

22  
Zeje.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
PLANTEL "ZARAGOZA"

BIOFILTRACION

Fundamentos, Modelado y Experimentación.

T E S I S

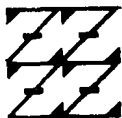
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

MARIO MORENO MILLAN

U N A M  
F E S  
Z A R A G O Z A



LO HUMANO ES JE  
DE NUESTRA PROFESION

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D. F.

DICIEMBRE 1994



Universidad Nacional  
Autónoma de México

UNAM



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

*Universidad Nacional Autónoma de México.  
Facultad de Estudios Superiores "Zaragoza".  
Carrera de Ingeniería Química.*

# Biofiltración

Fundamentos, Modelado y Experimentación.

Por: Mario Moreno Millán.

Con la asesoría del Dr. Fermín Pérez Guevara.

Jurado:

Faustino Mijangos Santiago, Presidente.

Fermín Pérez Guevara, Secretario.

Alejandro Ruiz Cancino, Vocal.

Eduardo Loyo Arnaud, Suplente.

Rafael Coello Garcia, Suplente.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES \*ZARAGOZA\*

JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA

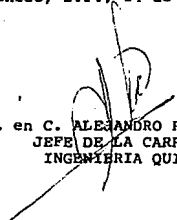
SR. MARIO MORENO MILLAN  
P R E S E N T E.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el Examen Profesional, le comunico que la jefatura a mi cargo ha propuesto la siguiente designación:

PRESIDENTE:	DR. FAUSTINO MIJANGOS SANTIAGO
VOCAL:	M. en C. ALEJANDRO RUIZ CANCINO
SECRETARIO:	DR. FERMIN PEREZ GUEVARA
SUPLENTE:	ING. EDUARDO LOYO ARNAUD
SUPLENTE:	ING. GONZALO RAFAEL COELLO GARCIA

A T E N T A M E N T E  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

México, D.F., 24 de agosto de 1994



M. en C. ALEJANDRO RUIZ CANCINO  
JEFE DE LA CARRERA DE  
INGENIERIA QUIMICA

Irm

Desde la guardería, ya renegaba a los latigazos de la mala educación. En segundo de primaria, ya no soportaba a la maestra por no saber enseñar. En la secundaria le pedí al director una revisión de mi examen de matemáticas. En los ortodoxos intentos de "educarme", los profesores me vieron como caso perdido pues apenas si pasaba las materias. Nunca aprendí a aprender fechas, nombres, y reglas sin saber por qué razón.

Los esfuerzos realizados durante mis estudios (de toda la vida, pasada y futura) los dedico con todo mi amor a:

*A quien me enseñó a sentir como siento.*

*Mamá, ¿te acuerdas del pajarito  
que ponía huevitos de chocolate en la ventana?*

*A quien me enseñó a vivir a gusto.*

*Compadre Gallo, ¿te acuerdas de nuestras taquizas?*

*A quien me enseñó a valorar lo que tengo.*

*Papá, ¿te acuerdas del dos por uno y medio y del grueso  
de 20 páginas?*

*A quienes me acompañan desde la infancia,  
en las buenas y en las malas.*

*Pity y Victor, ¿se acuerdan de nuestras guerritas con...?*

*A quien hace más feliz cada uno de mis días.*

*Keka, ¡Aja!*

## AGRADECIMIENTOS Y RECONOCIMIENTOS.

Deseo expresar mi profundo agradecimiento a mi asesor de tesis, el Dr. Fermín Pérez Guevara (UAM-I), por su colaboración, su apoyo, y su paciencia para conmigo, durante la elaboración de este trabajo. Quiero agradecer también al Dr. Sergio Revah M.(UAM-I), al Dr. Richard Auria (ORTOM, Francia), y a todos los que en la UAM-Iztapalapa, forman el actualmente único equipo de investigación sobre biofiltración a nivel nacional por toda la ayuda que me prestaron. Ha sido muy placentero trabajar con gente tan comprometida y afectuosa. De manera muy especial, a Daniel su amistad y su paciencia,

A Clarisa, Marcia, Maribel, Sergio y todos los muchachos del L-60 de la UAM-I.

---

Todo mi agradecimiento a los integrantes del Jurado, por atenciones para conmigo y por su buen tacto. Estoy en deuda con todos ellos. Pese a sus revisiones, Yo y mi necedad aún adolescente, somos los únicos responsables de todos HerorreZ que se encuentren en el trabajo.

---

En el CCH, conocí a gente muy especial, pero dentro de esa gente especial, tuve la oportunidad de conocer a la más valiosa, a Cristina H.B., a Lilia, a Ivonne y a Mauricio. También recuerdo con gusto a David Aguilar y a Gabriel Blanco R.

---

En la FES-Z, durante la carrera disfrute del afecto de muchos seres queridos, y a todos los quiero agradecer por ser como son. De manera muy especial, agradezco la amistad de los muchachos; la Patita, la Flaquita, el Negro, el Conde Pátula, el Chema, el Rojas Vascas, el Holligan (alias el Pacheco, peor conocido como el Pitufu Tlapalero) y el Tru-Ku. Sin ustedes, la escuela luce diferente (como si descansara de nosotros).

---

Muy especialmente, a Crecenciano Echavarieta, a Raul Onofre, y a Victor "el León".

---

Sin duda extrañaré a Chuy, a Memo, a Kenda, a Ruth, a Charlie, a Julio y a Enrique. Sin ellos la carrera hubiera sido diferente, y cada uno me hizo aprender muchas cosas.

---

Agradezco el apoyo y la amistad en estos cinco años (sin grados ni títulos, y en orden alfabético) que me han brindado:

Alejandro Cancino, Andrés y Marimar, Arturo Cano, Arturo Galván, Benjamín (Jefe del CRA-II), Benny Weiss, Beatriz Bautista, Carlos Colin, Carlos Martínez, Carmen Durán, Eduardo Loyo, Faustino López, Faustino y Rosa, Gabriel Arceo, Héctor Tello, Hugo Orozco, Isabel e Isabel, Manlio Fabio, Manuel López R., Miguel Flores, Rafael Çoello, Raul Mora, Roberto Boscato, Tere Guerra, Tomás Vargas.

---

A Ernesto, por las noches tan chimiscuisas que pasamos en Garibaldi durante tantos años.

---

Falta mencionar a mucha gente, pero a todos lo llevaré siempre en el corazón, incluyendo a toda la banda de Ingeniería Química.

