diseñado distintos tipos de reactores; como los agitados mecánicamente (agitador movido por un motor), de agitación neumática (aire u otro gas), reactores para cultivo con células inmovilizadas

(lecho fijo o fluidizado) y algunos que combinan características de distintos diseños, como los de agitación mecánica con suministro de aire y recientemente reactores *airlift* (de agitación neumática) con agitadores mecánicos (Chisti y Jáuregui-Hazza, 2002). Todos estos diseños tienen como fin mejorar las condiciones de cultivo, sobre todo la transferencia de oxígeno (factor limitante del crecimiento en microorganismos aerobios).

Para reducir el costo de cualquier bioproceso es necesario, en primer lugar, identificar cuáles aspectos son los que determinan el costo final, donde los componentes más importantes son los siguientes: investigación y desarrollo, la etapa de fermentación o de reacción, el procesamiento y recuperación posterior, la administración y la mercadotecnia.

Para alcanzar la velocidad total de producción deseada utilizando un recipiente de tamaño pe-

<sup>1</sup> Laboratorio de Investigación. División de Estudios de Posgrado e Investigación del Instituto Tecnológico de Tuxtla Gutiérrez. Carretera Panamericana Km 1080. Tuxtla Gutiérrez, Chiapas; México. C. P. 29050 e-mail: ibqhumberto@yahoo.com.mx



queño, la productividad volumétrica del reactor debe ser suficientemente elevada. La productividad volumétrica depende de la concentración del catalizador y de su velocidad específica de producción. Para alcanzar elevadas velocidades volumétricas, el reactor debe permitir alcanzar la máxima actividad catalítica, a la mayor concentración posible del mismo.

La capacidad de una planta de fermentaciones que opere en forma aerobia, está seriamente influenciada por la velocidad de transferencia de oxígeno en el reactor, esto es, por la velocidad de disolución del oxígeno presente en el aire suministrado, en el medio líquido donde está suspendido el microorganismo. Muchos procesos fermentativos, incluyendo el tratamiento biológico de aguas residuales con elevada demanda bioquímica de oxígeno (DBO), requieren reactores con elevada velocidad de transferencia de oxígeno y un mínimo consumo de energía. Esto se traduce en una elevada economía de aireación y en la reducción de gastos de operación (Pigache *et al.*, 1992; Siegel y Merchuck, 1988).

Tradicionalmente, los tanques agitados mecánicamente han sido el principal tipo de reactor utilizado para fermentaciones aerobias sumergidas (Popovic y Robinson, 1988); sin embargo, tienen algunas desventajas, como el elevado consumo de potencia para la agitación, un costo de inversión relativamente alto (motor, turbinas, sellos mecánicos, soportes), problemas para el mantenimiento de condiciones asépticas, etc. Para sortear estos problemas, se consideran apropiadas las torres de contacto gas-líquido (TCGL). Entre éstas se encuentran las columnas de burbujeo y los reactores *airlift*.

Las TCGL se utilizan ampliamente en procesos fermentativos y presentan como principal ventaja su fácil diseño, construcción y mantenimiento aséptico, ya que carecen de partes móviles (Wu y Wu, 1991). Uno de sus principales problemas es un deficiente mezclado, dado que las corrientes de flujo son aleatorias. Para cierto tipo de procesos es conveniente modificar estas columnas de burbujeo para fijar un patrón de circulación de líquido en su interior (Suh *et al.*, 1992). Una columna de burbujeo modificada en ese sentido, se transforma en el denominado reactor *airlift*.

Los reactores *airlift* son dispositivos de contacto gas-líquido de importancia creciente en la industria biotecnológica y de manera general

consisten en un depósito de líquido dividido verticalmente en dos zonas conectadas en la parte superior e inferior. En una de estas zonas (*riser*) se inyecta aire, en la otra se produce el descenso de líquido en la zona no aireada (*downcomer*), estableciéndose una circulación axial. La retención del gas en la zona aireada, origina una diferencia en la densidad de la mezcla gas-líquido, lo que induce justamente la circulación del fluido dentro del reactor (Chisti *et al.*, 1988). Con este tipo de reactores se mejora marcadamente el mezclado del líquido y se mantiene una aceptable velocidad de transferencia de oxígeno, al mismo tiempo, el consumo de energía es moderado, puesto que sólo se consume la cantidad necesaria para la compresión del aire que provoca el mezclado y la circulación del líquido en el reactor. El aire que circula en el dispositivo tiene una doble función, además de llevar el oxígeno requerido para el metabolismo microbiano, permite la creación de la turbulencia necesaria en la fase líquida para obtener una aceptable velocidad de transferencia de oxígeno y un buen grado de mezclado.

En esta clase de equipos puede generarse una elevada velocidad lineal de líquido sin necesidad de contar con dispositivos externos de recirculación (bombas), por lo que el intervalo de operación de estos reactores, en términos de velocidades superficiales de gas ( $W_{sg}$ ) y de líquido ( $V_{lc}$ ), es más extenso que para las columnas burbujeadoras (Chisti, 1989). No obstante que mejora la circulación de líquido y por tanto el mezclado, esta mejoría viene acompañada por una disminución en el tiempo de residencia de las burbujas en el ducto de ascenso, lo que provoca una disminución del coeficiente de retención de gas ( $E_g$ ) y consecuentemente en el área interfacial de contacto gas-líquido ( $a'$ ) y en el coeficiente de transferencia de oxígeno en el reactor (Popovic y Robinson, 1988). Dentro de los fermentadores neumáticos, el reactor *airlift* presenta como una ventaja extra sobre las columnas de burbujeo, la mejoría en el coeficiente de transferencia de calor, lo que favorece marcadamente la velocidad de remoción de calor generado durante la fermentación (Popovic y Robinson, 1988). El objetivo del presente trabajo fue caracterizar hidrodinámicamente una torre de contacto gas-líquido que funcione como columna de burbujeo y como reactor *airlift* de tubos concéntricos.



