



COMPORTAMIENTO DE UN REACTOR DE BIOPELÍCULA PARA TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL A DIFERENTES VELOCIDADES DE FLUJO

MEMBRANE-ATTACHED BIOFILM REACTOR BEHAVIOR UNDER DIFFERENT FLOW RATE CONDITIONS IN THE TREATMENT OF A SYNTHETIC WASTEWATER

M. González-Brambila^{1*} y F. López-Isunza²

¹ Departamento de Ciencias Básicas, Universidad Autónoma Metropolitana-Azcapotzalco, Av. San Pablo # 180. Col. Reynosa Tamaulipas, México 02200, D.F.

² Departamento de Ingeniería de Procesos e Hidráulica, Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa, Av. San Rafael Atlixco 186, Col. Vicentina, Iztapalapa. Apdo. Postal 55-534, México 09340, D.F.

Recibido 10 de Abril 2008; Aceptado 10 de Noviembre 2008

Resumen

En este trabajo se estudia el efecto de la velocidad superficial de flujo de un agua residual modelo en un reactor de membrana con biopelícula adherida (RMBA) para su tratamiento. Se comparan tres diferentes flujos de recirculación en el reactor para evaluar el impacto del transporte de masa interfasial sobre el consumo de acetato de sodio. El sistema de estudio es un RMBA conectado a un tanque agitado que contiene al agua residual. El consumo de sustrato y la concentración de oxígeno disuelto se analizaron a la salida del reactor durante experimentos por lote, variando la velocidad de flujo de recirculación en cada experimento. Se utiliza un modelo dinámico para predecir las observaciones experimentales de consumo de sustrato y oxígeno disuelto. El modelo toma en cuenta el transporte de masa difusivo y la biorreacción dentro de la biopelícula, así como el transporte de masa interfasial. Se estiman los coeficientes de transferencia de masa interfasial para cada una de las diferentes velocidades, y se comparan con los valores calculados con expresiones empíricas, derivadas de solución de Blasius a las ecuaciones de la capa límite. El modelo predice satisfactoriamente las concentraciones medidas experimentalmente para los tres diferentes flujos, y permite la predicción de los perfiles de concentración y reacción a interior de la biopelícula.

Palabras clave: reactor de biopelícula, transporte de masa, estimación de parámetros.

Abstract

This work studies about the effect of the flow mass velocity on a model wastewater in a membrane attached biofilm reactor, for its treatment. Three different mass flow recirculation rates in the reactor are compared to assess the impact of interfacial mass transfer on the sodium acetate consumption. The system used was a single-tube membrane attached biofilm reactor, connected to a reservoir with the model waste water. The substrate and oxygen dissolved concentrations in the liquid, were measure at the exit of the reactor. The decreases of substrate and oxygen concentration were measured along batch operation, using different recirculation flow rates. A dynamic model was employed to predict the observed evolution of substrate and oxygen dissolved in the tank. The model accounts for the counter-diffusion of substrate and oxygen as well as for the bioreaction within the biofilm, and the external mass transfer. The interfacial mass transport coefficients were estimated specifically for each one of the different flow rates used and they were compared to those calculated from the Blasius' solution to the boundary layer equations. The model successfully predicted concentration measurements for the different sets of experiments, and it was able to predict the concentration profiles and reaction profiles inside the biofilm.

Keywords: biofilm reactor, mass transport, parameter estimation.

1. Introducción

Los microorganismos generalmente construyen y viven en conglomerados o comunidades celulares conocidas como biopelículas (Branda y col., 2005). La estructura química y la fisiología de las

biopelículas varían de acuerdo con la naturaleza de las especies que la conforman y del medio ambiente donde se encuentra. Las biopelículas ofrecen a los microorganismos beneficios tales como protección contra agentes dañinos y cambios drásticos en el medio ambiente, y contra los depredadores. Sin

* Autor para la correspondencia. E-mail: mmgb@correo.azc.uam.mx
Tel. (55)5904-4956, Fax (55)5804-4900

embargo los organismos que la conforman deben competir por el espacio y los nutrientes dentro de la biopelícula.

Una biopelícula está formada por pequeños conglomerados celulares sumergidos en una red de polímeros producidos por las mismas células. El carbono que forma estos polímeros extracelulares (PEC) representa entre el 50 y el 90 % del carbono total en una biopelícula (Christensen y Characklis, 1990).

Dentro de una biopelícula los sustratos se transportan por difusión dentro de los conglomerados celulares, sin embargo, también existen poros y canales llenos de líquido donde el transporte de masa se lleva a cabo por convección y difusión. El flujo de líquido dentro de los poros y canales es función de la velocidad del líquido fuera de la biopelícula (DeBeer, y col., 1994 a) y ésta decrece con la edad de la biopelícula debido a cambios en su porosidad (Matson y Characklis, 1976).

Los PEC dentro de una biopelícula forman poros y canales por donde fluye líquido, proporcionando sustrato a las células. De Beer y col. (1994b), utilizando un microscopio confocal, encontraron que el diámetro promedio de los poros es de aproximadamente 50 μm y que éstos se encuentran tanto en dirección vertical como horizontal dentro de la biopelícula. Además se ha demostrado, mediante imágenes de Resonancia Magnética Nuclear, que el líquido se mueve a través de los poros y canales dentro de la biopelícula (Lewandowski y Characklis, 1994). Este fenómeno se ha cuantificado midiendo los perfiles de velocidad utilizando partículas marcadas y microscopía confocal (de Beer y col., 1994b; Stoodley y col., 1994). Algunos investigadores (Stoodley y col., 1994, Yang and Lewandowski, 1995) consideran que el movimiento del líquido en poros y canales ocasiona que el coeficiente de transferencia de masa interfásica varíe espacialmente, y proponen, a pesar de que el transporte aquí es también convectivo, la utilización de diferentes coeficientes efectivos de difusión en función del espesor de la biopelícula, para tomar en cuenta la estructura heterogénea de ésta. Con la finalidad de explicar los perfiles experimentales de concentración de oxígeno disuelto (OD) encontrados dentro de las biopelículas (de Beer y col., 1994a; Lewandowski y col., 1995, Beyenal y Lewandowski, 2005) proponen un coeficiente efectivo de difusión relativo, en función de la distancia entre la superficie y el fondo de la biopelícula.

En contraste con estudios anteriores, el modelo utilizado en este estudio, desarrollado previamente por los autores (González-Brambila y col., 2006), considera que el líquido dentro de los poros y canales no tiene la misma concentración que el líquido fuera de la biopelícula. Este modelo describe, por lo tanto, el transporte de masa convectivo entre el líquido fuera de la biopelícula y:

1) los conglomerados celulares, y 2) el líquido contenido en los poros y canales. Además considera que existe transporte de masa convectivo entre el líquido en poros y canales, y los conglomerados celulares dentro de la misma biopelícula. El transporte de masa dentro de los conglomerados celulares se modela como un proceso difusivo de acuerdo con la Ley de Fick (Cussler, 1989). Los microorganismos que viven en la biopelícula se encuentran "atrapados" dentro de los conglomerados por lo cual el consumo de sustratos se lleva a cabo únicamente en la parte sólida de la biopelícula. En este trabajo se considera que la estructura heterogénea de la biopelícula es importante debido a que los procesos metabólicos son función de la concentración de los diferentes nutrientes dentro de ésta.