# BIOFILTRACIÓN

## FUNDAMENTOS, MODELADO Y EXPERIMENTACIÓN.

AGRADECIMIENTOS Y RECONOCIMIENTOS.....	I
RESUMEN.....	V
PRESENTACIÓN.....	VI

### PARTE I: FUNDAMENTOS.

1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. CONTAMINACIÓN DEL AIRE POR COV'S.....	1
1.2. BIOFILTRACIÓN.....	2
1.2.1. FUNCIONAMIENTO DEL BIOFILTRO.....	3
1.2.2. TIPOS DE BIOFILTROS.....	4
1.2.3. CARACTERIZACIÓN DE BIOFILTROS.....	5
1.3. COMPARACIÓN ENTRE LA BIOFILTRACIÓN Y OTRAS TECNOLOGÍAS PARA EL TRATAMIENTO DE COV'S.....	6
1.3.1. COMPARACIÓN CON LAS TECNOLOGÍAS CONVENCIONALES.....	6
1.3.2. COMPARACIÓN CON TECNOLOGÍAS RECIENTES.....	8
1.3.3. COMPARACIÓN CON OTRAS TECNOLOGÍAS BIOLÓGICAS.....	9
1.3.4. COMPARACIÓN DE COSTOS.....	10
1.4. PERSPECTIVAS PARA EL USO DE LA BIOFILTRACIÓN EN EL TRATAMIENTO DE COV'S.....	12
2. BASES TEÓRICAS DE LA BIOFILTRACIÓN.....	15
2.1. FENÓMENOS EN LA FASE GAS.....	15
2.1.1. MICROMEZCLADO.....	16
2.1.2. MESOMEZCLADO.....	16
2.1.3. MACROMEZCLADO.....	17
2.2. FENÓMENOS EN LA BIOPELÍCULA.....	18
2.2.1. CINÉTICA Y ESTEQUIOMETRÍA.....	19
2.2.2. DIFUSIÓN A TRAVÉS DE LA BIOPELÍCULA.....	20
2.2.3. DIFUSIÓN Y REACCIÓN EN LA BIOPELÍCULA.....	20
2.3. PERSPECTIVAS PARA EL ESTUDIO TEÓRICO DE LA BIOFILTRACIÓN.....	21
3. OPERACIÓN DEL BIOFILTRO.....	22
3.1. LA HUMEDAD.....	22
3.2. EL PH.....	24
3.3. LA CORRIENTE GASEOSA.....	25

3.4. EL MATERIAL DE EMPAQUE.....	26
3.5. LA CAÍDA DE PRESIÓN Y EL CONSUMO DE ENERGÍA.....	28
3.6. MONITOREO Y CONTROL.....	29
3.7. PERSPECTIVAS TECNOLÓGICAS DE LA BIOFILTRACIÓN. ....	30

## PARTE II: MODELADO.

4. MODELOS EXISTENTES DE BIOFILTRACIÓN. ....	31
4.1. OTTENGRAF Y VAN DEN OEVER (1983).....	31
4.2. ERGAS Y COL. (1993).....	32
4.3. VAN LITH Y OTROS (1990).....	33
4.4. BALZIS-SHAREEFDEEN.....	35
4.4.1. RÉGIMEN PERMANENTE (1993).....	35
4.4.2. RÉGIMEN DINÁMICO (1994).....	37
4.5. DEVINNY-MEDINA-HODGE (1991). ....	39
4.6. PERSPECTIVAS Y RECOMENDACIONES EN EL DESARROLLO Y EL USO DE MODELOS DE BIOFILTRACIÓN.....	40
5. MODELO PROPUESTO.....	42
5.1. MODELO EN EL RÉGIMEN DINÁMICO.....	43
5.2. MODELO EN EL RÉGIMEN PERMANENTE. ....	45
5.3. APROXIMACIÓN A UN MEDIO PSEUDOCONTÍNUO.....	46
5.4. COMPARACIÓN ENTRE EL MODELO PROPUESTO Y LOS MODELOS ANTERIORES.....	47
5.5. RECOMENDACIONES PARA EL USO DE LOS MODELOS. ....	48
5.6. DESARROLLO DEL MODELO. ....	50
5.6.1. BALANCES DE MASA.....	50
5.6.2. RELACIÓN ENTRE LOS BALANCES DE MASA A DIFERENTES ESCALAS. ....	59
5.6.3. RESUMEN DE CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES DEL MODELO. ....	66
5.6.4. APROXIMACIÓN AL MEDIO PSEUDOCONTÍNUO. ....	67

## PARTE III: EXPERIMENTACIÓN.

6. EXPERIMENTACIÓN CON SISTEMAS DE BIOFILTRACIÓN. ....	72
6.1. DICIPLINAS INVOCADAS EN LA INVESTIGACIÓN Y EL DESARROLLO DE LA BIOFILTRACIÓN. ....	72
6.2. INSTALACIONES EXPERIMENTALES TÍPICAS.....	74
6.3. EXPERIMENTO PROPUESTO PARA ESTUDIAR EL EFECTO DEL CONTENIDO DE HUMEDAD.....	74
6.4. DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS DE MODELO. ....	79
6.4.1. LA DIFUSIVIDAD.....	80
6.4.2. LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCIÓN.....	81
6.4.3. EL COEFICIENTE DE DISPERSIÓN.....	82



6.4.4. EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA GAS-SÓLIDO.....	82
6.4.5. LAS PROPIEDADES DEL MATERIAL DE EMPAQUE.....	82
6.4.6. LA POROSIDAD DINÁMICA.....	83
6.4.7. LAS CONSTANTES CINÉTICAS.....	83
6.4.8. LAS ÁREAS DE CONTACTO INTERFACIAL.....	83
6.4.9. RECOMENDACIONES.....	84
<b>7. RECAPITULACIÓN Y CONCLUSIONES.....</b>	<b>85</b>
7.1. RECAPITULACIÓN.....	85
7.2. CONCLUSIONES.....	86
7.3. RECOMENDACIONES GENERALES.....	87
<b>NOMENCLATURA.....</b>	<b>88</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS.....</b>	<b>91</b>
<b>APÉNDICES.....</b>	<b>99</b>
<b>A1. APÉNDICE AL CAPÍTULO 1: GENERALIDADES SOBRE LA SELECCIÓN DE TÉCNICAS PARA EL CONTROL DE COV'S.....</b>	<b>99</b>
A1.1. EL INVENTARIO DE EMISIONES.....	99
A1.2. LAS ALTERNATIVAS: MODIFICACION O ADICIÓN AL PROCESO.....	99
A1.2. FACTORES PARA LA SELECCIÓN DEL EQUIPO DE CONTROL DE COV'S.....	100
A1.3. TECNOLOGÍAS PARA EL CONTROL DE COV'S.....	102
<b>A2. APÉNDICE AL CAPÍTULO 2: ALGUNOS ASPECTOS DE BIOQUÍMICA.....</b>	<b>103</b>
A2.1. SERES VIVOS.....	103
A2.2. METABOLISMO.....	105
A2.3. ENZIMAS Y CÉLULAS INMOVILIZADAS.....	108
A2.4. ESTEQUIOMETRÍA.....	111
A2.5. CINÉTICA DE LAS REACCIONES BIOQUÍMICAS.....	113
<b>A5. APÉNDICE AL CAPÍTULO 5. ALGUNOS ASPECTOS DEL MODELADO DE BIOREACTORES.....</b>	<b>118</b>
A5.1 EL CONCEPTO DE MODELADO.....	118
A5.2 PROPÓSITOS Y ALCANCES DEL MODELADO.....	119
A5.3 EL MODELO DE BIORREACTORES.....	120
A5.4 FUNDAMENTOS DEL ENFOQUE DE SISTEMAS PARA EL DESARROLLO DEL MODELO MATEMÁTICO DE UN REACTOR BIOLÓGICO.....	121