## 2. MATERIALES Y MÉTODOS

### 2.1 Caracterización hidrodinámica

Se caracterizó hidrodinámicamente el biorreactor, lo que involucró la determinación de las siguientes variables en función de la velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ ) y de la relación entre las áreas del difusor y del reactor; esto es: el tiempo terminal de mezclado ( $t_m$ ), coeficiente de retención de gas ( $E_g$ ), diámetro de burbuja ( $db_{sm}$ ) y área interfacial de contacto gas-líquido ( $a'$ ).

#### 2.1.1 Determinación del tiempo terminal de mezclado ( $t_m$ )

El tiempo terminal de mezclado se define como el tiempo necesario para que una gota de azul de metileno que ingresa en un contenedor lleno de fluido sea completamente mezclada hasta niveles moleculares. Se determinó de acuerdo con el protocolo de López (1997):

- Medición visual del tiempo que tarda en homogeneizarse el color impartido por un pulso de 2 mL de una solución de azul de metileno inyectado por la parte superior del reactor, y por la parte inferior del reactor en la primer toma de la TCGL.

- Para el caso de la columna de burbujeo y el reactor *airlift*, la determinación se hizo a gastos de aire de 0.379 a 1.898 Lmin<sup>-1</sup>, es decir se realizaron cinco flujos diferentes que se encuentran en ese rango. En la columna y en el reactor *airlift* se trabajó con un volumen de operación de 5.715 L.

- Los resultados se representan en función de la velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ ) para el difusor que se manejó.

#### 2.1.2 Determinación del coeficiente de retención de gas ( $E_g$ )

Es la fracción de gas retenida en la mezcla gas-líquido, y se determinó como la relación del incremento entre los volúmenes del líquido cuando se airea, y la mezcla gas-líquido. La altura del líquido (Hl) corresponde al volumen de referencia en la columna (Vl) cuando no existe aireación alguna. La altura de la mezcla gas-líquido se conoce como Hlg. El valor del coeficiente de retención de gas se calcula con la siguiente relación (Castañón, 1999).

#### 2.1.3 Determinación del diámetro de burbuja ( $db_{ms}$ )

Existe variación en el diámetro de burbuja como respuesta a la velocidad superficial de gas en el reactor, es por esto que se determinó el valor del diámetro estadístico, o medio de Sauter de las burbujas en diversas condiciones de operación. Se utilizó la siguiente relación (López, 1997):

Para determinar los diámetros, el reactor se puso en operación con agua, y se tomaron fotografías digitales del reactor operando las cinco velocidades del gas. Estas fotografías fueron ampliadas y analizadas, midiendo el diámetro de 50 burbujas en las zonas donde no se presentó coalescencia, cercana al difusor. El diámetro real de las burbujas fue calculado tomando en cuenta que el diámetro interno del reactor es de 13 cm.

#### 2.1.4. Determinación del área interfacial de contacto gas-líquido ( $a'$ )

Esta depende del coeficiente de retención y del diámetro medio de Sauter y se calculó mediante la expresión de Calderbank (López, 1997).

#### 2.1.5 Determinación de las velocidades de circulación del fluido en el reactor *airlift*

Se determinó la velocidad lineal de circulación del líquido para la configuración *airlift* en las zonas de ascenso o riser ( $V_{lr}$ ) y zona de descenso o downcomer ( $V_{ld}$ ); para lo cual se colocaron marcadores de circulación (fragmentos de papel coloreados de aproximadamente 10 mm de diámetro) que fueron arrastrados por el flujo del líquido y se consideró que la velocidad con que esto sucedió era igual a la del fluido circulante. Para determinar la velocidad lineal de circulación se tomó el tiempo que tardan en recorrer los marcadores a una distancia conocida en el reactor, a un determinado gasto de aire medido en el rotámetro (Sánchez, 2000).

#### 2.1.6 Determinación del gasto de recirculación en el reactor *airlift*

El gasto de circulación para los comportamientos del reactor *airlift*, se calcularon a partir de la siguiente ecuación:

$$Q_r = Q_d = V_{ld} \times A_d = V_{lr} \times A_r$$



Donde:

$Q_r$  = Gasto de circulación en el ducto de ascenso o riser ( $\text{cm}^3/\text{s}$ ).

$Q_d$  = Gasto de circulación en el ducto de descenso o downcomer ( $\text{cm}^3/\text{s}$ ).

$V_{ld}$  = Velocidad lineal de circulación en el ducto de descenso o downcomer ( $\text{cm/s}$ ).

$V_{lr}$  = Velocidad lineal de circulación en el ducto de ascenso o riser ( $\text{cm/s}$ ).

$A_d$  = Área del ducto de descenso o downcomer ( $\text{cm}^2$ ).

$A_r$  = Área del ducto de ascenso o riser ( $\text{cm}^2$ ).

### 2.1.7 Determinación teórica del coeficiente de transferencia de oxígeno (KLa)

Para conocer la capacidad de transferencia de oxígeno en los reactores, el valor de KLa se calculó en forma teórica para cada condición de operación, empleando las siguientes correlaciones para calcular la variación de  $K_L = f(W_{sg}, d_{bsm})$ . (Galíndez y Ruiz, 1994).

