



Universidad de Concepción
Dirección de Postgrado
Facultad de Ingeniería - Programa de Magíster en Ciencias de la Ingeniería con
mención en Ingeniería Química

**Modelación fenomenológica de un reactor filtro anóxico-
anaeróbico-aeróbico para la remoción de compuestos
orgánicos y nitrogenados**

**(Phenomenological modeling of an anoxic-anaerobic-
aerobic filter reactor for organic and nitrogen compounds
removal)**

JAIME FELIPE MOYA MÁRQUEZ
CONCEPCIÓN-CHILE
2011

Profesores Guía: Estrella Aspé Lillo
Marlene Roeckel von Bennewitz

Dpto. de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería
Universidad de Concepción

SUMARIO

Las industrias procesadoras de alimentos vierten residuos líquidos con alta carga orgánica y nitrogenada (como proteínas) que producen un fuerte impacto ambiental. Para la remoción biológica de estos contaminantes se utilizan reactores biológicos anóxicos, anaeróbicos, aeróbicos y últimamente reactores compactos que incluyen estas tres etapas. En este trabajo se modeló la etapa aeróbica y se anexó a un modelo de un filtro anóxico – anaeróbico. Esto permitió el estudio de un reactor filtro de flujo ascendente secuencial anóxico/anaeróbico/aeróbico con recirculación de la etapa aeróbica a la anóxica para la remoción de compuestos orgánicos y nitrogenados presentes en efluentes de la industria salmonera.

El modelo contempló tres aspectos: modelación de procesos bioquímicos y fisicoquímicos, modelación de la biopelícula y modelo hidrodinámico del reactor.

El modelo de los procesos bioquímicos consideró como sustrato proteína, usando un modelo simplificado de digestión anaeróbica y oxidación aeróbica de ácidos grasos volátiles (*AGV*) para la remoción de carbono. Para la remoción de nitrógeno el modelo consideró nitrificación en dos pasos (nitritación y nitratación), y posteriormente desnitrificación en dos pasos (desnitratación y desnitritación), formando nitrógeno gaseoso como producto final. Los procesos fisicoquímicos incluidos en el modelo fueron las transferencias de masa en la interfase líquido-gas y el cálculo del pH. El modelo de la biopelícula fue representado por una geometría de placa plana unidimensional, mientras que la hidrodinámica del reactor tubular permitió modelarlo mediante una secuencia de seis reactores de mezcla completa (*CSTR*) para razones de recirculación (*R*) de 0 y 2, donde los tres primeros *CSTR* fueron anaeróbicos-anóxicos, mientras que los tres últimos fueron aeróbicos. De esta forma, se obtuvo un modelo pseudo-bidimensional del reactor tubular, con dirección axial transversal en la biopelícula y dirección axial longitudinal en el seno del fluido.

En cada *CSTR* se efectuó el balance de materia en estado transitorio de 13 compuestos disueltos y 8 tipos de biomasa en la biopelícula, además de 13 compuestos disueltos en el seno del líquido y de 5 componentes gaseosos en la fase gas, el cálculo del pH en el seno del líquido y el espesor de la biopelícula, generando un sistema de ecuaciones diferenciales parciales, que fue resuelto

mediante el método de diferencias finitas discretizando la biopelícula en 30 nodos. Así, se obtuvo un sistema de 671 ecuaciones diferenciales ordinarias que fueron resueltas simultáneamente hasta el estado estacionario. El reactor completo se resolvió iterativamente hasta la convergencia mediante la sustitución sucesiva de la condición de entrada del reactor. Además se utilizó el método de Wegstein como acelerador de convergencia.