Las biopelículas han cobrado importancia en el tratamiento de agua residual debido a que la concentración de biomasa en una biopelícula puede llegar a ser diez veces mayor que la concentración en cultivo líquido (Casey y col., 1999). Ello reduce el volumen de los equipos al aumentar la tasa de eliminación por unidad de volumen. Además, las biopelículas ofrecen la ventaja de que la cantidad de biomasa que es necesario remover a la salida del reactor es mucho menor que en un reactor de tanque agitado con células suspendidas, y que el tiempo de residencia dentro del reactor de biopelícula no es función de la tasa de crecimiento celular, como lo es en el segundo sistema. En el caso de lodos activados, éstos forman fácilmente una biopelícula resistente en donde las células conviven en relaciones simbióticas y al mismo tiempo compitiendo por los sustratos y el espacio.

En trabajos previos los autores han considerado el efecto de las diferentes formas de alimentar oxígeno a una biopelícula dentro de un RMBA (González-Brambila y col., 2006); el efecto de alimentar pulsos de soluciones concentradas de sustrato en el mismo biorreactor (González-Brambila y López-Isunza, 2008); y han comparado las predicciones de los dos modelos desarrollados para este sistema de reacción (González-Brambila y López-Isunza, 2007). Este trabajo complementa los anteriores, y considera el efecto de la velocidad de flujo fuera de la biopelícula en el transporte de masa interfásica líquido-biopelícula. En este trabajo se encontró que el coeficiente de transferencia de masa interfásica líquido-biopelícula puede calcularse utilizando una expresión empírica derivada de la solución de Blasius a las ecuaciones de la capa límite (Schlichting, 1968), obteniéndose así predicciones adecuadas del valor del coeficiente de transferencia de masa determinado experimentalmente, para estas velocidades de flujo.

Los objetivos de este trabajo son: 1) comparar tres diferentes tasas de recirculación dentro de un RMBA en términos del consumo de sustrato en un agua residual modelo; 2) encontrar una relación entre la velocidad del líquido fuera de la biopelícula y el

coeficiente de transferencia de masa en la interfase líquido-biopelícula, y 3) realizar un análisis teórico para explicar el comportamiento de una biopelícula de lodos activados dentro de un RMBA a diversas velocidades de flujo.

2. Materiales y métodos

En este estudio se utiliza un RMBA con una sola membrana polimérica permeable al oxígeno e impermeable al sustrato (fuente de carbono). La membrana tubular se coloca dentro de un tubo de vidrio y se sostiene por ambos extremos de éste. La biopelícula crece alrededor de la membrana, y el agua residual modelo se encuentra en la parte anular, entre el tubo de vidrio y la biopelícula. Este módulo, el RMBA, se encuentra conectado a un tanque agitado, y el agua residual se hace circular de manera continua entre este tanque y el RMBA. Durante el proceso se alimenta oxígeno continuamente a través de la membrana y éste difunde a través de la pared de la membrana hasta la biopelícula; dentro de la biopelícula el oxígeno es consumido por los microorganismos y, si el transporte de masa global es mayor que su consumo, puede atravesar el espesor de la biopelícula y transferirse al líquido externo. Dentro del tanque agitado se burbujea aire constantemente con el doble propósito de suministrar oxígeno a la biopelícula y de mantener la agitación en el tanque (ver Fig. 1). En trabajos previos (González-Brambila, *col.*, 2006, González-Brambila, 2006) se estudiaron diferentes formas de suministrar oxígeno a la biopelícula de lodos activados para el tratamiento de un agua residual modelo, y se encontró que la mejor manera de hacerlo es suministrando oxígeno a través de la membrana y burbujeando aire dentro del tanque agitado.

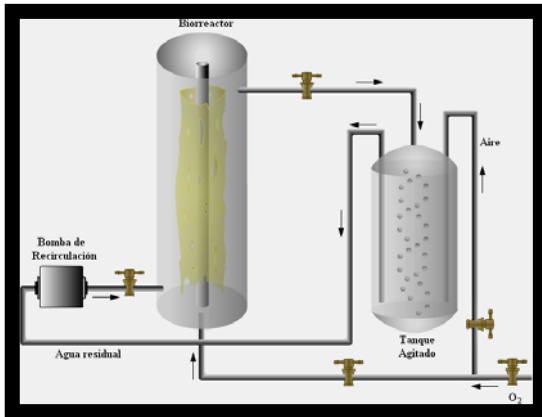


Fig. 1. Representación esquemática del sistema de biorreacción que muestra la conexión entre el tanque agitado sin reacción y el reactor de biopelícula adherida a una membrana permeable.

2.1. Configuración del biorreactor

Se construyeron reactores tubulares de vidrio pirex con las siguientes características: volumen 200 ml,

altura 300 mm, diámetro interno 30 mm, espesor 2 mm. Se utilizó una membrana de silicón de 290 mm de alto, 1.5 mm de diámetro interno y 0.3 mm de espesor. El tubo de membrana se encuentra soportado a ambos extremos del reactor tubular y a través de éste se hace pasar una corriente de oxígeno.

La operación del reactor se llevó a cabo de forma semicontinua, esto es, la cantidad total de la fuente de carbono se alimentó inicialmente al tanque agitado, sin embargo el aire y el oxígeno se alimentaron de manera continua. La biopelícula adherida a la parte externa de la membrana creció de manera irregular y se alimentó a través de la fase líquida que contenía a la fuente de carbono (acetato de sodio) y una solución de nutrientes.

2.2. Métodos analíticos

Durante la fase experimental se analizó el consumo de acetato de sodio a través del tiempo, mediante cromatografía de líquidos de alta resolución (HPLC) utilizando un cromatógrafo Perkin Elmer serie 200, con un detector de ultravioleta 785^a y una columna Perkin Elmer tipo Spheri-10 RP-18, de 220 x 4.6 mm, empacada con partículas de 10 µm. La fase móvil que se utilizó fue una solución de ácido sulfúrico 1 mM, a una tasa de 1 ml/min. El tiempo de retención del acetato de sodio bajo estas condiciones fue de 3.5 min.

La concentración de oxígeno disuelto se cuantificó utilizando un medidor de oxígeno disuelto Cole Parmer (modelo 01971-00) y un electrodo (modelo 60061). El espesor de la biopelícula se midió mediante la técnica desarrollada por Freitas dos Santos y Livingston, (1995), con un proyector de transparencias colocado justo enfrente del biorreactor, y midiendo la sombra proyectada por la biopelícula en una pantalla localizada a una distancia conocida.

Se llevaron a cabo experimentos para comparar tres diferentes velocidades de flujo de recirculación. Cada reactor fue previamente estabilizado mediante la recirculación de agua destilada durante dos horas y se alimentó nitrógeno por el interior de la membrana; esto fue para eliminar el oxígeno y el acetato de sodio remanentes en el biorreactor. Posteriormente se extrajo el agua destilada y se cargó el reactor con una solución conocida de acetato de sodio y nutrientes; al mismo tiempo se abrieron las válvulas de aire y oxígeno para permitir el burbujeo de aire dentro del tanque agitado y el paso de oxígeno a través de la membrana, respectivamente.