#### 2.1.7.1 Columna de burbujeo

Se determinó con las siguientes expresiones (Galíndez y Ruiz, 1994):

$$(Akita \text{ y } Yoshida)_1, \quad K_L a = \{(0.6D/D_r)^2 Sc^{0.5} Bo^{0.62} Ga^{0.31}\} Eg^{1.1} \quad d_b < 2.5 \text{ mm}$$

$$(Akita \text{ y } Yoshida)_2, \quad K_L = (0.5D/d_{bsm}) Sc^{0.5} Bo^{0.25} Ga^{0.375} \quad d_b > 2.5 \text{ mm}$$

$$(Calderbank)_1, \quad K_L = 0.31 Sc^{0.66} (g v_c)^{0.33} \quad d_b < 2.5 \text{ mm}$$

$$(Calderbank)_2, \quad K_L = 0.42 Sc^{0.5} (g v_c)^{0.33} \quad d_b > 2.5 \text{ mm}$$

$$(Bousinesq) \quad K_L = 1.13(D v_b)^{0.5} \quad v_b = W_{sg} / E_g$$

El valor de  $K_L$  obtenido se multiplica por el valor de  $a'$  obtenida anteriormente, para resultar el coeficiente de transferencia de oxígeno ( $K_L a$ ), la cual se expresa en función de  $W_{sg}$ .

Los números de Bond (Bo) y Galileo (Ga) son adimensionales, y su determinación depende de la ecuación empleada (Cuadro No. 1).

Cuadro No. 1. Fórmulas para el cálculo de los números de Bo y Ga (Galíndez y Ruiz, 1994)

| Número | Ecuación                | (Akita y Yoshida)1 | (Akita y Yoshida) 2         |
|--------|-------------------------|--------------------|-----------------------------|
| Bo     | $g \rho_l D_r^2 / \tau$ |                    | $g \rho_l d_{bsm}^2 / \tau$ |
| Ga     | $g D_r^3 / v_c^2$       |                    | $g d_{bsm}^3 / v_c^2$       |

$W_{sg}$  representa la velocidad del gas en los poros del difusor, y se obtiene dividiendo los flujos de aire utilizados (0.379–1.898 Lmin<sup>-1</sup>), entre el área del difusor (15.904  $\text{cm}^2$ ). En este caso nuestra limitante fue la fuente generadora de aire.

Se utilizaron los siguientes valores teóricos para las ecuaciones, tomando en cuenta una temperatura de 20 °C.

|          |                                                                  |
|----------|------------------------------------------------------------------|
| D        | $2.10 \times 10^{-5} \text{ (cm}^2/\text{s)}$ (Geankoplis, 1993) |
| $D_r$    | 13 cm                                                            |
| g        | 980.665 $\text{cm/s}^2$ (Geankoplis, 1993)                       |
| $\mu$    | 0.01005 $\text{g/cm s}$ (Geankoplis, 1993)                       |
| $\rho_l$ | 0.99823 $\text{g/cm}^3$ (Geankoplis, 1993)                       |
| $\tau$   | 72.8 $\text{g/s}^2$                                              |

#### 2.2.7.2 Reactor airlift

Se determinó con las ecuaciones de Bello *et al.* (Galíndez y Ruiz, 1994).

$$K_L^a = 0.76 (1 + A_d/A_r)^{-2} W_{sg}^{0.8}$$

$$KLa = 0.00055 (1 + A_d/A_r)^{-1.2} (P_g/V)^{0.8}$$

$$P_g = Q_g \rho_g [RT \ln(1 + \alpha) + W_{sg}^2/2]$$

$$V = Q_r t_m = (V_{lcr} A_r) / (V_{lcd} A_d)$$

|                      |                                                   |
|----------------------|---------------------------------------------------|
| $\rho_g$             | 1,20679137 ( $\text{kg/m}^3$ ) (Geankoplis, 1993) |
| R                    | 8314 Joule/Kmol°K (Galíndez y Ruiz, 1994)         |
| T                    | 293.15 °K                                         |
| $A_d$                | 21.6479 $\text{cm}^2 = 0.00216479 \text{ m}^2$    |
| $A_r$                | 42.2230 $\text{cm}^2 = 0.00422230 \text{ m}^2$    |
| $A_{\text{difusor}}$ | 15.904 $\text{cm}^2 = 0.0015904 \text{ m}^2$      |

### 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

El reactor puede operar como columna de burbujeo al retirarle el tubo concéntrico. En el Cuadro No. 2 se muestran las dimensiones del mismo, en el Cuadro No. 3 se presentan las áreas de los ductos de ascenso y descenso para el reactor *airlift* de tubos concéntricos.

Cuadro No. 2. Principales dimensiones del reactor

|                                                             |                      |
|-------------------------------------------------------------|----------------------|
| Diámetro interno del tubo concéntrico                       | 8.00 cm              |
| Diámetro externo del tubo concéntrico                       | 8.40 cm              |
| Altura del tubo concéntrico                                 | 34.00 cm             |
| Altura del tubo concéntrico con patas                       | 38.00 cm             |
| Diámetro interno de la columna                              | 13.00 cm             |
| Diámetro externo de la columna                              | 15.00 cm             |
| Altura de la columna                                        | 45.50 cm             |
| Altura del volumen de operación con base en la columna      | 39.00 cm             |
| Altura total del volumen de operación                       | 44.00 cm             |
| Altura total de la columna (columna más altura del difusor) | 53.50 cm             |
| Altura de la tapa                                           | 8.00 cm              |
| Altura de la base con difusor                               | 16.00 cm             |
| Área del difusor de la base                                 | 15.904 $\text{cm}^2$ |



|                                                             |                         |
|-------------------------------------------------------------|-------------------------|
| Altura de cada brida                                        | 2.00 cm                 |
| Diámetro externo de las bridas                              | 22.00 cm                |
| Diámetro interno de las bridas                              | 14.00 cm                |
| Espesor de las paredes de la columna                        | 1.00 cm                 |
| Espesor de las paredes del tubo concéntrico                 | 0.2 cm                  |
| Espesor de los empaques                                     | 0.5 cm                  |
| Diámetro del difusor de la base                             | 4.5 cm                  |
| Área seccional del reactor                                  | 63.7115 cm <sup>2</sup> |
| Altura total del reactor                                    | 87.50 cm                |
| Relación $H_1 / D_1$ (relación altura / diámetro seccional) | 3.5                     |
| Relación $HT_c / DT_c$ (relación altura / diámetro total)   | 5.3                     |

