

DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO ($K_L a$) EN UN BIORREACTOR BATCH

Raymundo Erazo E., Jorge L. Cárdenas R.

Departamento Académico de Procesos, Facultad de Química e Ingeniería Química, UNMSM, Av. Venezuela s/n., Ciudad Universitaria, Lima - Perú.

Abstract: The volumetric oxygen transfer coefficient, $k_L a$, has been determined experimentally in a batch operating bioreactor at 30°C. It was found that it is directly proportional to the degree of aeration and the agitation, while it is inversely proportional to the viscosity. This behavior is in accord with other correlations found in the literature [3, 7]. The gas elimination method may be applied to systems with or without presence of microorganisms. As a result the only required data are the concentrations of dissolved oxygen as a function of time.

Key words: Determination of $k_L a$, gas elimination.

Resumen: Se ha determinado experimentalmente el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno, $k_L a$, en un biorreactor de operación batch a 30°C. Se encontró que está en una relación directamente proporcional al grado de la aereación y la agitación, mientras que es inversamente proporcional a la viscosidad. Este comportamiento está de acuerdo con otras correlaciones encontradas en la literatura [3, 7]. El método de ensayo de eliminación del gas puede aplicarse en sistemas con o sin presencia de microorganismos. Por resultado general, los únicos datos requeridos son la concentración de oxígeno disuelto como una función del tiempo.

Palabras claves: Determinación de $k_L a$, técnica de eliminación del gas.

INTRODUCCIÓN

La medición de la capacidad de transferencia de masa, oxígeno, en un biorreactor aerobio es de suma importancia, por cuanto dicho valor determinará la productividad del sistema.

La característica general de los problemas de transferencia de masa en un sistema fermentativo es que el oxígeno pasa desde una fase a otra en la cual se encuentra el microorganismo. Las distintas etapas presentes en este fenómeno son:

- * Transporte del oxígeno desde la fase gaseosa hacia la interfase gas-líquido.
- * Difusión del oxígeno a través de la interfase gas-líquido.
- * Transporte del oxígeno a través de la fase líquida hasta las vecindades del microorganismo.
- * Difusión del oxígeno en la interfase líquido-sólido (célula).
- * Difusión intrapartícula (intracelular).
- * Reacción bioquímica intracelular.

Una de las particularidades de la ocurrencia de este fenómeno es que todas estas etapas se dan en serie. Se ha determinado, por ejemplo,

que en microorganismos unicelulares la etapa limitante la constituye la difusión del oxígeno en la interfase gas-líquido, de modo que la velocidad neta de transferencia de masa se expresa en términos de un coeficiente de transferencia referido a la fase líquida, el área de la interfase y un gradiente de concentraciones de oxígeno entre la interfase y la fase líquida. Sin embargo, en fermentaciones donde se forman agregados celulares o "pellets", la difusión del oxígeno a través de los agregados se constituye como el paso limitante. Es decir, el producto del coeficiente de transferencia de oxígeno y el área de la interfase gas-líquido representan un índice de la capacidad de aereación de un biorreactor. El valor de este parámetro depende del diseño del biorreactor, del grado de agitación (o consumo de potencia por unidad de volumen de biorreactor), del flujo de aire (medidos como VVM), de la viscosidad del medio, de la presencia de antiespumantes, entre otros. En consecuencia, el diseño y las condiciones de operación del biorreactor deben ser tal que satisfacen los requerimientos de oxígeno por el microorganismo.

En este sentido, estudiaremos un sistema, como parte primera, sin presencia de microorganismos para determinar experimentalmente el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno, $K_L a$, en un biorreactor batch isotérmico y observar el

efecto del nivel de aereación, el grado de agitación y la viscosidad en diversos medios.

ASPECTOS TEÓRICOS

Consideremos una burbuja de aire moviéndose en un líquido en fermentación. El oxígeno debe pasar desde el interior de la burbuja hacia el líquido y posteriormente ser consumido por los microorganismos. Hemos señalado una serie de pasos o etapas en este fenómeno tan complejo; sin embargo vamos a restringir nuestro estudio a sólo tres etapas como son:

- * El transporte de oxígeno desde el seno de la burbuja de aire hacia la interfase.
- * La difusión del oxígeno a través de la interfase gas-líquido.
- * El transporte a través del líquido.