## BIOFILTRACIÓN. FUNDAMENTOS, MODELADO Y EXPERIMENTACIÓN.

POR: MARIO MORENO MILLÁN  
CON LA ASESORÍA DEL DR. FERMIN PÉREZ GUEVARA.

### RESUMEN.

La biofiltración es una tecnología barata y relativamente novedosa que tiene una aplicación potencial en el tratamiento de gases contaminados por compuestos orgánicos volátiles (COV's) para el caso de concentraciones bajas, a las que otros métodos como incineración y adsorción llegan a ser ineficientes, técnica y económicamente.

Hasta ahora, el desarrollo de la biofiltración ha encontrado como dificultad importante, la extrema complejidad de fenómenos bioquímicos y fisicoquímicos que involucra. Por lo tanto, la descripción cuantitativa de la biofiltración ha estado limitada a modelos altamente simplificados y de estrecho campo de aplicación.

En este trabajo, presentamos el desarrollo de un nuevo modelo de biofiltración, cuyos objetivos principales se enfocan al diseño de experimentos y al desarrollo de modelos de aplicación para el escalamiento, diseño y optimización de biofiltros. Antes del desarrollo de este nuevo modelo, se presenta una revisión del estado del arte en biofiltración para poder valorar justamente los alcances y limitaciones del modelo propuesto.

El modelo ha sido desarrollado fenomenológicamente mediante un enfoque de sistemas jerarquizados-estructurados. Este modelo se puede reducir a otros anteriormente propuestos mediante las respectivas simplificaciones. No obstante la mayor generalidad del nuevo modelo, la dificultad de resolverlo es similar a la de algunos otros. Durante 1995, realizaremos análisis numéricos y experimentales con este modelo.

## PRESENTACIÓN.

La amenaza que la contaminación representa para el hombre y para el medio ambiente se ha hecho cada vez más evidente. Los derrames de petróleo, los causas secundarias de plaguicidas y herbicidas, los depósitos de residuos industriales y las emisiones de gases contaminantes, son algunos de los factores que ocasionan problemas ecológicos, ya sea por accidentes o como resultado de las actividades normales en el mundo moderno.

En paralelo, las regulaciones en materia ambiental cada vez son más estrictas, ya que:

- continuamente se desarrollan instrumentos de mayor precisión para utilizarse en las auditorías ambientales, y
- constantemente se desarrollan, patentan y comercializan tecnologías capaces de reducir cada vez más las emisiones contaminantes.

Ante esta situación, la biotecnología ofrece una alternativa para amortiguar el problema de la contaminación. Por un lado, es posible atacar desde la raíz, introduciendo un mayor número de métodos de producción biotecnológicos, que son intrínsecamente menos contaminantes. Por otro lado, cabe utilizar a los microorganismos como medios de transformación o de eliminación de aquellos contaminantes que sean biodegradables.

Dentro del segundo enfoque, la biofiltración es una tecnología recientemente aplicada a la purificación gases contaminados por COV's (compuestos orgánicos volátiles) biodegradables por medio del biofiltro. El biofiltro es un aparato que contiene un lecho empacado donde están inmovilizadas cepas microbianas capaces de metabolizar los COV's para transformarlos en agua y CO<sub>2</sub>, obteniendo así la energía que necesitan para vivir.

Ya desde los 30's, la biofiltración se utiliza en la reducción de olores en plantas de tratamiento de aguas negras, pero hasta hace pocos años, se comenzó a estudiar científica y técnicamente, ya que su capacidad para controlar emisiones de COV's no había sido bien explotada por la carencia de métodos, datos y modelos que permitieran escalar y optimizar sistemas de biofiltración en las plantas de proceso químico.

Interesados en el tema, durante un año Daniel López Soto y yo, llevamos a cabo una investigación sobre las generalidades de la biofiltración<sup>1</sup>, cuyo objetivo fue identificar:

- El estado del arte en la investigación de la biofiltración.
- Las ventajas y las desventajas principales de la biofiltración.
- Las necesidades más apremiantes para el desarrollo de la biofiltración.
- La factibilidad de desarrollar y de aplicar esta tecnología en México.

---

<sup>1</sup> López Soto D., Moreno Millán M., Mora Hernández R.R., Pérez Guevara, F., 1994. "La biofiltración": Reporte de LTP de la carrera de Ingeniería Química, FES-Zaragoza; Proyecto FES-Zaragoza/UAM-Iztapalapa.

Como conclusión de ello, puede afirmarse junto con otras revisiones recientes<sup>2</sup>, que la cantidad de estudios realizados sobre las técnicas de biofiltración, permiten considerarla ya como una tecnología madura. Pero también se encontró que a pesar de este rápido desarrollo, el actual estado del arte aún no es satisfactorio.

Por una parte, aún no se han desarrollado modelos que den resultados confiables en la simulación de sistemas de biofiltración, sobre todo en el régimen no permanente donde las aproximaciones son, en cierta medida, empíricas (véase el capítulo 4). Por otra parte, los efectos de las condiciones de operación sobre el desempeño de estos sistemas no han sido determinados sistemáticamente o al menos no han sido publicados trabajos con tales fines. Varios autores han hecho valiosas contribuciones al respecto (véase capítulo 3), pero sólo en una forma descriptiva.