Cuadro No. 3. Medidas de las áreas del reactor *airlift* de tubos concéntricos construido

|                                           |                         |
|-------------------------------------------|-------------------------|
| Área del ducto de ascenso (riser) Ar      | 42.2230 cm <sup>2</sup> |
| Área del ducto de descenso (downcomer) Ad | 21.6479 cm <sup>2</sup> |
| Relación Ad/Ar                            | 0.5127                  |
| Área del reactor AR                       | 63.7115 cm <sup>2</sup> |
| Área del difusor Adif                     | 15.904 cm <sup>2</sup>  |
| Relación Adif / AR                        | 0.250                   |

### 3.1 Evaluación hidrodinámica del biorreactor (Columna de burbujeo y reactor *airlift* de tubos concéntricos)

#### 3.1.1 Determinación de la velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ ) para ambas configuraciones

$$W_{sg} = \text{Caudal del flujo de aire} / \text{Área del difusor.}$$

Los resultados se presentan a continuación en el Cuadro No. 4, estos valores dependieron totalmente de la capacidad de las bombas para aireación que se tienen al momento, y las velocidades superficiales del gas quedaron como se muestra:

Cuadro No. 4. Resultados de la velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ )

| $W_{sg}$ (cm/s) | Caudal o flujo de aire (cm <sup>3</sup> /s) |
|-----------------|---------------------------------------------|
| 1.9895          | 31.641                                      |
| 1.5916          | 25.313                                      |
| 1.1937          | 18.985                                      |
| 0.7958          | 12.656                                      |
| 0.3979          | 6.328                                       |

#### 3.1.2 Coeficiente de retención de gas ( $E_g$ ) en ambas configuraciones

En la Figura No. 1 se observa que los valores del coeficiente de retención del gas ( $E_g$ ) para la Columna de burbujeo se encontraban entre 0.0222 y 0.0112 y para el reactor *airlift* de tubos concéntricos los valores se encontraban entre 0.0265 y 0.0157, ambas configuraciones con una velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ ) entre 1.9895cm/s y 0.3979cm/s. Por lo tanto, los valores del coeficiente de retención del gas ( $E_g$ ) para el reactor *airlift* son mejores en comparación con los de la columna de burbujeo.

#### 3.1.3 Determinación del diámetro de la burbuja ( $d_{bsm}$ ) para ambas configuraciones

Para este caso se midió el diámetro de 50 burbujas en las zonas donde no se presentó coalescencia, esto se realizó para cada flujo de aire utilizado, y se determinó por medio de la ecuación estadística de Sauter:

$$d_{bsm} = \Sigma n_i d_{bi}^3 / \Sigma n_i d_{bi}^2$$

En la Figura No. 2 se observa que los valores del diámetro de burbuja ( $d_{bsm}$ ) fueron los mismos, porque se utilizó el mismo difusor para ambas configuraciones (Columna de burbujeo y reactor *airlift* de tubos concéntricos), por lo que los valores se encontraban entre 0.2285 cm y 0.2853 cm, en función de la velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ ) entre 0.3979 cm/s y 1.9895 cm/s. Por lo tanto el diámetro de burbuja depende del área del difusor y del diámetro de los poros, en este caso se utilizó un difusor de poro fino con un área de 15.904 cm<sup>2</sup>.

#### 3.1.4 Tiempo terminal de mezclado ( $t_m$ )

Para esta determinación se realizó el experimento desde dos puntos en el biorreactor, primeramente se presentan resultados de la inyección del pulso de azul de metileno desde la parte superior del reactor, presentados en la Figura No. 3, y posteriormente en la Figura No. 11, se presentan los valores obtenidos de la inyección del pulso de azul de metileno desde la parte inferior del cuerpo del reactor.

En la Figura No. 1 se presentan los resultados de los coeficientes de retención de gas para las dos configuraciones.

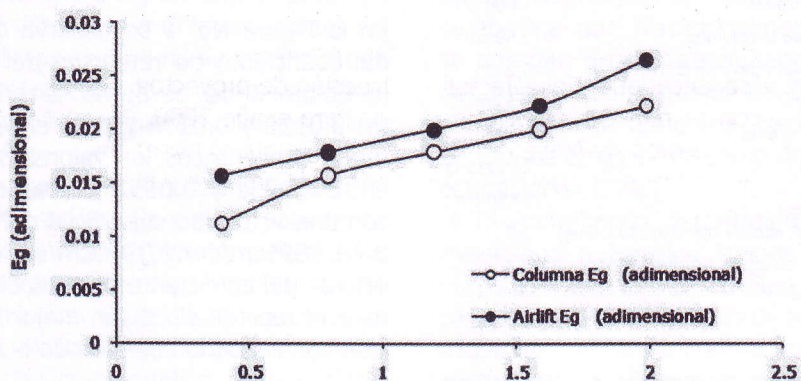


Figura No. 1. Coeficiente de retención del gas ( $E_g$ ) en función de  $W_{sg}$  en ambas configuraciones.

En la Figura No. 2, se presentan los resultados del diámetro de burbuja para las dos configuraciones.