Por lo tanto, evaluar la transferencia de oxígeno en un sistema de fermentación implica el cálculo de las resistencias diversas al paso del oxígeno desde la burbuja de aire hasta su difusión en la célula.

Para el estudio de un problema de transferencia de masa, son importantes las condiciones de la interfase. Con excepción de los casos de transferencia extremadamente intensos o de acumulación de partículas sólidas en la interfase, la experiencia muestra que existe equilibrio entre las fases a través de la interfase. Es decir, si una burbuja de aire se mueve en un líquido en una fermentación, el oxígeno debe pasar desde el interior de la burbuja hacia el líquido, para finalmente ser consumida por las células. En otras palabras, la concentración de oxígeno en el gas, junto a la interfase, está en equilibrio con la concentración de oxígeno en el líquido, también junto a la interfase.

Ya que existe equilibrio entre las fases en la interfase, se puede aplicar las leyes que rigen en el equilibrio. La manera más simple es por la ley de Henry:

$$p_i = H \cdot C_i \quad (1)$$

Coefficientes de transferencia de masa

Si existe una diferencia de concentraciones de oxígeno disuelto en el líquido (C_L) y en la interfase (C_i), ocurre una transferencia de masa, la cual es representada empíricamente por:

$$N = k_L(C_i - C_L) \quad (2)$$

La diferencia de concentración ($C_i - C_L$) debe mantenerse para la transferencia de oxígeno a través de la interfase (difusión) y por analogía al caso de la fase líquida, el flujo de oxígeno por difusión a través del gas es:

$$N = k_G(p - p_i) \quad (3)$$

Las ecuaciones (2) y (3) son de difícil aplicación, pues raramente se conocen C_i y p_i en la interfase, por lo que se recurre al uso de los coeficientes globales de transferencia de masa tanto para la fase líquida K_L , como para la fase gaseosa, K_G , como siguen:

$$K_L = \frac{1}{(1/k_L) + (1/k_G H')} \quad (4)$$

y

$$K_G = \frac{1}{(1/k_G) + (H'/k_L)} \quad (5)$$

resultando las expresiones:

$$N = K_L(C_g^* - C_L) \quad (6)$$

y

$$N = K_G(p - p^*) \quad (7)$$

En las ecuaciones (6) y (7), C_g^* es la concentración de oxígeno en una solución en equilibrio con una fase gaseosa donde la presión parcial del gas es p ; p^* es la presión parcial de oxígeno en una mezcla gaseosa en equilibrio con una fase líquida en la cual la concentración de oxígeno es C_L .

Los valores de C_g^* y p^* se pueden obtener a partir de datos de equilibrio reportados en la literatura. Por lo general, C_g^* varía entre 7 y 10 ppm. La determinación de K_L o K_G es mucho más sencilla que la de k_L o k_G . En ciertos casos puede ocurrir $K_L = k_L$ o $K_G = k_G$.

Si H' es muy pequeño, por la ecuación (7) se observa que $K_G = k_G$, es decir, $k_L \gg k_G$, la resistencia a la transferencia de oxígeno es mayor en el gas que en el líquido, y será la fase gaseosa la controlante de la transferencia de oxígeno. La igualdad entre K_L y k_L ocurrirá en caso contrario, la absorción de oxígeno por el agua en los mostos en fermentación, es el caso más común, pues debido a la agitación, el oxígeno desde la burbuja de aire llega a la interfase con facilidad. En estas condiciones, el flujo de transferencia de masa será expresado por:

$$N = k_L(C_g^* - C_L) \quad (8)$$

En síntesis, los coeficientes de transferencia de masa dependen de:

- a) Las propiedades de las dos fases.
- b) La geometría del sistema (burbujas, gotas, lechos continuos).
- c) El tipo de régimen que existe entre las dos fases (laminar o turbulento).

El número de variables que intervienen en los cálculos de estos coeficientes es, pues, tan grande y su influencia tan compleja que, a no ser en algunos casos triviales, no existen teorías que lleven a expresiones matemáticas de estos coeficientes. Esto es tan evidente en el caso de régimen turbulento, que es lo que ocurre en la mayoría de los casos de transferencia de masa industrial.