De todas las necesidades de investigación y desarrollo, Daniel López y yo, con la asesoría del Dr. Fermín Pérez, optamos por el desarrollo de modelos. Daniel se ha encargado de simular en computadora el sistema experimental de la UAM-I mediante un modelo de difusión con reacción<sup>3</sup> y yo, he elaborado un nuevo modelo de biofiltración. Aquí se presenta, como tesis de titulación, el resultado de dicho trabajo, cuyo objetivo ha sido:

*Proponer un nuevo modelo de biofiltración que permita tomar en cuenta varios factores que influyen sobre el comportamiento del biofiltro, pero que no se han incluido en los modelos existentes.*

La elección obedeció a mi gusto personal por el análisis de reactores y la aplicación práctica del estudio de los fenómenos de transporte. Además, el contacto con diversos investigadores nacionales y extranjeros<sup>4</sup>, así como la comunicación y el acceso a información (de dominio público) de algunos vendedores de sistemas de biofiltración<sup>5</sup>, nos han permitido trabajar con una visión clara del estado del arte, los trabajos que se están desarrollando o que están por comenzar, las necesidades, las tendencias y las perspectivas en el campo de la biofiltración.

---

<sup>2</sup> Heslinga, D.C., 1994. Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg. 9.bis 11.März. 1994, VDI BERICHTE NR.1104, pp.13-18.

Williams, T.O., Miller, F.C., 1992. BioCycle Magazine, 33, 10, pp.72-77; 33, 11, pp.75-79.

Dicks R.M.M., Ottengraf S.P.P., 1991. International Symposium Environmental Biotechnology I, European Federation of Biotechnology, 22-25 April.

<sup>3</sup> Lopez Soto, D., 1994. "Modelado de Biofiltros". Tesis Profesional de Ingeniería Química, FES-Zaragoza.

<sup>4</sup> Principalmente con Basil Baltzis (New Jersey) y Joseph Deviny (Los Angeles) quienes visitaron la UAM-Iztapalapa durante 1994, así como con los investigadores de la UAM-I que estudian actualmente temas relacionados con la biofiltración y que mantienen una comunicación con diversos investigadores de otros países.

<sup>5</sup> Principalmente de ClairTech (Holanda), Bohn Inc. (Estados Unidos), y Kessler Luch (Alemania).

Para cumplir con el objetivo general, vi necesario realizar las siguientes actividades:

- Ubicar a la biofiltración dentro del marco de referencia del Ingeniero Químico.
- Revisar los fundamentos teóricos de la biofiltración, así como las experiencias obtenidas de su aplicación industrial.
- Revisar los modelos existentes y desarrollar un nuevo modelo de biofiltración.
- Exponer los métodos experimentales que permitan determinar sistemáticamente los parámetros del modelo propuesto.
- Hacer las recomendaciones pertinentes para el desarrollo y la aplicación del modelo.

El trabajo se divide en tres partes: fundamentos, modelado y experimentación.

En la primera parte (capítulos 1, 2 y 3), luego de una introducción general a la biofiltración, se exponen las bases teóricas y tecnológicas de su aplicación en el control de emisiones de COV's, así como la ubicación de la biofiltración entre las tecnologías que se han desarrollado o que están desarrollándose para ese mismo propósito.

La segunda parte (capítulos 4 y 5) se dedica a la modelación de biofiltros. Primero se presenta una reseña de los modelos hasta ahora propuestos, mencionando las características principales y el impacto que ha tenido cada uno de ellos. Luego, se propone un nuevo modelo en sus versiones de régimen no permanente y de régimen permanente, así como su aproximación al medio pseudocontinuo, aplicable en el régimen dinámico, pero con pequeñas y lentas desviaciones del régimen permanente. El desarrollo del modelo se presenta como un apéndice.

Posteriormente, en la parte tres (capítulo 6) se presentan brevemente algunos sistemas y métodos típicamente utilizados en la simulación experimental de biofiltros, y se explica la forma en que pueden determinarse los coeficientes y los parámetros involucrados en el modelo propuesto.

La humedad ha sido identificada como el factor más importante en el desempeño de un biofiltro<sup>6</sup> y confieso que inicialmente, quise incluir el efecto de la humedad en el nuevo modelo. Sin embargo, me encontré con problemas para mí insuperables, los cuales explico en el capítulo seis. No obstante, propongo un experimento que permite realizar estudios sistemáticos y cuantitativos respecto al papel de la humedad en la biofiltración para que posteriormente se pueda incluir en el modelo.

Por último, se presenta una recapitulación, las conclusiones generales del trabajo y recomendaciones para el desarrollo y la aplicación del modelo propuesto (capítulo 7).

---

<sup>6</sup> Experiencias en la UAM-Iztapalapa, principalmente de Marcia G. Morales, Maribel Mendez y Cecilia Gobee, permiten decir esto. Otros autores que ya han hecho la misma afirmación son:

Hestlinga (ibid),

Williams, T.O., Miller, F.C. (ibid),

van Lith, C.P.M., David, S.L., Marsh, R., 1990. I.Chem.E. (England) Symposium Series N.º. 116, pp.127-138 y

Leson, G., y Winer, A.M., 1991. Journal of AWMA, 41, 8, pp.1045-1054.

Para 1995, se tiene planeado realizar la comprobación del modelo propuesto (y de ser necesario, su modificación) la en la UAM-Iztapalapa. Hasta ahora, esto no ha sido posible ya que cada experiencia en un biofiltro consume aproximadamente seis meses y hasta finales 1994 se contará con un número suficiente de datos experimentales que permitan realizar las pruebas estadísticas y el estudio de consistencia de los coeficientes del modelo en el régimen permanente<sup>7</sup>. Los análisis de respuesta dinámica podrán realizarse hasta que se realicen experimentos para tales fines.

Para evitar confusión, desde el principio debo señalar que este modelo no se propone como uno de uso práctico, sino como uno de aprendizaje para investigación y desarrollo. Sin embargo, posteriormente se podrán realizar simplificaciones y derivar métodos de cálculo sencillos, pero fundamentados, así como estrategias de control, técnicas de optimización y procedimientos de escalamiento que balanceen su rapidez y sencillez con su efectividad y precisión.

A pesar de faltar su comprobación directa, bajo las suposiciones apropiadas el nuevo modelo se puede reducir a los modelos revisados. Esto garantiza, en cierta medida, el mayor rango de aplicación y una generalidad sin precedente. Es modelo cinético propuesto es una generalización del propuesto por Baltzis<sup>8</sup>, pero el modelo puede utilizarse con cualquier expresión cinética.

A pesar de tomar en cuenta más factores que otros modelos, el esfuerzo para implementar un esquema numérico es similar al requerido por otros modelos. He desarrollado métodos numéricos e implementado esquemas de simulación numérica en lenguaje FORTRAN 77 para los demás modelos, reproduciendo los resultados de otros autores (trabajo inédito), y junto con López Soto, también he implementado rutinas para simular el biofiltro a escala piloto de la UAM-Iztapalapa<sup>9</sup>. Con base en esas experiencias, tengo buenas expectativas para la aplicación del nuevo modelo, y del trabajo en general, en la investigación, análisis, optimización y escalamiento de sistemas de biofiltración.