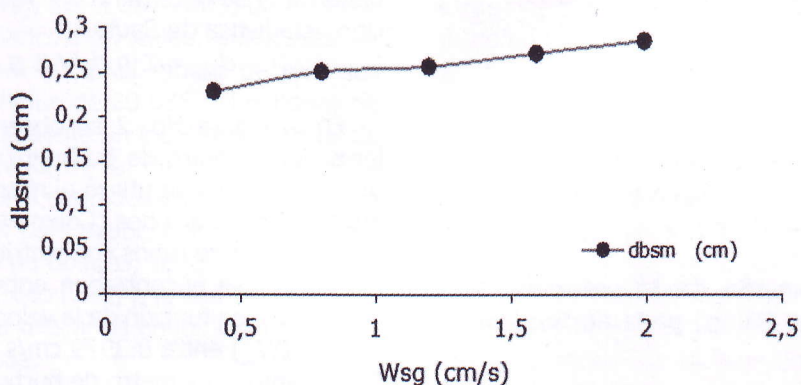


Figura No. 2. Diámetro de burbuja en función de  $W_{sg}$

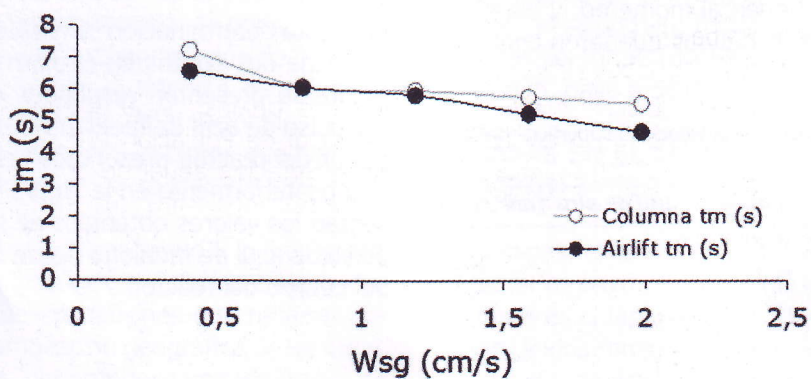


Figura No. 3. Tiempo terminal de mezclado en función de  $W_{sg}$  inyectado desde la parte superior del reactor.



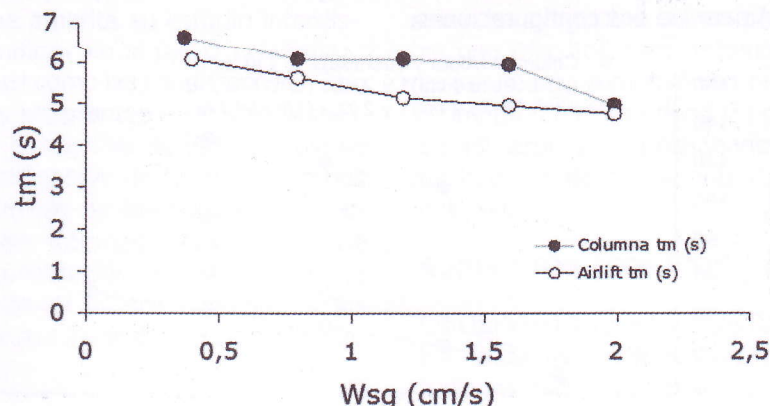


Figura No. 4. Tiempo terminal de mezclado en función de Wsg inyectado desde la base del reactor.

En la Figura No. 5 se presentan los resultados del área interfacial del contacto gas-líquido para las dos configuraciones.

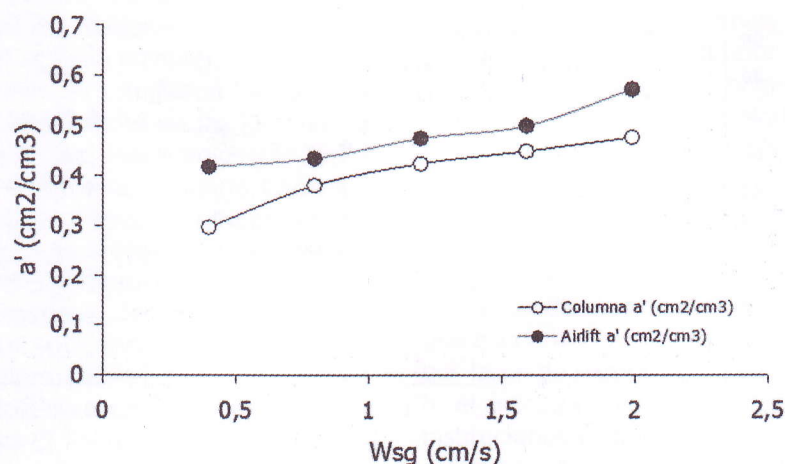


Figura No. 5. Área interfacial del contacto gas-líquido en función de Wsg.

En la Figura No. 3 se observa que los valores del tiempo terminal de mezclado inyectado desde la parte superior del reactor para la Columna de burbujeo se encontraba entre 7.232 s y 5.545 s, y para el reactor *airlift* de tubos concéntricos se encontraba entre 6.557 s y 4.659 s; mientras que en la Figura No. 4 se observa que los valores del tiempo terminal de mezclado inyectado desde la base del reactor para la Columna de burbujeo se encontraba entre 6.641 s y 4.980 s, y para el reactor *airlift* de tubos concéntricos se encontraba entre 6.080 s y 4.769 s; ambos casos en función de la velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ ) entre 0.3979 cm/s y 1.9895 cm/s. Por lo que el tiempo terminal de mezclado fue mejor al inyectar el azul de metileno desde la base

del reactor en la configuración del reactor *airlift* de tubos concéntricos, ya que la homogenización de la solución de azul de metileno se realizó en tiempos más cortos en comparación con la configuración de la Columna de burbujeo; es decir, la conversión de la Columna de burbujeo en reactor *airlift* mejoró el tiempo terminal de mezclado.