La determinación experimental del coeficiente de transferencia de oxígeno se puede realizar siguiendo los métodos siguientes [1]:

1. Oxidación de sulfito.
2. Técnica de eliminación de gas.
3. Balance de oxígeno en el sistema.
4. Técnica dinámica.

Para efecto de observaciones genéricas, en este primer trabajo prescindiremos de una fermentación real, por lo que se aplicará la técnica de eliminación de gas [2].

Técnica de eliminación de gas (Gassing-out)

Para un cultivo batch, un balance molar para el oxígeno en un biorreactor batch tipo tanque, con agitación y transferencia de masa a través de una interfase gas-líquido, conduce a la ecuación siguiente:

$$\frac{dC_L}{dt} = k_L a (C_g^* - C_L) - Q_{O_2} X \quad (9)$$

Debido a la restricción planteada para el desarrollo de la medición, la ecuación (9) se reduce a:

$$\frac{dC_L}{dt} = k_L a (C_g^* - C_L) \quad (10)$$

Los términos k_L y a resultan difíciles de medir en forma directa en una fermentación; lo normal es evaluarlo como $k_L a$, denominándosele coeficiente de transferencia volumétrica. Entendiéndose que la ecuación (10) sólo muestra la

variación de C_L con el tiempo, una integración entre los límites a $t = 0$ y $C_L = 0$ da el resultado siguiente:

$$\ln(1 - C_L / C_g^*) = -k_L a t \quad (11)$$

El valor de C_g^* a condiciones ambientales del laboratorio es 10 mg.L^{-1} ; por lo tanto, la Ec.(11) es una recta de $\ln(1 - C_L / C_g^*)$ vs t con pendiente igual a $-k_L a$. Las mediciones experimentales necesarias para evaluar $k_L a$ deben consistir de variaciones de $C_L(t)$. Esto se puede lograr en un biorreactor batch en el cual, previo a cualquier ensayo, se elimina el oxígeno disuelto en el medio burbujeando un gas inerte, nitrógeno, hasta conseguir que $C_L = 0$.

Este método es bastante bueno para determinar $k_L a$ cuando se requieran hacer comparaciones entre diferentes biorreactores que operan en condiciones ambientales similares, escalamiento. Sin embargo, los métodos de balance de oxígeno en el sistema o la técnica dinámica, se presentan como métodos más representativos de estos sistemas batch o continuos.

Otras correlaciones para evaluar el coeficiente de transferencia de masa que tienen sus resultados en el análisis dimensional, pueden encontrarse en la literatura [3, 4, 5, 6].