Con el objeto de estudiar el efecto de la velocidad de flujo de recirculación se llevaron a cabo experimentos a tres diferentes flujos: 30, 120, y 350 ml/min. Las velocidades del líquido en la sección anular del biorreactor fueron: 0.00082, 0.00368, y 0.01073 m/s. Los experimentos reportados en este estudio se llevaron a cabo en el mismo reactor, con una diferencia de 24 horas entre la realización de

cada uno de ellos, y para el análisis se supone que en los lapsos de tiempo entre cada prueba, no se presentan cambios significativos en el espesor, en la edad, ni en la concentración de biomasa en la biopelícula, y tampoco hay cambios significativos en las tasas de transporte de masa y reacción dentro de la biopelícula. La concentración inicial de sustrato fue aproximadamente la misma en los tres casos y la temperatura se mantuvo en 24 °C.

3. El modelo matemático

Se desarrolló un modelo dinámico para analizar el comportamiento del reactor bajo diferentes velocidades de recirculación y para estimar los parámetros de transporte asociados. Este modelo describe los balances de masa de sustrato (S) y oxígeno disuelto (OD) durante la operación por lotes del reactor, y toma en cuenta los fenómenos de: 1) transporte de masa desde el líquido externo hacia la interfase con la biopelícula; 2) el transporte difusivo y convectivo al interior de la biopelícula; 3) el transporte de oxígeno a través de los poros de la membrana hasta la interfase membrana-biopelícula; 4) el crecimiento de microorganismos (considerados como una sola especie) dentro de la biopelícula, utilizando la ecuación de Monod con doble sustrato limitante (Nicolella y col., 2000); 5) el incremento en el espesor de la biopelícula se debe a la producción de polímeros extra celulares, asociada a la reproducción celular.

3.1 Consideraciones del modelo

La Fig. 2 es una representación esquemática de la biopelícula dentro del reactor, que muestra de izquierda a derecha: 1) la interfase gas-membrana; 2) el espesor de la pared de la membrana (L_m); 3) el espesor de la biopelícula (L_{bp}); 4) la interfase biopelícula-líquido; 5) la fase líquida ó agua residual modelo.

El sistema completo se modeló como dos tanques idealmente agitados conectados en serie, ya que la suma de sus tiempos característicos de retención es mucho menor, en varios órdenes de magnitud, a los tiempos característicos de difusión y biorreacción dentro de la biopelícula, y se puede suponer por lo tanto que el biorreactor se comporta como un reactor por lotes con agitado ideal. Inicialmente, en el tanque agitado se encuentra la fuente de carbono y la concentración de oxígeno en éste se calcula de acuerdo con un balance de masa en el tanque donde se burbujea aire [Ec. (A-10), del Apéndice A].

Las consideraciones del modelo y las ecuaciones del mismo se presentan en el Apéndice A, y los detalles de la solución numérica y de la estimación de los parámetros cinéticos y de transporte se encuentran en González-Brambila y col., (2006).

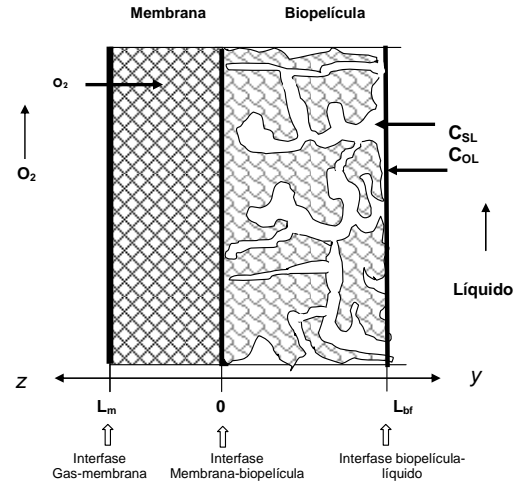


Fig. 2. Esquema del sistema membrana - biopelícula - líquido externo que describe al modelo heterogéneo.

3.2. Estimación de los parámetros de transporte

Utilizando los datos experimentales de concentraciones de sustrato y oxígeno disuelto en el líquido, de experimentos previos, y utilizando el método de estimación no lineal de Marquardt (Meeter, 1965), se estimaron los parámetros cinéticos y de transporte contenidos en el modelo: los coeficientes efectivos de difusión, la tasa máxima de crecimiento celular, las constantes de saturación de la ecuación de Monod y la concentración inicial de biomasa dentro de la biopelícula. Con los parámetros estimados previamente y los resultados experimentales de los tres casos de estudio reportados en este trabajo, se estimaron los coeficientes de transferencia de masa para la interfase líquido-biopelícula, a las tres diferentes velocidades de flujo de recirculación.

4. Resultados y discusión

Los resultados experimentales para los tres casos considerados se muestran en la Fig. 3, en la cual se observa que las tasas de degradación son muy diferentes: el caso 1, con una tasa de recirculación de 30 ml/min, presenta la tasa más lenta de consumo de sustrato; seguido por el caso 2 con una tasa de recirculación de 120 ml/min, mientras que la mayor tasa de degradación de sustrato se presenta en el caso 3, el cual se llevó a cabo con una tasa de recirculación de 350 ml/min.

Tomando en cuenta que el único parámetro que se modificó en los tres experimentos fue la velocidad de recirculación, y dado que la tasa de consumo de sustrato es diferente para cada uno de los casos, se considera que el cambio en la tasa de consumo se debe a un aumento en la tasa de transporte interfásico debido al aumento en el coeficiente de transferencia de masa interfásico, que a su vez es una función del número de Reynolds. El

modelo heterogéneo permitió estimar el coeficiente de transferencia de masa interfasial para cada uno de estos casos. Las figs. 4, 5 y 6 muestran la comparación entre los perfiles de concentración en el líquido obtenidos experimentalmente y las predicciones del modelo; en ellas se observa que las predicciones del modelo son bastante buenas en los tres casos.

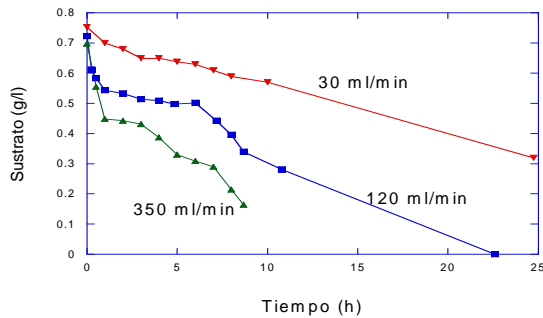


Fig. 3. Comparación de las tasas de consumo de sustrato experimentales para cada uno de los tres flujos de recirculación. ▼ - 30 ml/min, ■ - 120 ml/min, ▲ - 350 ml/min.