### 3.2.4 Determinación del área interfacial del contacto gas-líquido ( $a'$ )

En la Figura No. 5 se observa que los valores del área interfacial de contacto gas-líquido ( $a'$ ), para la Columna de burbujeo se encontraban entre 0.2974 cm²/cm³ y 0.4775 cm²/cm³, y para

En las Figuras No. 6, No. 7 y No. 8 se presentan los resultados del Coeficiente teórico de transferencia de oxígeno (KLa) para las dos configuraciones.

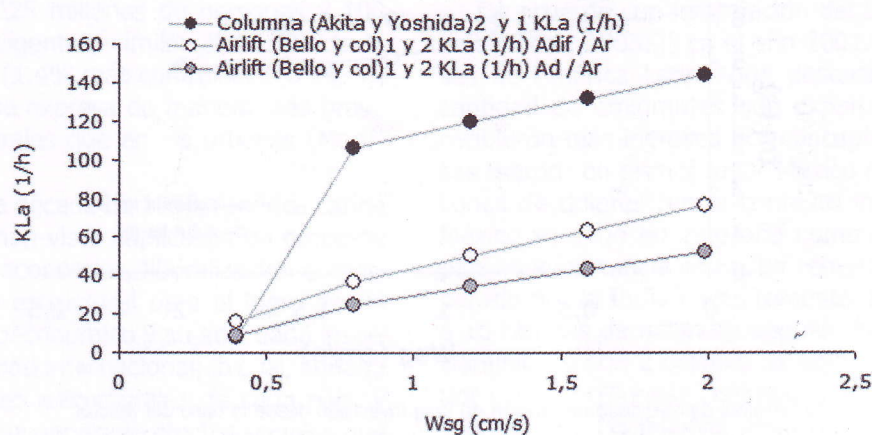


Figura No. 6. Coeficiente teórico de transferencia de oxígeno (KLa) en función de Wsg en ambas configuraciones para las correlaciones de Bello 1 y 2 y Akita 2 y 1).

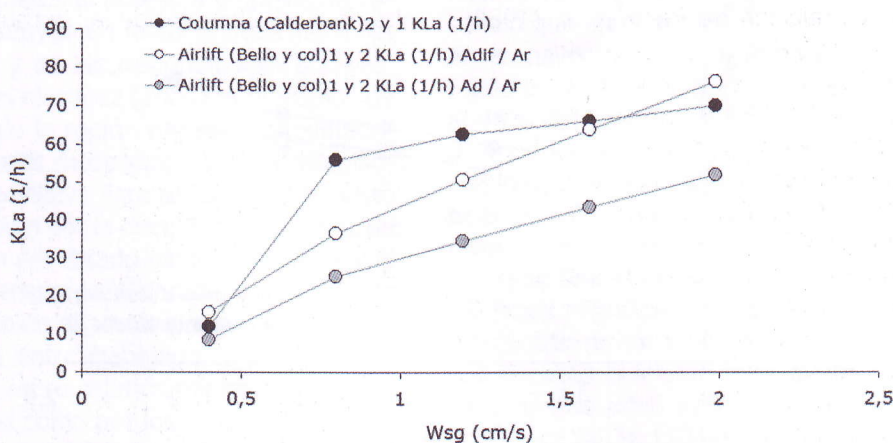


Figura No. 7. Coeficiente teórico de transferencia de oxígeno (KLa) en función de Wsg en ambas configuraciones para las correlaciones de Bello *et al.* (1985) y Calderbank.

el reactor *airlift* de tubos concéntricos se encontraban entre  $0.4188 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$  y  $0.5725 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$ , ambas configuraciones con una velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ ) entre  $0.3979 \text{ cm/s}$  y  $1.9895 \text{ cm/s}$ . Por lo tanto la configuración con mayor área interfacial de contacto gas-líquido ( $a'$ ) es la del reactor *airlift* de tubos concéntricos en comparación con la de columna de burbujeo.

### 3.2.5 Coeficiente teórico de transferencia de oxígeno ( $K_L a$ ) en las configuraciones columna de burbujeo y *airlift* de tubos concéntricos

En la Figura No. 6 se observa que para la correlación de Akita y Yoshida 2 y 1, los valores para

el Coeficiente teórico de transferencia de oxígeno (KLa) para la Columna de burbujeo se encontraba entre  $8.05 \text{ h}^{-1}$  y  $143.93 \text{ h}^{-1}$ , mientras que en el reactor *airlift* de tubos concéntricos se utilizó la correlación de Bello *et al.* (1985), pero con dos tipos de relaciones, en la primera relación ( $A_{dif}/A_R$ ) se obtuvieron valores entre  $76.259 \text{ h}^{-1}$  y  $15.728 \text{ h}^{-1}$ , en la segunda relación (Ad/Ar) se obtuvieron valores entre  $52.072 \text{ h}^{-1}$  y  $8.544 \text{ h}^{-1}$ ; ambas configuraciones en función de la velocidad superficial del gas ( $W_{sg}$ ) entre  $1.9895 \text{ cm/s}$  y  $0.3979 \text{ cm/s}$ .