PARTE EXPERIMENTAL

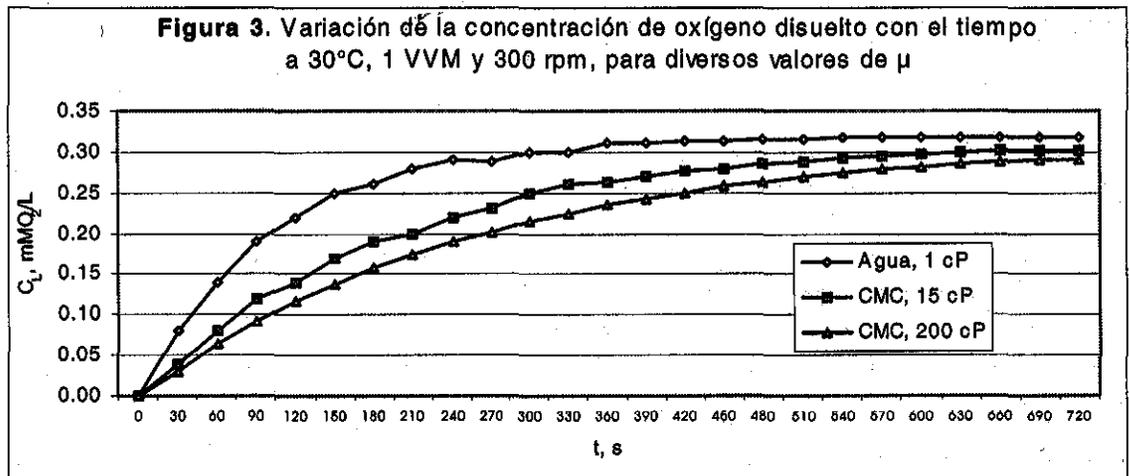
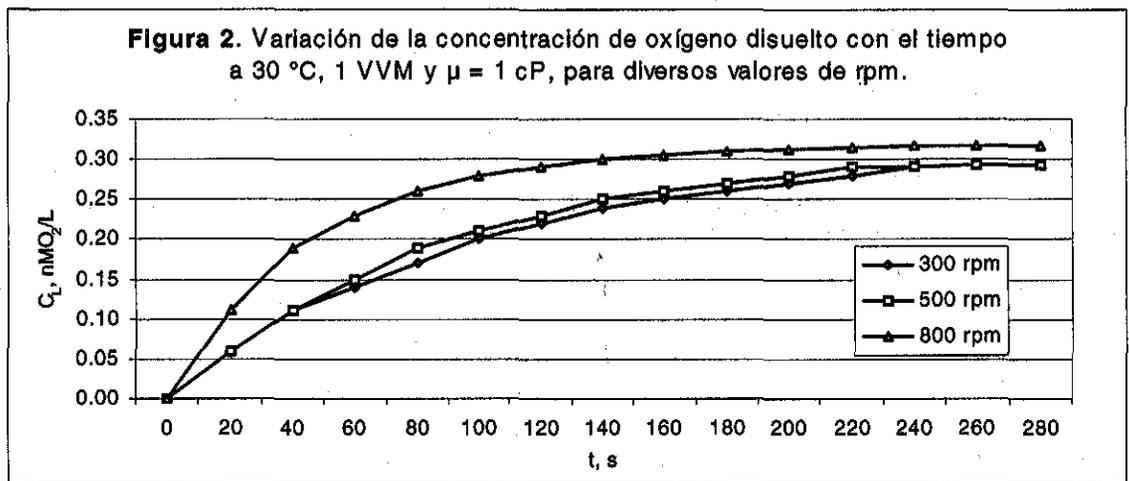
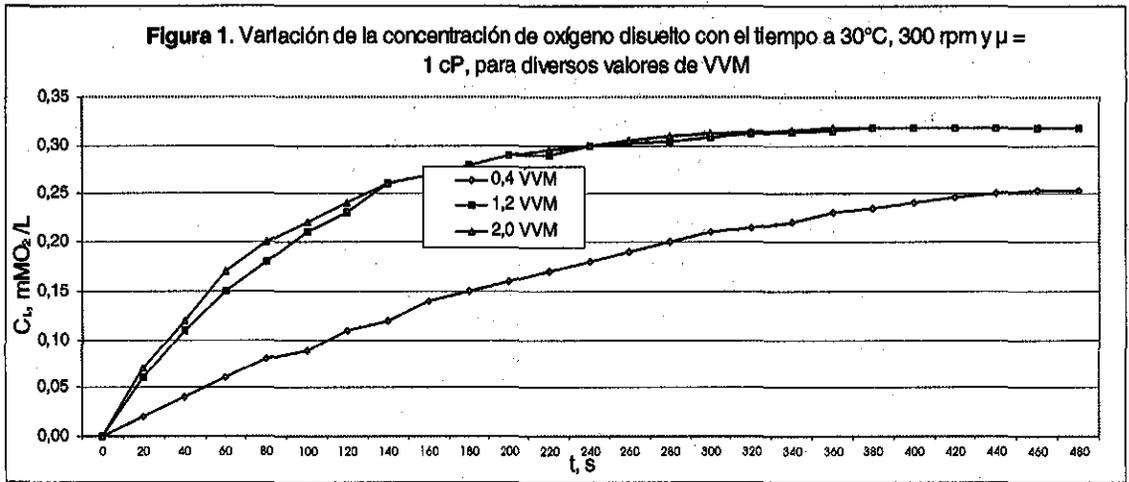
Materiales

Se utilizaron los equipos siguientes:

- BIOFLO III, Batch/Continuous Fermentor. NEW BRUNSWICK SCIENTIFIC EDISON N.J. U.S.A. Capacidad 1,3 L.
- Compresor de aire, marca BELNA de 1,5 HP.
- Balón de nitrógeno comprimido.
- Materiales de vidrio y accesorios complementarios.