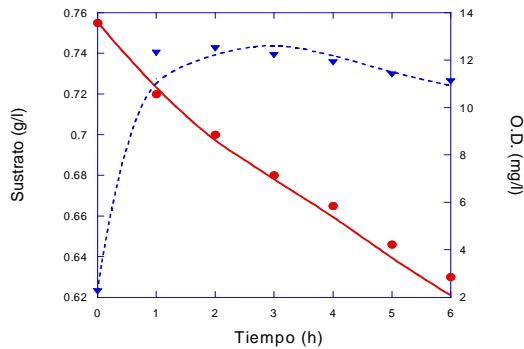


Fig. 4. Concentración de sustrato y OD en el líquido. Comparación entre los resultados experimentales y las predicciones del modelo para el caso 1 (30 ml/min). ● sustrato experimental, — sustrato simulado, ▼ oxígeno experimental, - - - - oxígeno simulado.

Con el propósito de comparar los coeficientes de transferencia de masa interfasial estimados con el modelo, se calcularon estos mismos coeficientes utilizando tres diferentes correlaciones empíricas. Dos de estas ecuaciones consideran este coeficiente como una función de los números de Reynolds y de Schmidt, los cuales se obtuvieron, para cada caso, mediante las ecuaciones presentadas en Bird y col. (2002), y los resultados se presentan en la Tabla 1.

Los valores de k_l para los tres diferentes flujos de recirculación se muestran en la Tabla 1, de acuerdo con cada ecuación utilizada. La primera está calculada de la solución de Blasius a las ecuaciones de la capa límite (ecuación 1); la segunda es la reportada por Welty y col., (1969) [Ec. (2)], que es

similar a la primera, y la tercera ecuación [Ec. (3)] es la propuesta por DeBeer y Kühn (2001), quienes argumentan que fue desarrollada específicamente para biopelículas, en la cual sin embargo no se considera dependencia alguna con el número de Reynolds, contrario a lo que se esperaría.

$$k_l = \frac{1.66u_\infty}{Re^{1/2} Sc^{2/3}} \quad (1)$$

$$k_l = \frac{0.332u_\infty}{Re^{1/2} Sc^{1/3}} \quad (2)$$

$$k_l = 0.0889u_\infty Sc^{-0.704} \quad (3)$$

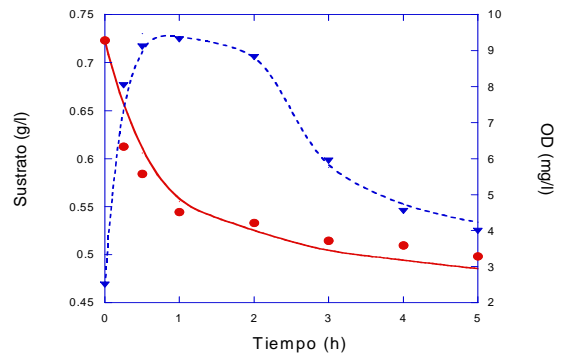


Fig. 5. Concentración de sustrato y OD en el líquido. Comparación entre los resultados experimentales y las predicciones del modelo para el caso 2 (120 ml/min). ● sustrato experimental, — sustrato simulado, ▼ oxígeno experimental, - - - - oxígeno simulado.

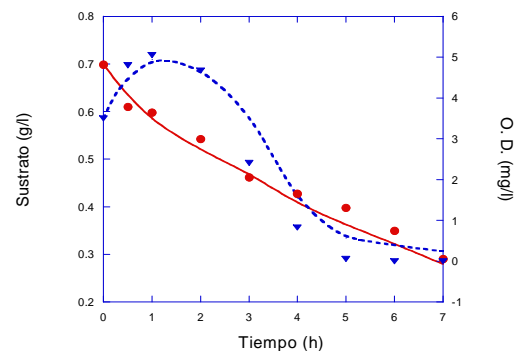


Fig. 6. Concentración de sustrato y OD en el líquido. Comparación entre los resultados experimentales y las predicciones del modelo para el caso 3 (350 ml/min). ● sustrato experimental, — sustrato simulado, ▼ oxígeno experimental, - - - - oxígeno simulado.

La Tabla 1 muestra los coeficientes de transferencia de masa interfasial estimados por el modelo para cada una de las velocidades de recirculación, con los cuales se obtuvieron los perfiles de concentración en el líquido para cada uno de los casos, y también muestra los mismos coeficientes calculados utilizando cada una de las ecuaciones empíricas.

Tabla 1. Comparación entre los coeficientes de transferencia de masa interfásial obtenidos utilizando tres ecuaciones empíricas y el modelo heterogéneo, para cada uno de los casos de estudio.

Parámetro	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Flujo (ml/min)	30	120	350
Velocidad (m/s)	0.00092	0.0037	0.0107
No. de Reynolds	239.3	857.0	2791.2
No. de Schmidt	666.7	666.7	666.7
Esfuerzo de corte (τ_0)(g/m s ²)	3.63 x 10 ⁻²	0.291	1.45
k _i [Ec. (1)] (m/s)	1.3x10 ⁻⁶	2.6x10 ⁻⁶	4.4x10 ⁻⁶
k _i [Ec. (2)] (m/s)	2.26x10 ⁻⁶	4.5x10 ⁻⁶	7.72x10 ⁻⁶
k _i [Ec. (3)] (m/s)	8.36 x10 ⁻⁷	3.36 x10 ⁻⁶	9.81x10 ⁻⁶
k _i (estimado por mod. heterog.) (m/s)	1.165x10 ⁻⁶	2.437x10 ⁻⁶	4.01x10 ⁻⁶

En la Fig. 7 se comparan los valores obtenidos de los coeficientes de transferencia de masa interfásial de las ecs. 1, 2 y 3, con los valores estimados con el modelo heterogéneo, y se puede ver que la mejor correspondencia se obtiene de la ecuación empírica derivada de la solución de Blasius Ec. (1).

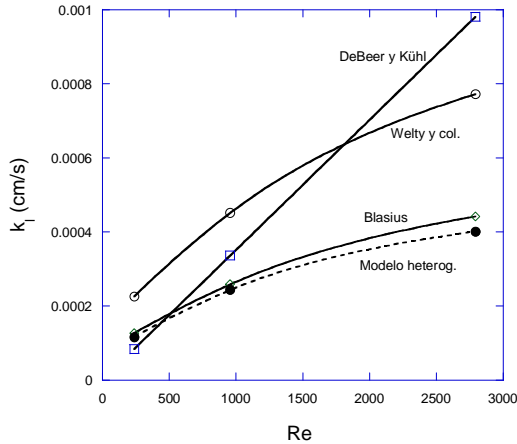


Fig. 7. Comparación entre los coeficientes de transferencia de masa interfásial estimados con el modelo y calculados en función del número de Reynolds. • - Estimados con el modelo heterogéneo, ◊ - calculados con la ecuación de Blasius, □ - calculados con la ecuación de deBeer y Kühl, -o calculados con la ecuación de Welty y col. (1969).