Mario Moreno Millán.

Noviembre 1994.

---

<sup>7</sup> Con datos experimentales que ya se han obtenido en la UAM-Iztapalapa desde hace 1992 por diversos pasantes y estudiantes de maestría, con la asesoría del Dr. Fermín Pérez y la coordinación del Dr. Sergio Revha.

<sup>8</sup> Baltzis, B.; Shareefdeen, Z., 1993; "Modeling and Preliminary Design Criteria for Packed-Bed Biofilters", presentado en: 86th Annual Meeting & Exhibition, Air & Waste Management Association, 93-TP-52A.03, Denver Colorado, junio 1993.

<sup>9</sup> López Soto D., Moreno Millán, M., Pérez Guevara, F., 1994. "Eliminación de Tolueno por medio de Biofiltros. Modelo de Oxidación Total"; Congreso Anual de la AMIDIQ, Cholula, Puebla, 1994.

# PARTE I. FUNDAMENTOS.

## 1. INTRODUCCIÓN.

En este capítulo se presentan las generalidades de la biofiltración, qué es, y cómo funciona. El enfoque es técnico y no socio-económico, ni legal.

Después de este, los capítulos 2 y 3 describen con mayor detalle los fundamentos de la biofiltración. El objetivo de estos capítulos, es que más adelante se pueda evaluar más justamente el actual estado del arte en modelación de biofiltros. Quedará más claro que aún faltan por modelar varios aspectos importantes, y que los modelos actuales tienen una aplicación francamente restringida, pero también podrá contemplarse la dificultad de desarrollar modelos más completos. Sin embargo, ya se han realizado mejoras importantes en el dimensionamiento apropiado de biofiltros mediante el uso de modelos semiempíricos. Las suposiciones que implica el uso de estos modelos aproximados, serán más claramente valoradas y mejor ubicadas con el apoyo de estos capítulos descriptivos.

### 1.1. CONTAMINACIÓN DEL AIRE POR COV'S.

En los últimos años ha aumentado el interés y la preocupación por el deterioro del ambiente. Por esa razón, se ha intensificado el desarrollo de métodos y tecnologías para solucionar estos problemas a bajo costo.

El cuerpo humano requiere algo así como 30 kg. de aire al día para satisfacer sus demandas de oxígeno (Perkins, 1974). Esta cantidad multiplicada por la población mundial, de cerca de 6000 millones de personas, significa que, tan sólo la especie humana, requiere de unos 180 millones de toneladas de aire diariamente.

En promedio, un hombre consume 1.5 kg. de comida al día. Comparando, requiere unas 20 veces más cantidad de aire que de comida. Esto explica porqué es necesario que la concentración de contaminantes en el aire estén en uno o más órdenes de magnitud por debajo de las concentraciones permitidas en los alimentos.

La frase "contaminación del aire" tiene diversas definiciones oficiales en cada lugar, pero generalmente incluye las siguientes frases y términos (Wark y Warner, 1992; Perkins, 1974):

La contaminación de aire se entiende como:

"la presencia en la atmósfera de uno o más contaminantes tales como polvos, humos, gases, olores o vapores en cantidades, de características, y con una duración tales que, puedan o tiendan a poder afectar la vida humana, de animales, o de la propiedad, y/o que interfieran con el goce de la vida y el ejercicio de las actividades."

Los compuestos orgánicos volátiles (COV's) son compuestos de carbono que al reaccionar en presencia de luz solar con los óxidos de nitrógeno y otros químicos que se encuentran en la atmósfera

forman ozono, uno de los principales componentes del "smog" (Ruddy y Carroll, 1993). Los COV's incluyen a la mayoría de los disolventes, limpiadores, lubricantes, combustibles y aceites.

Actualmente, los COV's están entre los contaminantes más comúnmente emitidos por la industria química (Ruddy y Carroll, 1993) y por lo tanto, su control es una responsabilidad que debe enfrentar la ingeniería química.

La emisión de COV's a la atmósfera ocurre por varias razones. En general, cualquier descarga o desecho industrial producido en la industria química se debe, entre otras cosas, a (Hampson, 1990):

- Las características inherentes de las reacciones químicas para producir materiales útiles, dando lugar a varios subproductos o impurezas no deseadas.
- La extracción de materiales útiles a partir de sustancias que existen en la naturaleza, por lo que se producen cantidades sustanciales de materiales sin valor comercial.
- Los problemas e imperfecciones de los métodos de manufactura, provocando mayores niveles de producción de sustancias indeseables.

Ya que no podemos prescindir del esquema de producción actual, una de las opciones que quedan para conservar nuestro ambiente, es la de desarrollar técnicas de purificación y disposición de descargas industriales.

Este trabajo se enfoca al tratamiento de gases contaminados por COV's por medio de la biofiltración. Para más información y análisis con respecto a la importancia de reducir las emisiones contaminantes y los efectos de la contaminación ambiental puede consultarse, entre otros, a Mohnen, et. al. (1993), Firor y Jacobsen (1993), Wark y Warner (1992), y Sayler y Fox (1991).

## 1.2. BIOFILTRACIÓN.

La biofiltración es una técnica que permite la eliminación de los COV's biodegradables contenidos en una corriente gaseosa. El aparato donde se lleva a cabo este proceso se conoce como biofiltro. Este consiste de un lecho donde se encuentra inmovilizado un consorcio microbiano, a través del cual se hace pasar la corriente de gas contaminante.

En las últimas décadas el número de aplicaciones de sistemas de tratamiento biológico para emisiones gaseosas ha aumentado notablemente. Aunque este desarrollo es reciente, el principio de purificación de gases por el contacto entre estos y una población microbiana adecuada es mucho más viejo.

Ya en 1923 se discutió la eliminación biológica de emisiones de H<sub>2</sub>S en plantas de tratamiento de aguas residuales.

Más tarde, en 1934, probablemente una de las primeras patentes respecto a gases tratados biológicamente fue aplicada para un sistema de purificación que consideraba "la purificación de aire u oxígeno que contengan mezclas de gases con compuestos o partículas pestilentes biológicamente biodegradables..."

Reportes sobre la aplicación actual de la técnica en una mayor escala datan desde principios de los cincuentas, cuando filtros de lechos de tierra eran ampliamente utilizados en el tratamiento de gases pestilentes del alcantarillado urbano. Desde entonces, se ha llevado a cabo mucha investigación, tanto en microbiología, como en ingeniería de procesos; para el desarrollo de sistemas biológicos para la eliminación de compuestos orgánicos e inorgánicos en corrientes gaseosas (Diks y Ottengraf, 1991a).