Métodos

Para todos los ensayos se utilizó el biorreactor BIOFLO III. Antes de cada medición se procedió a eliminar el oxígeno disuelto en las soluciones mediante burbujeo de nitrógeno hasta verificar que la concentración de oxígeno es cero y la temperatura del medio se lleva hasta 30°C .



a) Variación de $k_L a$ con la aereación

Para esta determinación, se utilizó un litro de agua destilada y se fijó un grado de agitación de 300 rpm. Se eligieron tres niveles de aereación: 0,4 VVM, 1,2 VVM y 2,0 VVM, midiéndose para cada caso la velocidad de saturación del medio líquido cada 20 segundos. Los resultados se muestran en la figura 1.

b) Variación de $k_L a$ con el grado de agitación

En estos ensayos se usó un litro de agua destilada para un nivel de aereación fijo de 1 VVM. Se experimentó para tres grados de agitación: 300 rpm, 500 rpm y 800 rpm, y se registró para cada uno de estos valores la cinética de saturación cada 20 segundos. Los resultados se muestran en la figura 2.

c) Variación de $k_L a$ con la viscosidad

Se eligió un régimen de aereación constante de 1 VVM y un grado de agitación también constante de 300 rpm. Las mediciones se llevaron a cabo en tres medios distintos: 1l de agua destilada (1 cP), 1l de una solución de CMC al 0,5% (15 cP) y un litro de una solución de CMC al 1,0% (200 cP). Los datos de solubilidad se registraron cada 30 segundos para cada uno de los medios señalados. Los resultados se presentan en la figura 3.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En las figuras 1, 2 y 3 se muestran las variaciones de $k_L a$ con el flujo de aire, grado de agitación y viscosidad del medio, respectivamente. Utilizando esta base y con la ecuación (11), se determinaron los distintos valores de $k_L a$, los cuales son presentados en las tablas 1, 2 y 3.

$k_L a, h^{-1}$	VVM, L/L/min
12,70	0,40
39,60	1,20
45,50	2,00

Tabla 1. Variación de $k_L a$ con la aereación.

$k_L a, h^{-1}$	rpm
36,70	300
40,70	500
80,90	800

Tabla 1. Variación de $k_L a$ con el grado de agitación.

$k_L a, h^{-1}$	μ, cP
36,70	1
18,40	15
13,90	200

Tabla 1. Variación de $k_L a$ con la viscosidad.

Como se observa a través de los resultados obtenidos para $k_L a$, existen marcadas influencias del caudal de aire, el nivel de agitación y la viscosidad de la solución en el coeficiente de transferencia volumétrica. Hay una dependencia directa con el caudal y la agitación, y una relación inversa con la viscosidad del medio. Efectivamente, estas dependencias fueron estudiadas por diversos investigadores,

quienes establecieron relaciones empíricas cuya validez está limitada al rango de experimentación correspondiente. Una de las correlaciones más importantes es, precisamente, la de Richards [7], que guarda acuerdo mutuo con los resultados obtenidos aquí.

Por otro lado, es importante resaltar que el uso de las correlaciones de la literatura no son del todo recomendables, en especial cuando la solución tiene marcada influencia por la viscosidad (fluidos no newtonianos), para cuyo caso es necesario realizar mediciones *in situ* para estimar un valor adecuado de $k_L a$ para el escalamiento apropiado.

Debe notarse que en un biorreactor batch con aireación y agitación mecánica, $k_L a$ puede también expresarse en términos de la potencia consumida por unidad de volumen (P/V); sin embargo, aun cuando $k_L a$ esté funcionalmente relacionado con las anteriores variables de operación y diseño, resulta que no es posible recomendar algún método general para evaluar $k_L a$, por lo que resulta imprescindible realizar mediciones experimentales en el equipo y para las condiciones de operación proyectada del biorreactor; esto incluye la necesaria consideración del cultivo de microorganismo seleccionado. Por lo tanto, el biorreactor a escala de laboratorio y banco equipado con un electrodo de tiempo de respuesta rápida proporcionará la información suficiente para evaluar $k_L a$ en estas escalas y emplearlo para hacer comparaciones entre diferentes reactores que operan en condiciones semejantes y en escalas mayores.