Una biopelícula como la de este sistema experimenta el efecto de los esfuerzos de corte, que a su vez están determinados por la magnitud de la velocidad de flujo; éstos la deforman y comprimen, como mostraron las observaciones visuales en este sistema. Para estimar la magnitud de los esfuerzos de corte sobre la biopelícula, se utilizó la ecuación de Blasius, ecuación (4) (Schlichting, 1968), que calcula al esfuerzo de corte (τ_0) sobre la biopelícula, para cada una de las velocidad de flujo (u_∞). Estos resultados se presentan en la Tabla 1. Se observó que esta biopelícula no soporta esfuerzos de corte mayores a 1.5 g·m⁻¹·s⁻², sin romperse ni desprenderse de la membrana polimérica. Este valor de τ_0 marca el límite hasta donde puede incrementarse la velocidad de flujo en este reactor, que sin embargo puede utilizarse para mantener un equilibrio entre el

espesor de la biopelícula y la concentración celular. Un mayor espesor de la biopelícula implica una mayor cantidad de células que degradan la materia orgánica, pero un espesor excesivo provoca que la mayor trayectoria de difusión de los reactivos al interior de la biopelícula sea el factor limitante en el consumo de la fuente de carbono.

$$\tau_0 = \alpha \mu u_\infty \sqrt{\frac{u_\infty}{rx}} \tag{4}$$

La simulación de la operación del RMBA, después de 3.5 horas de operación, utilizando los coeficientes estimados con el modelo, permitió predecir los perfiles de concentración de sustrato y oxígeno al interior de la biopelícula, así como la tasa de reacción en varios puntos dentro de la misma. Estos resultados se muestran en las figs. 8, 9 y 10 para los tres casos considerados. Como se observa en las tres figuras, la concentración de sustrato es más alta en el espesor de la biopelícula igual a uno, porque es ahí donde se encuentra la interface líquido-biopelícula y por tanto donde entra el sustrato disuelto a la biopelícula.

En el caso 1 la concentración de sustrato dentro de la biopelícula es mayor que en los otros dos casos, y también es mayor en el caso 2 que en el caso 3. Esto se debe a que a las 3.5 horas después de iniciada la reacción, la concentración de sustrato en el líquido es mayor en el caso 1; esto puede explicarse como el resultado de que las tasas de reacción son menores en todo el espesor de la biopelícula, ya que el coeficiente de transferencia de masa interfásial es menor y por tanto limita la entrada de sustrato al interior de la biopelícula. Lo mismo ocurre comparativamente entre los casos 2 y 3.

La magnitud de los perfiles de oxígeno (OD) al interior de la biopelícula indican, para cada uno de los casos, la magnitud de los perfiles de concentración de sustrato (S), siendo estos inversamente proporcionales a los primeros, como resultado de que a menor concentración de S menor es el consumo de OD. De acuerdo con esto, la penetración del oxígeno al interior de la biopelícula es mayor en el primer caso y la menor corresponde al tercer caso; es pertinente recordar aquí que el oxígeno se alimenta de forma continua, mientras que

el sustrato se alimentó como un solo lote al iniciar la operación.

El sustrato que penetra a la fase sólida dentro de la biopelícula, formada por células y polímeros extracelulares, se consume, si aquí también hay oxígeno, lo que explica los decrementos en las concentraciones de S y OD dentro de la parte sólida de la biopelícula. Por otro lado, el sustrato que entra a la biopelícula a través de poros y canales, donde no hay células y por tanto no hay consumo, puede atravesar la biopelícula hasta llegar a la interfase membrana-biopelícula, para los tres casos estudiados.

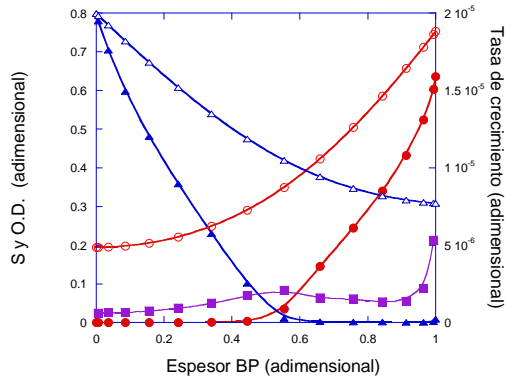


Fig. 8. Perfiles de concentración de sustrato y oxígeno disuelto, y tasas de reacción dentro de la biopelícula, modeladas para el caso 1 (30 ml/min). ● Sustrato en la fase sólida, ○ Sustrato en la fase líquida, ▲ - OD en la fase sólida, △ - OD en la fase líquida, ■ - Rx. Tiempo de reacción = 3.5 h.

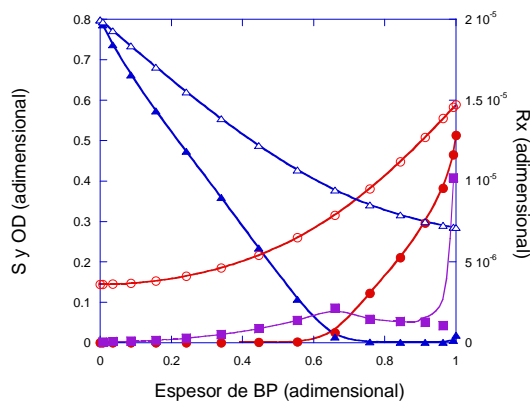


Fig. 9. Perfiles de concentración de sustrato y oxígeno disuelto, y tasas de reacción dentro de la biopelícula, modeladas para el caso 2 (120 ml/min). ● Sustrato en la fase sólida, ○ Sustrato en la fase líquida, ▲ - OD en la fase sólida, △ - OD en la fase líquida, ■ - Rx. Tiempo de reacción = 3.5 h.

Si se comparan los perfiles de reacción de cada uno de los casos (figs. 11, 12 y 13) se observa que la diferencia principal se encuentra en la tasa de reacción cercana a la interfase biopelícula-líquido, la cual va aumentando del caso 1 al caso 3, debido a

que el coeficiente de transferencia de masa interfasial corresponde al del mayor número de Reynolds, que es mayor que en el caso 2, y es menor en el caso 1, debido a que al aumentar la velocidad, disminuye el espesor de la capa límite y aumenta el coeficiente de transferencia de masa interfasial. Al aumentar k_t , aumentan las transferencias de S y OD del líquido externo hacia la biopelícula, lo cual aumenta la concentración de sustrato y oxígeno en la interfase líquido-biopelícula, y por tanto la tasa de reacción en este punto también es mayor, la cual es calculada con la ecuación de Monod con doble sustrato limitante (S y OD).

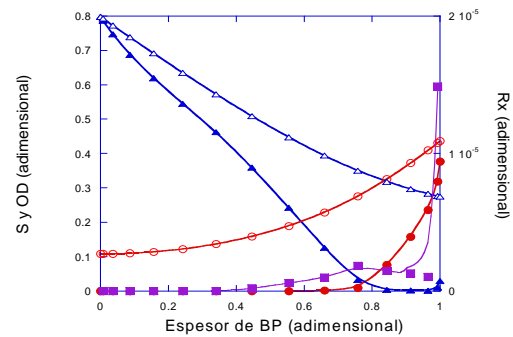


Fig. 10. Perfiles de concentración de sustrato y oxígeno disuelto, y tasas de reacción dentro de la biopelícula, modeladas para el caso 3 (350 ml/min). ● Sustrato en la fase sólida, ○ Sustrato en la fase líquida, ▲ - OD en la fase sólida, △ - OD en la fase líquida, ■ - Rx. Tiempo de reacción = 3.5 h.