En la Figura No. 7 se observa que para la correlación de Calderbank 2 y 1, los valores para el Coeficiente teórico de transferencia de oxígeno (KLa) para la Columna de burbujeo se en-



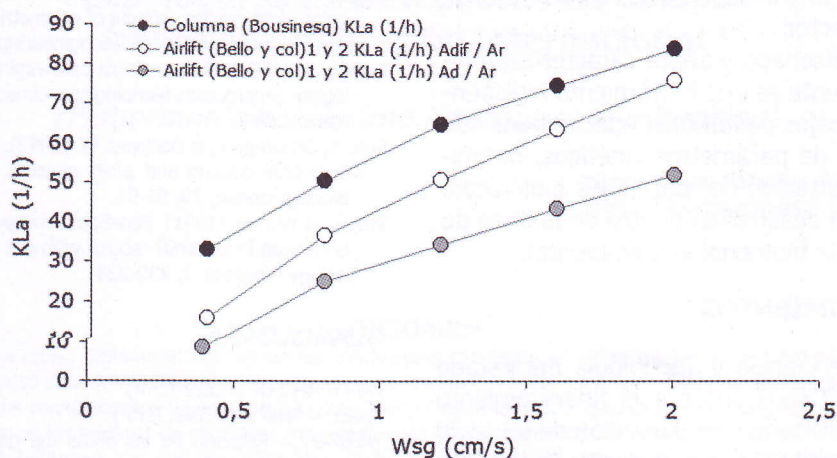


Figura No 8. Coeficiente teórico de transferencia de oxígeno (KLa) en función de Wsg en ambas configuraciones para las correlaciones de Bello y Bousinesq.

contraba entre 70.2 h<sup>-1</sup> y 12.02 h<sup>-1</sup>, mientras que en el reactor *airlift* de tubos concéntricos se utilizó la correlación de Bello *et al.* (1985), pero con dos tipos de relaciones, en la primera relación (Adif/AR) se obtuvieron valores entre 76.259 h<sup>-1</sup> y 15.728 h<sup>-1</sup>, en la segunda relación (Ad/Ar) se obtuvieron valores entre 52.072 h<sup>-1</sup> y 8.544 h<sup>-1</sup>; ambas configuraciones en función de la velocidad superficial del gas (Wsg) entre 1.9895 cm/s y 0.3979 cm/s.

En la Figura No. 8 se observa que para la correlación de Bousinesq el Coeficiente teórico de transferencia de oxígeno (KLa) para la columna de burbujeo se encontraba entre 84.267 h<sup>-1</sup> y 33.045 h<sup>-1</sup>, mientras que en el reactor *airlift* de tubos concéntricos se utilizó la correlación de Bello *et al.* (1985), pero con dos tipos de relaciones, en la primera relación (Adif/AR) se obtuvieron valores entre 76.259 h<sup>-1</sup> y 15.728 h<sup>-1</sup>, en la segunda relación (Ad/Ar) se obtuvieron valores entre 52.072 h<sup>-1</sup> y 8.544 h<sup>-1</sup>; ambas configuraciones en función de la velocidad superficial del gas (Wsg) entre 1.9895 cm/s y 0.3979 cm/s.

Por lo tanto, se puede mencionar que los valores de KLa resultaron aceptables en ambas configuraciones (según Chisti y Jáuregui-Haza 2002, quienes determinaron que al operar el reactor con agua encontraron valores de  $E_g$  que van desde 0 a 0.06 y KLa de 10 a 72 h<sup>-1</sup>), pero la configuración del reactor *airlift* de tubos concéntricos es la que tiene valores de KLa más aceptables dentro del rango de los valores de  $E_g$ , lo que se traduce en velocidades de transferencia de oxígeno en el reactor suficientes para satisfacer la demanda de oxígeno, ya que el co-

eficiente de transferencia de oxígeno depende del área de contacto gas-líquido, del difusor utilizado y del diámetro de las burbujas.

#### 4. CONCLUSIONES

La caracterización hidrodinámica de las configuraciones de reactor *airlift* de tubos concéntricos y de la columna de burbujeo, presentan valores aceptables de coeficiente de transferencia de oxígeno, lo que se traduce en un intervalo amplio de posibilidades para utilización en distintos bioprocesos. Los valores de KLa obtenidos son suficientes para satisfacer la demanda de oxígeno de un grupo importante de microorganismos, y dado que el coeficiente de transferencia de oxígeno depende del área de contacto gas-líquido, se puede afirmar que el difusor utilizado es el adecuado, ya que el diámetro de las burbujas generadas cumple con las especificaciones del biorreactor.

En la determinación de los valores del coeficiente de retención de gas, se observan ligeras diferencias no significativas entre una configuración y otra, sin embargo para el tiempo de mezclado terminal, se observan mejorías notables en la configuración *airlift* con respecto a la columna burbujeadora, encontrándose de igual manera un mezclado más eficiente cuando se inyecta desde la base, con respecto a la inyección a partir de la tapa del equipo. Se observó un comportamiento exponencial en las velocidades de circulación de líquido en los ductos de ascenso ( $V_{lcr}$ ) y de descenso ( $V_{lcd}$ ) del reactor *airlift* de tubos concéntricos, lo que nos indica



una adecuada distribución de las áreas de cada sección del reactor.

El reactor diseñado y ahora caracterizado hidrodinámicamente es una herramienta indispensable para trabajos posteriores relacionados con determinación de parámetros cinéticos, optimización y modelización de reacciones biológicas; mismos que se desarrollan dentro de la línea de investigación de biotecnología ambiental.

## 5. AGRADECIMIENTOS

Al Consejo de Ciencia y Tecnología del Estado de Chiapas (COCYTECH) por el financiamiento del proyecto: "Diseño y construcción de un *airlift* de tubos concéntricos con el ducto de descenso empacado" Clave: PAC/2004/003, dentro del Programa de Apoyo a la Creatividad de Jóvenes Chiapanecos para el Desarrollo Tecnológico y la Innovación, dirigido por el M. en C. José Humberto Castañón González. De igual manera, los autores agradecen a la División de Estudios de Posgrado e Investigación y al Departamento de Ingeniería Química y Bioquímica del Instituto Tecnológico de Tuxtla Gutiérrez, el apoyo proporcionado para la realización del mismo.