CONCLUSIONES

La determinación de $k_L a$ para diferentes condiciones de aereación, agitación y viscosidad conduce a las conclusiones siguientes:

- Existe una relación funcional directa con la areación y agitación y una dependencia inversa con la viscosidad del medio.
- El método de eliminación de gas (gassing-out) es una buena alternativa siempre que el sistema de medición esté equipado con un electrodo de tiempo de respuesta rápida.
- El método anterior puede extenderse para determinaciones que envuelva la presencia de microorganismos en el medio, en cuyo caso, se resuelve la ecuación (9) considerando que el sistema es homogéneo y que el electrodo está midiendo una concentración media de

oxígeno disuelto y tomando, paralelamente, un valor medio para C_g^* , es decir,

$$C_L = \frac{1}{k_L a} \left(\frac{dC_L}{dt} + Q_{O_2} X \right) + C_g^* \quad (12)$$

que representa una recta de C_L vs $(dC_L/dt + Q_{O_2} X)$; y como se observa, para determinar $k_L a$, sólo será necesario conocer C_L y (dC_L/dt) .

LISTA DE SÍMBOLOS

- a : área interfacial, m^2/m^3 .
- C_g^* : Concentración del oxígeno disuelto en equilibrio con el oxígeno de la fase gaseosa, mMO_2/L .
- C_i : Concentración en la interfase.
- C_L : Concentración del oxígeno disuelto en el seno del líquido, mMO_2/L .
- CMC : Carboximetilcelulosa.
- cP : Centipoise.
- H' : Constante de la ley de Henry.
- k_a : Coeficiente de transferencia de masa relativo a la fase gaseosa, m/s .
- k_L : Coeficiente de transferencia de masa relativo a la fase líquida, m/s .
- K_a : Coeficiente global de transferencia de masa relativo a la fase gaseosa, m/s .
- K_L : Coeficiente global de transferencia de masa relativo a la fase líquida, m/s .
- $k_L a$: Coeficiente volumétrico de transferencia de masa, h^{-1} .
- N : Velocidad de transferencia de masa.
- p^* : Presión parcial de oxígeno en la fase gaseosa que estaría en equilibrio con una fase líquida donde la concentración fuese C_L , atm.
- p_i : Presión parcial de oxígeno junto a la interfase, atm.
- p : Presión parcial media de oxígeno en la fase gaseosa, atm.
- P : Potencia, HP.

Q_{O_2} : Demanda específica de oxígeno, $mMO_2/g.células-h$.

rpm : Revoluciones por minuto, min^{-1} .

t : Tiempo, s.

μ : Viscosidad, cP.

V : Volumen, L.

VVM : Volumen de gas, por volumen de líquido, por minuto.

X : Concentración celular, g/L .

AGRADECIMIENTO

Los autores expresan su agradecimiento al Consejo Superior de Investigación de la Universidad Nacional Mayor de San Marcos por el financiamiento de este trabajo de investigación.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Quinteros, R., *Ingeniería Bioquímica*, Editorial Alhambra Mexicana S.A., México, (1981).
- [2] Van't Riet, K., Mass Transfer in Fermentation, *Trends in Biotechnology*, 1(4), 113, (1983).
- [3] Calderbank, P.H. y Moo-Young, M.B., The Continuous Phase Heat and Mass Transfer Properties of Dispersions, *Trans. Inst.Chem. Eng.*, 39, 337(1961).
- [4] Akita, K. y Yoshida, F., Bubble Size, Interfacial Area and Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns, *I&EC Process Des. Develop.*, 13, 84,(1974).
- [5] Bello, R.A., Robinson, C.W. y Moo-Young, M.B., Mass Transfer and Liquid Mixing in External Circulating Loop Contactors, *Adv. Biotech.*, 1, 547(1981).
- [6] Colazo, J.A. y Bohm, U., Mass Transfer Improvements in Single Phase in Regular Packings, *Chem. Eng. Technol.*, 15, 327(1992).
- [7] Richards, J.W., *Prog.Ind.Microbiol.*, 3, 143, (1961).