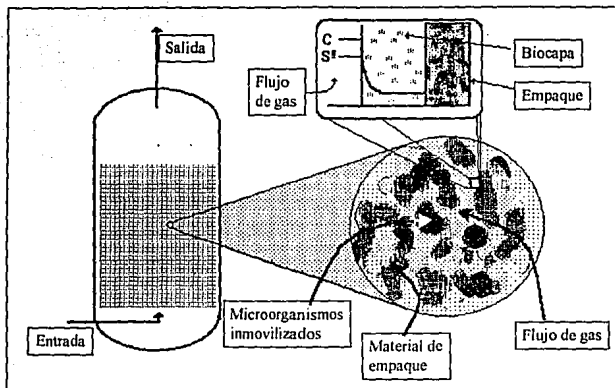


Figura 1-1

### 1.2.1. FUNCIONAMIENTO DEL BIOFILTRO.

La Figura 1-1 muestra el principio de funcionamiento de la biofiltración. El gas a tratar pasa a través del lecho filtrante y los componentes de la fase gaseosa se transfieren a una película líquida (fase biótica) que rodea las partículas del empaque. En la película, hay microorganismos que oxidan los COV's. Los productos son transferidos al flujo gaseoso o bien, se acumulan, ya sea en la película, o en el material del empaque. Para que el proceso se lleve a cabo, es necesario que los compuestos presentes en la corriente gaseosa, incluyendo el oxígeno, se transfieran a la película. En consecuencia, el biofiltro funcionará mejor con compuestos hidrofílicos, que con hidrofóbicos.

En términos de ingeniería química, el biofiltro es un reactor catalítico de lecho empacado trifásico, cuya cinética y catálisis son de naturaleza biológica. Las tres fases son: sólida en el empaque, líquida en una fina capa de absorción (o biótica, constituida por biomasa, minerales disueltos y sustratos), y gaseosa en la corriente tratada.

Los organismos se desarrollan en la fase biótica. Debido a eso, el lecho necesita mantener un cierto contenido de humedad para conservar una fina capa líquida entre las partículas sólidas y el flujo de gas. Lo recomendable es que el gas en el flujo de entrada este saturado para mantener el grado de humedad adecuado dentro del biofiltro. Para este propósito, en general, el gas debe ser humidificado en una sección de pretratamiento. En la práctica difícilmente puede lograrse la saturación completa del gas de entrada y casi siempre es necesario ya sea un sistema de irrigación de agua, o uno de inyección de vapor. En tales casos, como el proceso de secado generalmente inicia del lado de la entrada del gas, puede ser ventajoso operar con corrientes gas-líquido paralelas y no en contracorriente.

Cuando se desea que el agua no oscura, debe tenerse especial cuidado en la forma en que se lleva a cabo la humidificación. La vaporización de pequeñas cantidades de agua es favorecida por el calor generado en la degradación microbiana del sustrato. Debido a ello, se evita, en cierta medida, el escurrimiento del empaque, pero también se propicia la pérdida de agua.

Los microorganismos que se encuentran en el empaque se obtienen por adaptación progresiva a los compuestos a degradar y pueden ser incluidos en el biofiltro ya sea por un ligero rocío intermitente durante el arranque y estabilización, o por previa inmovilización celular en el material de empaque. Los microorganismos son obtenidos, por lo general, a partir de aguas o lodos activados provenientes del medio ambiente, y que ya estén en contacto con los compuestos a degradar (por ejemplo de un charco cercano a la fuente de emisión). También pueden obtenerse cultivos desarrollados específicamente para dicho propósito, lo cual es más costoso y tardado, pero se obtienen, simultáneamente, diversos consorcios especializados en la degradación de diferentes COV's.

A continuación se describen los tipos de biofiltros más generales. Aunque comercialmente, las configuraciones geométricas y los modos de operación son muy diversos, en realidad son combinaciones de los tipos principales que a continuación se presentan.

### 1.2.2. TIPOS DE BIOFILTROS.

Los biofiltros pueden ser:

- abiertos o cerrados,
- de una o de varias etapas.

A continuación se describen las características principales de cada uno de estos tipos.

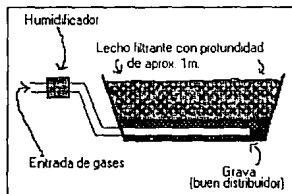


Figura 1-2.

#### BIOFILTROS ABIERTOS O CERRADOS.

Los biofiltros abiertos (Figura 1-2) están sujetos a las condiciones cambiantes de clima (especialmente temperatura y humedad). Debido a la fatiga a que se exponen en los ciclos día-noche, pueden sufrir compactación del empaque y formación de estructuras no uniformes como encañalamientos, atascamientos, etc.

Los biofiltros cerrados (Figura 1-1) son aquellos cuyo lecho no está en contacto directo con la atmósfera y, por lo tanto, sus condiciones dependen poco de las del exterior.

Hasta hace pocos años, los biofiltros eran en su mayoría de tipo abierto, a los que también se les conoce como "lechos de tierra" (Bohn, 1992). Desde hace varios años el interés en los biofiltros cerrados ha ido aumentando, pues a pesar de que estos sistemas representan mayores costos de capital, permiten un mejor control de su comportamiento, pudiéndose prevenir fenómenos de envejecimiento y deterioro del material y de la estructura del empaque. De esta manera, la actividad microbiana puede ser explotada por largos periodos de tiempo (3 a 5 años) con bajos costos de operación y de mantenimiento, y altos rendimientos.

#### BIOFILTROS DE UNA O DE VARIAS ETAPAS.

El uso de biofiltros con varios lechos, puede ser necesario cuando el gas a tratar contiene COV's que requieren de diferentes condiciones o cepas microbianas para su degradación. De esta forma, en cada etapa pueden alcanzarse las condiciones óptimas para la eliminación de cada COV.

El uso de los biofiltros multietapa también puede ser necesario cuando los gases a tratar incluyen un componente a tan altas concentraciones, que la capacidad de una sola etapa es inadecuada para la degradación requerida, o bien puede inhibir la actividad biológica.

Otro motivo para usar biofiltros multietapa es que las dimensiones de cada lecho no son ilimitadas: su altura no debe ser grande (mayor de unos 2m.) para prevenir la compactación del material de

empaqué debido a su propio peso, y la sección transversal generalmente está limitada por el espacio disponible, las facilidades de mantenimiento o las características del distribuidor de gas.

El desempeño de cada tipo de biofiltro, su modelado y su simulación experimental son diferentes y pueden ser considerados cada uno como un aparato en sí. En el resto de este trabajo, se entiende por biofiltro, a menos que se indique otra cosa, el biofiltro de tipo cerrado no irrigado de una sola etapa.