Por otro lado, si aumenta la tasa de reacción en la interfase líquido-biopelícula, la penetración de S hacia la interfase membrana-biopelícula disminuye, y como resultado su concentración en la interfase membrana-biopelícula es mayor en el caso 1, intermedia en el caso 2 y menor en el caso 3, como se observa al comparar las figs. 8, 9 y 10, respectivamente.

Lo anterior se confirma al observar las figs. 11, 12 y 13, las cuales muestran la evolución de las tasas de reacción a lo largo del espesor de la biopelícula durante 10 horas, tiempo en el cual se ha agotado casi todo el sustrato en el líquido.

Al comparar la evolución de las tasas de reacción mostradas en la Fig. 11 (caso 1) se observa que éstas varían considerablemente a lo largo del espesor de la biopelícula y con el tiempo. Únicamente tienden cero cuando el sustrato en el líquido se está agotando (a partir de las 6 horas), y por tanto la concentración de éste es cero en la región de la biopelícula más cercana a la membrana. Al inicio de la reacción el sustrato penetra dentro de la biopelícula hasta llegar a la interfase con la membrana, donde la tasa de reacción adimensional es aproximadamente 2.4×10^{-6} a las 1.5 horas, mientras que al mismo tiempo en la interfase líquido-biopelícula la tasa de reacción adimensional es igual a 7.5×10^{-6} .

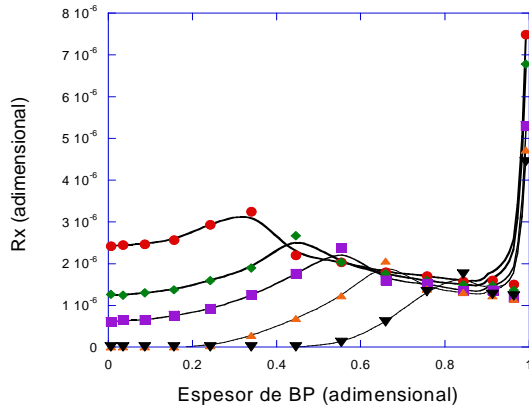


Fig. 11. Evolución de los perfiles de tasa de reacción modelados dentro del espesor de la biopelícula, para el caso 1 (30 ml/min). ● - 1.5 hrs., ◆ - 2.5 hrs., ■ - 3.5 hrs., ▲ - 6.0 hrs., ▼ - 10.0 hrs.

En el caso 2 (Fig. 12) la evolución de las tasas de reacción es similar a la del caso anterior, sin embargo las tasas de reacción cercanas a la membrana comienzan a ser iguales a cero antes que en caso 1; esto se debe a que las tasas de reacción son menores en la región de la biopelícula cercana a la membrana (1.7×10^{-6} , a 1.5 horas) y son mayores en la interfase líquido-biopelícula (2.0×10^{-5} , a 1.5 horas), todo ello produce que la concentración de sustrato en el líquido disminuya más rápido que en el caso 1.

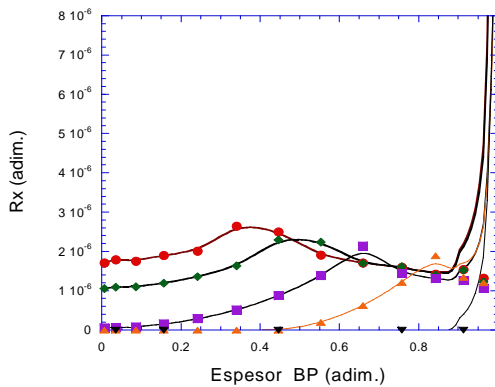


Fig. 12. Evolución de los perfiles de tasa de reacción modelados dentro del espesor de la biopelícula, para el caso 2 (120 ml/min). ● - 1.5 hrs., ◆ - 2.5 hrs., ■ - 3.5 hrs., ▲ - 6.0 hrs., ▼ - 10.0 hrs.

La misma tendencia se observa en el caso 3 (350 ml/min) donde la diferencia entre las tasas de reacción en la interfase membrana-biopelícula y biopelícula-líquido es mayor que en los dos casos anteriores, 2×10^{-7} (adimensional) en la interfase con la membrana y 3.3×10^{-5} en la interfase con el líquido. Además, en este caso las tasas de reacción comienzan a ser iguales a cero desde las 2.5 horas, en la región de la biopelícula más cercana a la membrana, como se observa en la Fig. 13.

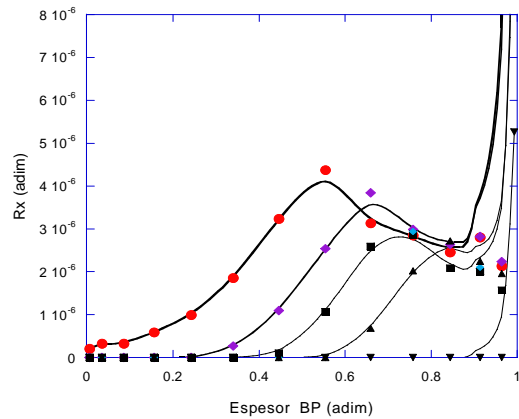


Fig. 13. Evolución de los perfiles de tasa de reacción modelados dentro del espesor de la biopelícula, para el caso 3 (350 ml/min). ● - 1.5 hrs., ◆ - 2.5 hrs., ■ - 3.5 hrs., ▲ - 6.0 hrs., ▼ - 10.0 hrs.

En este trabajo el coeficiente de transferencia de masa interfasial ha aumentando como consecuencia de un aumento en la velocidad de flujo de recirculación, para cada uno de los casos de estudio, sin embargo es necesario considerar que al incrementar las tasas de recirculación, se incrementan también los esfuerzos de corte sobre la superficie de la biopelícula. Si los esfuerzos de corte se incrementan mas allá de los flujos estudiados aquí, la biopelícula puede comprimirse ocasionando que sus poros y canales se cierren parcial o totalmente, lo cual puede provocar que el líquido dentro de estos poros salga de la biopelícula, y que la contribución del aumento en la velocidad de flujo al transporte de sustratos a la parte sólida disminuya, ya que se habrá perdido el acceso a la mayor área superficial existente al interior de la biopelícula, aunque el valor de k_f haya aumentado. Esto explica los resultados experimentales obtenidos por Beyenal y Lewandowski (2005), aunque estos autores no lo pudieron explicar.

Conclusiones

Es posible mejorar el consumo de sustrato en un reactor de membrana con biopelícula adherida usado para el tratamiento de agua residual, incrementado la velocidad de flujo en el reactor. El coeficiente de difusión efectivo no es función de la distancia entre la superficie y el fondo de la biopelícula, como lo han planteado algunos autores (Beyenal y Lewandowski, 2005). La diferente magnitud de los perfiles de concentración dentro de la biopelícula es una consecuencia de una mayor rapidez de transferencia de masa entre el líquido fuera de la biopelícula y el líquido dentro de los poros y canales, que interactúa con las células contenidas en parte sólida (PEC) de la biopelícula.

El coeficiente de transferencia de masa interfasial es función del número de Reynolds, pero

los coeficientes de difusión no varían con la velocidad del fluido. Se encontró que las mejores predicciones de k_l se obtuvieron usando una expresión empírica, basada en la solución de Blasius a las ecuaciones de la teoría de capa límite de Prandtl para flujo laminar (Schlichting, 1968).