El modelo fue calibrado y validado usando dos condiciones experimentales en un reactor de laboratorio en operación continua. Se utilizaron valores promedio de entrada de 554 ± 24 mg TOC de proteína L^{-1} , salinidad de 24 g NaCl L^{-1} , flujo de 2,45 $L d^{-1}$ y temperatura de 30 °C, con R iguales a 0 y 2, respectivamente, para un reactor tubular de volumen líquido de 4,56 L, de 168 cm de altura, relleno con tubos corrugados de PVC de porosidad 0,78 y área específica de 438 $m^2 m^{-3}$. El reactor se dividió en una zona anóxica-anaeróbica y una aeróbica, siendo la razón de volumen de estas secciones aproximadamente 1:1. La validación del modelo se realizó exitosamente comparando los parámetros carbono orgánico total (TOC), carbono inorgánico (CI), nitrógeno amoniacal total (TAN), NO_2^- , NO_3^- y pH, predichas con el modelo con las condiciones experimentales del reactor con R igual 2. Del análisis de sensibilidad paramétrica se determinó que los parámetros que más afectaron la predicción del modelo fueron la velocidad máxima de crecimiento específico de la nitratación ($\mu_{max,X_{NO},23}$), la constante de inhibición de la nitratación por HNO_2 ($KI_{HNO_2,23}$) y el coeficiente de transferencia de materia líquido-gas del oxígeno ($k_L a_{O_2}$), los que afectan directamente al proceso de nitrificación.

Se realizaron simulaciones para condición de entrada de 529 mg TOC de proteína L^{-1} y TRH= 2 d, operando el reactor filtro a 30 °C y R = 2, modificando el caudal de aire inyectado en la zona aeróbica. Para estas condiciones el modelo predijo los siguientes resultados:

En la zona inferior (anóxica-anaeróbica) del reactor tubular, la realización de la oxidación aeróbica de los AGV (por el OD recirculado) y la desnitrificación completa de los NO_x recirculados, por la biomasa heterotrófica aeróbica (X_{HAe}), junto con la digestión anaeróbica de TOC por la biomasa acidogénica (X_{AA}) y la

biomasa heterotrófica anaeróbica (X_{HAa}), generando CI y TAN . En la zona superior (aeróbica) del reactor, la presencia de las reacciones de nitrificación por la biomasa amonio-oxidante (X_{AO}), nitrificación por la biomasa nitrito-oxidante (X_{NO}), oxidación de AGV por X_{HAe} , y en menor medida desnitrificación a bajas concentraciones de OD (c_{OD}) por esta misma bacteria.

Remoción global de TOC superior al 98%, para todo el rango de concentraciones de OD en el seno del fluido ($c_{OD,bulk}$), con remociones globales de nitrógeno total del 61 y 64 %, producto de la nitrificación parcial y total en la zona aeróbica, respectivamente. Esta última remoción es mayor, puesto que se forma una mayor cantidad de NO_x que luego son recirculados y desnitrificados a nitrógeno gaseoso en la zona anóxica.

En la zona aeróbica ausencia de NO_x para $c_{OD,bulk} < 0,4$ mg OD L⁻¹, por la mayor afinidad de X_{HAe} que X_{AO} por OD a estas concentraciones permitiendo la desnitrificación del NO_2^- formado. Además nitrificación parcial para $c_{OD,bulk} < 1,6$ mg OD L⁻¹, puesto que las X_{AO} tienen mayor afinidad por este sustrato que las X_{NO} . También permitió observar que para $c_{OD,bulk} > 5,0$ mg OD L⁻¹ la oxidación de TAN fue parcial, lo que se atribuyó primero a las inhibiciones de la nitrificación y nitrificación por NH_3 y HNO_2 , y segundo a las limitaciones difusionales que impiden el libre acceso del oxígeno hacia el interior de la biopelícula. En la biopelícula de esta zona, los sustratos limitantes fueron principalmente el OD y los AGV . El primero limita mayormente la nitrificación y la nitrificación, y el segundo la desnitrificación y desnitrificación y en menor medida la oxidación aeróbica de AGV .

En conclusión, se modeló de forma satisfactoria el comportamiento de un reactor tubular de biopelícula con recirculación, anóxico-anaeróbico-aeróbico, que trata vertidos salinos con alta carga proteica. Este modelo permitió definir las condiciones de operación, en particular de OD , que favorecieron las remociones de materia orgánica y nitrógeno para el reactor filtro operando con $R = 2$.