Hasta ahora, se ha descrito el funcionamiento, así como los principales tipos de biofiltros. A continuación se exponen algunas definiciones generalmente aceptadas, las cuales permiten caracterizar el rendimiento de un biofiltro en la práctica, por lo que son de especial interés para ingenieros de proceso.

### 1.2.3. CARACTERIZACIÓN DE BIOFILTROS.

Para caracterizar un biofiltro se debe indicar de que tipo es, su geometría y el material de empaque. Para caracterizar su operación, se deben especificar la velocidad frontal, la carga, la eficiencia, y/o la capacidad de eliminación.

En el apartado anterior se han descrito los tipos de biofiltros, y los materiales de empaque se mencionan en el apartado 3.4. Las dimensiones y la geometría las proporciona el vendedor.

La velocidad frontal,  $U$ , es el flujo volumétrico,  $W$ , del gas a ser tratado, dividido entre el área de la sección transversal,  $A$ , del biofiltro

$$U = W / A$$

y también es llamada velocidad superficial. En el empaque del biofiltro, la verdadera velocidad a la cual fluye el gas es mayor que  $U$ , ya que una parte del volumen está ocupado por el material de empaque y además, las trayectorias son más largas que la línea recta debido a la tortuosidad del medio.

A la cantidad de COV  $i$  que entra al biofiltro por unidad de tiempo se le conoce como carga del biofiltro,  $Q_i$ . Es el flujo volumétrico,  $W$ , multiplicado por la concentración del COV  $i$  a la entrada del biofiltro,  $C_i^0$ .

$$Q_i = W \cdot C_i^0$$

La carga total,  $Q$ , se refiere al total de COV's, y es igual a la suma de todas las  $Q_i$ .

La eficiencia de eliminación,  $EE$ , de un compuesto  $i$  es

$$EE_i = \frac{(\text{Cantidad de compuesto } i \text{ eliminado})}{(\text{Cantidad de compuesto } i \text{ que entró})} = 1 - \frac{(\text{Cantidad del compuesto } i \text{ que sale})}{(\text{Cantidad del compuesto } i \text{ que entró})}$$

La  $EE$  se debe determinar a condiciones de operación constantes, o bien, durante lapsos de tiempo representativos del comportamiento global del biofiltro. Más adelante, en la Tabla 1-5, se enlistan algunas eficiencias típicas de biofiltros.

La capacidad de eliminación del COV  $i$ ,  $CE_i$ , es la cantidad de COV  $i$  biodegradado por unidad de tiempo y por unidad de volumen del lecho empacado.

En términos del tiempo espacial,  $t_E$ , definido como el cociente entre el volumen del lecho y el flujo volumétrico del gas a tratar,  $t_E = V_R / W$ , la capacidad de eliminación es:

$$CE_i = \frac{W \cdot (C_i^0 - C_i^t)}{V_R} = \frac{C_i^0 - C_i^t}{t_E}$$

No se debe confundir el concepto de tiempo espacial con el de tiempo de residencia. El tiempo de residencia es el tiempo que permanece una molécula no reaccionante dentro del empaque, incluyendo su estancia entre los poros, el retomezclado y la dispersión (véase el capítulo 2). El tiempo espacial es el tiempo de residencia sólo en el caso de flujo pistón.

La CE es aproximadamente constante a concentraciones considerablemente altas y flujos moderados. Cuando las concentraciones son bajas o los flujos son bajos (grandes tiempos de residencia), la CE puede no ser constante debido a que las variaciones de concentración a lo largo del biofiltro pueden cambiar lo suficiente como para dar lugar a un cambio en el régimen cinético o en el régimen de transporte dentro del biofiltro, pudiendo cambiar el mecanismo controlante de la rapidez de eliminación de algunos o todos los COV's.

De esta manera, surge la necesidad de definir la capacidad de eliminación local para una altura Z del biofiltro  $CEi_z = -U \frac{dC_i}{dz} \Big|_z$ .

La eficiencia no indica qué volumen o flujo es necesario para lograrla, mientras que la CE indica la eliminación por volumen y por tiempo. La eficiencia de un sistema de biofiltración se debe reportar junto con las condiciones a las que ha sido determinada pero, desgraciadamente, no siempre se ha hecho así. Más adelante, en la Tabla 3-2, se enlistan unas cuantas CE's reportadas para biofiltros a escala industrial.

Para el caso de compuestos de alta solubilidad, o de mayor biodegradabilidad, la biofiltración es altamente eficaz.

La CE es más fácil de utilizar al comparar el comportamiento entre biofiltros que trabajen a diferentes concentraciones, volúmenes de empaque o tiempos de residencia, mientras que la EE puede ser más útil en casos en que se deseen comparar biofiltros que funcionan para eliminar el mismo compuesto, a la misma concentración de entrada y el mismo tiempo espacial, pero con diferentes condiciones de operación, diferentes volúmenes de empaque, diferentes microorganismos o diferentes materiales de empaque.

### 1.3. COMPARACIÓN ENTRE LA BIOFILTRACIÓN Y OTRAS TECNOLOGÍAS PARA EL TRATAMIENTO DE COV'S.

En sus inicios la biofiltración fue aplicada principalmente a la eliminación de olores. El objetivo era reducir las concentraciones hasta que esos olores fueran insensibles al olfato humano y no ocasionaran enfermedades ni en humanos, ni en animales domésticos, o daño e impregnación en alimentos y materiales diversos. Hoy en día, la biofiltración encuentra otra aplicación: el tratamiento de corrientes contaminadas por compuestos orgánicos volátiles (COV's) biodegradables.

#### 1.3.1. COMPARACIÓN CON LAS TECNOLOGÍAS CONVENCIONALES.

Para la eliminación de COV's, actualmente existen varias tecnologías. Algunas de ellas son las tecnologías existentes desde hace ya varios decadas y que son bien conocidas en ingeniería química: equipos de oxidación (incineradores térmicos y catalíticos), condensadores, adsorbedores, absorbedores y calderas.

Cada una de estas tecnologías es la más efectiva para el tratamiento de emisiones orgánicas para ciertos casos pero, en general, sufren de desventajas técnicas, operacionales y/o económicas si se aplican a otro tipo de gases de salida o a otras condiciones de operación.

Debido a su posible aplicación en una amplia variedad de condiciones de emisión de COV's, los oxidadores térmicos y catalíticos, los quemadores, los condensadores y los adsorbedores son, hoy día, los sistemas de control de COV's más populares (Moretti y Mukhopadhyay, 1993).

Los oxidadores y quemadores son dispositivos de destrucción, donde los COV's se queman, sin ser recuperados. Denpsey y Oppelt (1993) han afirmado que de todas las tecnologías de tratamiento

"permanente", los sistemas de incineración apropiadamente diseñados son capaces de lograr los más altos índices de destrucción para la más amplia gama de corrientes de descarga.