Nomenclatura

a_{vbub}	área específica por unidad de volumen de burbujas, m^2/m^3
a_{vext}	área específica por unidad de volumen de biopelícula parte sólida de biopelícula, m^2/m^3
a_{vint}	área específica por unidad de volumen de la fase líquida de la biopelícula, m^2/m^3
$C_{O_{eq}}^*$	concentración de oxígeno en equilibrio, g/m^3
C_O	concentración de oxígeno en la fase sólida de la biopelícula, g/m^3
C_{OL}	concentración de oxígeno en el líquido en el biorreactor, g/m^3
C_{Ol}	concentración de oxígeno en la fase líquida de la biopelícula, g/m^3
C_{OLT}	concentración de oxígeno en el tanque agitado, g/m^3
C_{Om}	concentración de oxígeno en la membrana, g/m^3
C_s	concentración de sustrato en la fase sólida de la biopelícula, g/m^3
C_{sL}	concentración de sustrato en el líquido en el biorreactor, g/m^3
C_{sl}	concentración de sustrato en la fase líquida de la biopelícula, g/m^3
C_{sLT}	concentración de sustrato en el tanque agitado, g/m^3
D_{effmO}	coeficiente de difusión efectivo de O_2 en la membrana, m^2/s
D_{effO}	coeficiente de difusión efectivo de O_2 en la fase sólida de la biopelícula, m^2/s
D_{effOl}	coeficiente de difusión efectivo de O_2 en la fase líquida de la biopelícula, m^2/s
D_{effS}	coeficiente de difusión efectivo de sustrato en la fase sólida de la biopelícula, m^2/s
D_{effSl}	coeficiente de difusión efectivo de sustrato en la fase líquida de la biopelícula, m^2/s
D_l	coeficiente de difusión de sustrato en el líquido, m^2/s
OD	oxígeno disuelto, g/m^3
F	flujo de recirculación entre el biorreactor y el tanque agitado, m^3/s
k_l	coeficiente de transferencia de masa interfásica, m/s
k_{lbub}	coeficiente de transferencia de masa en la interfase líquido-burbuja, m/s
$k_{l_{ext}}$	coeficiente externo de transferencia de masa en la interfase líquido-biopelícula, m/s
$k_{l_{int}}$	coeficiente interno de transferencia de masa interfásica en la interfase líquido sólido dentro de la biopelícula, m/s
K_O	constante cinética de saturación de Monod para oxígeno, g/m^3

K_S	constante cinética de saturación de Monod para el sustrato, g/m^3
L	longitud de biopelícula, m
l_{bf}	espesor de biopelícula, > 0 a cualquier tiempo, m
l_{bf0}	espesor de biopelícula @ $t=0$, m
l_m	espesor de la pared de membrana, m
m_O	constante de mantenimiento de oxígeno, s^{-1}
m_s	constante de mantenimiento de sustrato, g/g
R_{bf}	tasa de reacción total en la biopelícula, $g/m^3 s$
Re	número de Reynolds $Re = u_{\infty} L / \nu$
R_{pec}	tasa de reacción de polímeros extracelulares, $g/m^3 s$
R_x	tasa de reacción de biomasa, $g/m^3 s$
Sc	número de Schmidt $Sc = \mu / \rho D_l$
t	tiempo, s
u_{∞}	velocidad promedio del líquido en la sección anular del biorreactor, m/s
V_R	volumen de biorreactor, m^3
V_T	volumen de tanque agitado, m^3
X	distancia, m
x	concentración de biomasa en biopelícula, g/m^3
y	coordenada axial en la biopelícula, m
$Y_{pec/O}$	coeficiente de rendimiento de oxígeno a PEC
$Y_{pec/s}$	coeficiente de rendimiento de sustrato a PEC
$Y_{pec/x}$	coeficiente de rendimiento de biomasa a PEC
Y_{x/O_2}	coeficiente de rendimiento de oxígeno a biomasa
$Y_{x/s}$	coeficiente de rendimiento de sustrato a biomasa
z	coordenada axial en la membrana, m

Símbolos griegos

α	constante en la Ec. (4)
ϵ_p	fracción sólida de la biopelícula
μ	viscosidad de líquido, $g/cm-s$
μ_{max}	tasa máxima de crecimiento, s^{-1}
τ_0	esfuerzo de corte, $g/m-s^2$
ρ	densidad de líquido, g/m^3
ρ_{bf}	densidad de la biopelícula, g/m^3

Abreviaturas

BP	biopelícula
DO	oxígeno disuelto
PEC	polímeros extracelulares.
O	oxígeno
RMBA	Reactor de membrana con biopelícula adherida
S	sustrato

Referencias

- Branda, S., Vik, A., Friedman, L., Kolter, R. (2005). Biofilms: the matrix revisited. *Trend in Microbiology* 13, 20-26.
- Beyenal H., Lewandowski, Z. (2005). Modeling mass transport and microbial activity in stratified biofilms. *Chemical Engineering Science* 60, 4337-4348.

- Bird, R.B. Stewart W. E., Lightfoot, E.N. (2002). *Transport Phenomena*. John Wiley & Sons, New York.
- Casey, E., Glennon, B., Hamer, G. (1999). Oxygen Mass Transfer Characteristics in a membrane-Aerated Biofilm Reactor. *Biotechnology & Bioengineering* 62 (2), 183-192.
- Christensen, B.E.; Characklis, W. G. (1990) *Physical and Chemical Properties of Biofilms*. In *Biofilms*, Characklis and Marshall, Willey & Sons. New York.
- Cussler, E. (1989). *Diffusion: mass transfer in fluid systems*. Cambridge University Press, New York.
- De Beer, D., Stoodley, P., Lewandowski, Z. (1994) a. Liquid Flow in heterogeneous biofilms. *Biotechnology & Bioengineering* 44, 636-641
- De Beer, D., Stoodley, P., Roe, F., Lewandowski, Z. (1994) b. Effects of biofilm structures on oxygen distribution and mass transport. *Biotechnology and Bioengineering* 43, 1131-1138.
- De Beer, D., Kühl, M. (2001). Interfasial microbial mats and biofilms, 374-394. In B.P. Boudreau & B.B. Jorgensen (eds.) *The Benthic Boundary Layer*, Oxford University Press, New York.
- Freitas dos Santos, Livingston A.G. (1995). Membrane Attached Biofilms for VOC wastewater treatment I: Novel in situ measurement technique. *Biotechnology and Bioengineering* 47, 82-89.
- González-Brambila, M., O. Monroy, F. López-Isunza. (2006). Experimental and theoretical study of membrane-aerated biofilm reactor behavior under different modes of oxygen supply for the treatment of synthetic wastewater. *Chemical Engineering Science* 61, 5268-5281.
- González-Brambila, M. (2006). *Estudio del comportamiento de biopelículas aerobias en membranas permeables*. Tesis doctoral. Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa.
- González-Brambila, M., F. López-Isunza. (2007). Transporte de masa y reacción en una biopelícula. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 6 (2), 127-136.
- González-Brambila, M., López-Isunza. (2008). Modelling of the transient behaviour of a membrane attached biofilm reactor under successive pulses of a synthetic wastewater substrate. *International Journal of Chemical Reactor Engineering* 6, article 40.
- Lewandowski, Z., Characklis W.S. (1994). Reaction Kinetics in Biofilms. *Biotechnology and Bioengineering* 38, 877-882.
- Lewandowski, Z., Stoodley, P., Altobelli, S. (1995). Experimental and conceptual studies on mass transport in biofilms. *Water Science Technology*. 31 (1), 153-162.
- Matson, J. V.; Characklis, W. G. (1976). Diffusion into microbial aggregates. *Water Research* 10, 877-885.
- Meeter, D. A., (1965). *Non-linear least squares (GAUSHAUS)*, Computer code from University of Wisconsin Computing Center.
- Nicolella C.; Pavasant P., Livingston, A.G. (2000). Substrate counter diffusion and reaction in membrane-attached biofilms: mathematical analysis of rate limiting mechanisms. *Chemical Engineering Science* 55, 1385-1398.
- Schlichting, H., (1968). *Boundary Layer Theory*. McGraw Hill. 6a. ed.
- Stoodley, P., Yang, S., Lappin-Scott, H., Lewandowski, Z. (1994). Relationship between mass transfer coefficient and liquid flow velocity in heterogeneous biofilms using microelectrodes and confocal microscopy. *Biotechnology & Bioengineering* 56, 681-688.
- Welty J. R., Wilson R. E. Wicks C. E. (1969). *Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer*. John Willey. New York.
- Yang S., Lewandowski, Z. (1995). Measurement of local mass transfer coefficient in biofilms. *Biotechnology and Bioengineering*. Vol. 48. No.6, 737-744.