## 6. REFERENCIAS

- Bello, R.A., Campbell, W.R., & Moo-Young, M. (1985). Gas Holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in *airlift* contactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 27, 369-381.
- Chisti, M.Y., Halard, B., & Moo-Young, M. (1987). Liquid circulation in *airlift* reactors. *Chemical Engineering Science*, 43, 451-457.
- Chisti, M.Y. (1988). *Airlift bioreactors*. England. Elsevier Applied Science.
- Chisti, M.Y. (ed). (1989). *Airlift Reactors: Current Technology*. In: *Airlift bioreactors*. New York: Elsevier Applied Science.
- Chisti, M.Y., & Jáuregui-Hazza (2002). *Bioreactors. Airlift bioreactors*. England. Elsevier Applied Science.
- Galíndez, J., & Ruiz, N.O. (1994). *Bioingeniería. Fundamentos biocinéticos para el diseño de procesos fermentativos*. Informes técnicos, Escuela Nacional de Ciencias Biológicas del Instituto Politécnico Nacional No. 21, pp. 88.
- Geankoplis C.J. (1993). *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*. CECSA. México, D.F.
- López, R. (1997). *Diseño de biorreactores*. Editorial Reverté. México, D.F.
- Pigache, S., Trytram, G., & Dhoms, P. (1992). Oxygen transfer modeling and simulations for an industrial continuous *airlift* fermentor. *Biotechnology and Bioengineering*, 39, 923-931.
- Popovic, M., & Robinson, C.W. (1988). External-circulation-loop *airlift* bioreactors: study of the liquid circulating velocity in highly viscous non-Newtonian liquids. *Biotechnology and Bioengineering*, 32, 301-312.
- Siegel, M.H., & Merchuk, J.C. (1988). Mass transfer in rectangular *airlift* reactor: effects of geometric and gas recirculation. *Biotechnology and Bioengineering*, 32, 1128-1137.
- Scragg, A. (1996). *Biología para ingenieros. Sistemas biológicos en procesos tecnológicos*. Limusa-Noriega Editores, México, D.F.
- Suh, Y., Schump, A., & Deckwer, W. (1992). Xanthan production in bubble column and *airlift* reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 39, 85-94.
- Wu, J., & Wu, W. (1991). Fed-Batch culture of *Saccharomyces cerevisiae* in an *airlift* reactor with net draft tube. *Biotechnology Progress*, 7, 230-233.

## SIMBOLOGÍA

- $A_{dif}$  = Área de difusor ( $\text{cm}^2$ ).
- $A_{secc}$  = Área seccional. ( $\text{cm}^2$ ).
- $(A_{dif}/A_r)$  = Relación de las áreas del difusor con el reactor (adimensional).
- $A_d$  = Área en el ducto de descenso ( $\text{cm}^2$ ).
- $A_r$  = Área en el ducto de ascenso ( $\text{cm}^2$ ).
- $(A_d/A_r)$  = Relación de las áreas en el *airlift* (adimensional).
- $A_{reac}$  = Área del reactor ( $\text{cm}^2$ ).
- $A_T$  = Área total ( $\text{cm}^2$ ).
- $A_{real}$  = Área real ( $\text{cm}^2$ ).
- $D_1$  = Diámetro de la columna del reactor (cm).
- $H_1$  = Altura de la columna del reactor (cm).
- $D_2$  = Diámetro del tubo concéntrico (cm).
- $H_2$  = Altura del tubo concéntrico (cm).
- $db_{sm}$  = Diámetro de burbuja Sauter medio (cm).
- $Q_d$  = Coeficiente volumétrico de retención de gas en el área de descenso ( $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ ).
- $Q_r$  = Coeficiente volumétrico de retención de gas en el área de ascenso ( $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ ).
- $(Q_r=Q_d)$  = Gasto de circulación de aire en el reactor ( $\text{cm}^3/\text{s}$ ).
- $g$  = Constante gravitacional ( $\text{cm}/\text{s}^2$ ).
- $H_{lg}$  = Altura de la dispersión gas-líquido (cm).
- $H_l$  = Altura del líquido contenido en el reactor (cm).
- $K_La$  = Coeficiente de transferencia de oxígeno ( $1/\text{h}$ ).
- $t_m$  = Tiempo terminal de mezclado (s).
- $V_{lcd}$  = Velocidad de circulación en el área de descenso (cm/s).
- $V_{lcr}$  = Velocidad de circulación en el área de ascenso (cm/s).
- $W_{sg}$  = Velocidad superficial de gas (cm/s).
- $a'$  = Área Interfacial de contacto gas-líquido ( $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ ).
- $E_g$  = Coeficiente de retención del gas (adimensional).
- $ni$  = Número de veces que se presenta un diámetro determinado.
- $db_i$  = Valor del diámetro de las burbujas (cm).
- $Q_g$  = Gasto volumétrico de aire ( $\text{m}^3/\text{h}$ ).
- $V$  = Volumen de mezcla gas-líquido ( $\text{m}^3$ ).
- $\rho_g$  = Densidad del gas ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).
- $R$  = Constante general de los gases ( $\text{Joule}/\text{Kmol}^\circ\text{K}$ ).
- $T$  = Temperatura absoluta ( $^\circ\text{K}$ ).
- $D$  = Difusividad ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ).
- $D_r$  = Diámetro del reactor (cm).
- $\mu$  = Viscosidad dinámica ( $\text{g}/\text{cm s}$ ).
- $\nu$  = Viscosidad cinemática =  $\mu/\rho_l$  ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ).
- $\rho_l$  = Densidad del líquido ( $\text{g}/\text{cm}^3$ ).
- $Sc$  = Número de Schmidt =  $\nu/D$  (adimensional).
- $\tau$  = Tensión superficial ( $\text{g}/\text{s}^2$ ).
- $v_b$  = Velocidad de ascenso de las burbujas (cm/s).
- $Bo$  = Número de Bond (adimensional).
- $Ga$  = Número de Galileo (adimensional).