Apéndice A

A.1. Consideraciones del modelo:

- 1) Existe una sola fuente de carbono en el sistema, el acetato de sodio (S),
- 2) La biopelícula es un sólido heterogéneo con espesor $L_{bp}(t)$, que se incrementa con el tiempo; está constituida por dos fases, una sólida formada por polímeros extracelulares y células, donde el sustrato y el oxígeno se consumen; la otra fase está compuesta por el líquido contenido dentro de los poros y canales que se forman entre la fase sólida.
- 3) El sustrato y el oxígeno contenidos en el líquido dentro de los poros y canales se transportan a la fase sólida por convección.
- 4) El consorcio de microorganismos se representa como una sola especie.
- 5) La actividad celular es la misma y permanece constante dentro de toda la biopelícula y fuera de ella es despreciable.
- 6) Dentro de la fase sólida de la biopelícula el transporte de masa se lleva a cabo de acuerdo con la ley de Fick.
- 8) La muerte celular y el desprendimiento de biopelícula son despreciables.
- 9) La pared de la membrana es impermeable al sustrato (S) y sus poros se encuentran llenos de líquido.

A.2. Ecuaciones del modelo heterogéneo

1. Balances de sustrato y oxígeno en la parte sólida de la biopelícula

$$\varepsilon_p \frac{\partial C_s}{\partial t} = D_{effS} \frac{\partial^2 C_s}{\partial y^2} + \varepsilon_p k_{lim} a_{vint} (C_{sl} - C_s) - \frac{1}{Y_{X/S}} R_x - m_s x - Y_{pec/s} R_{pec} \quad (A.1)$$

$$\varepsilon_p \frac{\partial C_o}{\partial t} = D_{effO} \frac{\partial^2 C_o}{\partial y^2} + \varepsilon_p k_{lim} a_{vint} (C_{ol} - C_o) - \frac{1}{Y_{X/O_2}} R_x - m_o x - Y_{pec/O} R_{pec} \quad (A.2)$$

$$R_x = \mu_{max} x \left(\frac{C_s}{K_s + C_s} \right) \left(\frac{C_o}{K_o + C_o} \right) \quad (A.3)$$

2. Balances de sustrato y oxígeno en la parte líquida de la biopelícula

$$(1 - \varepsilon_p) \frac{\partial C_{sl}}{\partial t} = D_{effSl} \frac{\partial^2 C_{sl}}{\partial y^2} - (1 - \varepsilon_p) k_{lim} a_{vint} (C_{sl} - C_s) \quad (A.4)$$

$$(1 - \varepsilon_p) \frac{\partial C_{ol}}{\partial t} = D_{effOl} \frac{\partial^2 C_{ol}}{\partial y^2} - (1 - \varepsilon_p) k_{lim} a_{vint} (C_{ol} - C_o) \quad (A.5)$$

3. Balances de sustrato y oxígeno en el líquido dentro del biorreactor

$$V_R \frac{dC_{sl}}{dt} = F(C_{slT} - C_{sl}) - V k_{lext} a_{vext} [\varepsilon_p (C_{sl} - C_s) + (1 - \varepsilon_p)(C_{sl} - C_{sl})] \quad (A.6)$$

$$V_R \frac{dC_{ol}}{dt} = F(C_{olT} - C_{ol}) - V k_{lext} a_{vext} [\varepsilon_p (C_{olT} - C_o) + (1 - \varepsilon_p)(C_{ol} - C_{ol})] \quad (A.7)$$

4. Balance de oxígeno en el interior de la membrana

$$\frac{\partial C_{Om}}{\partial t} = D_{effOm} \frac{\partial^2 C_{Om}}{\partial z^2} \quad (A.8)$$

5. Balances de sustrato y oxígeno en el tanque agitado

$$V_T \frac{dC_{slT}}{dt} = F(C_{sl} - C_{slT}) \quad (A.9)$$

$$V_T \frac{dC_{olT}}{dt} = F(C_{ol} - C_{olT}) + V_T k_{lbub} a_{vbub} (C_{Oeq}^* - C_{olT}) \quad (A.10)$$

6. Condiciones de frontera en la interfase membrana-biopelícula para sustrato

$$\frac{\partial C_s}{\partial y} = 0 \quad (A.11)$$

$$\frac{\partial C_{sl}}{\partial y} = 0 \quad (A.12)$$

7. Condiciones de frontera en la interfase membrana-biopelícula para oxígeno

$$-D_{effOm} \frac{\partial C_{Om}}{\partial z} = \varepsilon_p D_{effO} \frac{\partial C_o}{\partial y} + (1 - \varepsilon_p) D_{effOl} \frac{\partial C_{ol}}{\partial y} \quad (A.13)$$

8. Condiciones de frontera en la interfase líquido-biopelícula y = l_b(t), para la parte sólida de la biopelícula

$$-\varepsilon_p D_{effS} \frac{\partial C_s}{\partial y} = k_{lext} (C_{sl} - C_s) \quad (A.14)$$

$$-\varepsilon_p D_{effO} \frac{\partial C_o}{\partial y} = k_{lext} (C_{ol} - C_o) \quad (A.15)$$

9. Condiciones de frontera en la interfase líquido-biopelícula para la parte líquida de la biopelícula

$$-(1 - \varepsilon_p) D_{effSl} \frac{\partial C_{sl}}{\partial y} = k_{lext} (C_{sl} - C_{sl}) \quad (A.16)$$

$$-(1 - \varepsilon_p) D_{effOl} \frac{\partial C_{ol}}{\partial y} = k_{lext} (C_{ol} - C_{ol}) \quad (A.17)$$