El proceso de selección y diseño de sistemas óptimos de incineración puede ser algo muy complejo. Afortunadamente, y dado el tiempo durante el que se han utilizado estas tecnologías, la experiencia acumulada es considerable y ya han aparecido guías de diseño muy útiles (véanse Theodore y Reynolds, 1992 y Denpsey y Oppelt, 1993).

La mayor parte de los estudios sobre incineración, se han enfocado a la caracterización y el impacto ambiental de los subproductos de la combustión: dioxinas y furanos, debido a las posibles consecuencias que pueden causar en el ser humano (Denpsey y Oppelt, 1993). En general, los productos de la combustión requieren un tratamiento posterior para evitar emisiones de subproductos peligrosos.

Los adsorbedores, y los condensadores, por otro lado, son equipos donde los COV's son recuperados y a menudo reutilizados.

La selección entre destrucción y recuperación normalmente esta basada en el beneficio económico de recuperar los COV's de la corriente de gases de desechos.

La adsorción, normalmente usando carbón activado como adsorbente, es uno de los métodos más efectivos y más económicos para el control de emisiones de COV's ya que, típicamente, es posible recuperar varios COV's para su reutilización (Ruhl, 1993). En general, la recuperación de disolventes por medio de la adsorción es la opción más conveniente cuando existen cantidades considerables de COV's recuperables. En sistemas comerciales de recuperación, la corriente gaseosa pasa por un lecho de carbón activado, el solvente es adsorbido sobre la superficie del carbón y el aire limpio es descargado a la atmósfera. Cuando toda la superficie del carbón está ocupada por moléculas adsorbidas, el carbón es tratado para recuperar el disolvente y reactivar el material del empaque.

Los sistemas de adsorción por carbón son apropiados si la regeneración del carbón es factible y compatible con las demás instalaciones. Estos sistemas son apropiados cuando se requiere recuperar un material costoso, o si solamente es necesario retirar pequeñas cantidades de orgánicos. De otra manera, los costos de regeneración pueden llegar a ser considerables.

Los sistemas de carbón presentarán bajas velocidades de eliminación para compuestos poco adsorbibles, tales como cloruro de metileno. También se debe considerar que la humedad, o los químicos fuertemente sorbidos presentes en el gas de salida cubrirán toda la superficie disponible, limitando así la captación de compuestos poco sorbibles.

Los adsorbedores y las calderas son usados menos frecuentemente para el control de COV's. En general, los adsorbedores son menos efectivos que otros sistemas y son más preferentemente utilizados para recuperar compuestos inorgánicos (Moretti y Mukhopadhyay, 1993). Las calderas y los calentadores no se han desarrollado para ser utilizados específicamente en el abatimiento de COV's. Sin embargo, las calderas pueden ser utilizadas para destruir COV's hasta donde la seguridad y rentabilidad del proceso lo permitan.

Mientras que los incineradores son apropiados para emisiones con altas concentraciones de orgánicos, los costos de energía llegan a ser prohibitivos si deben tratarse grandes volúmenes de gas diluido. Los oxidadores térmicos regenerativos, con intervalos de recuperación de energía de 95%, pueden reducir estos costos y los sistemas sin flama directa emiten solamente bajos niveles de  $\text{NO}_x$ . Sin embargo, estos sistemas requieren concentraciones de miles de ppm de carbono orgánico para ser energéticamente autosuficientes.

La refrigeración es un método eficiente para la recuperación de materiales si se usa para corrientes altamente concentradas o relativamente puras. El retiro de compuestos altamente volátiles desde corrientes gaseosas diluidas involucra altos costos de energía. Además, si la corriente gaseosa a ser

tratada se encuentra a altas temperaturas se necesitarán sistemas de enfriamiento e incluso técnicas criogénicas, las cuales además de ser costosas, pueden no ser compatibles con el resto del proceso.

La condensación se lleva a cabo mediante el enfriamiento y/o el aumento de la presión en el gas de descarga con el fin de sobresaturar la mezcla y provocar la condensación de los contaminantes. La condensación es más eficiente para COV's con puntos de ebullición por arriba de los 100 °F a concentraciones relativamente altas, arriba de 5000 ppm (Ruddy y Carroll, 1993). Para COV's con bajo punto de ebullición, esta técnica puede ser económicamente incompetente, pues en tal caso deben alcanzarse altos grados de enfriamiento y de presurización.

Cuando la concentración excede el 25% del límite inferior de explosividad (LIE), es común utilizar sistemas de condensación. De hecho, algunos sistemas comienzan su operación por arriba del límite superior de explosividad (LSE). Esto es peligroso, pero la concentración en la fase gas va disminuyendo mientras transcurre la condensación.

Se puede ver entonces, que las tecnologías convencionales, no funcionan eficientemente si las concentraciones de COV son bajas. Además, implican costos considerables de operación, ya sea por los consumos de energía (incineradores, calderas y condensadores), o por los tratamientos de regeneración (adsorción y absorción).

La biofiltración funciona muy bien el rango de bajas concentraciones, no requiere de altos consumos de energía y no requiere operar en condiciones de riesgo. Pero la biofiltración no permite trabajar con cargas muy altas durante períodos largos de tiempo a menos que el volumen sea muy grande, no permite recuperar los COV's y para que los COV's sean eficientemente eliminados deben ser biodegradables.

Como puede verse, la biofiltración es una tecnología que entra en competencia con los métodos convencionales, ya que los intervalos de concentración característicos de una operación eficiente, son diferentes.

### 1.3.2. COMPARACIÓN CON TECNOLOGÍAS RECIENTES.

Las tecnologías recientemente propuestas para la eliminación de COV's, y que ya están disponibles en el mercado son, además de la biofiltración, la separación por membranas, y la oxidación ultravioleta. Dos de las tecnologías identificadas como aún no disponibles a nivel comercial son la destrucción por corona y la tecnología de plasma.

En la separación por membranas se hace uso de una membrana polimérica semipermeable para separar los COV's de la corriente a tratar (Baker et al. 1992).

La oxidación ultravioleta (UV) usa oxidantes basados en oxígeno, tales como ozono, peróxido, y radicales como OH<sup>-</sup> y O<sup>-</sup>, para convertir los COV's a dióxido de carbono y agua en presencia de luz UV (Schugarman, 1991).

En la destrucción por corona, se generan electrones de alta energía en un reactor de alta intensidad donde chocan con las moléculas de los COV's para producir compuestos no reaccionantes como dióxido de carbono y agua (Nunez, 1992). El mecanismo exacto por el cual los electrones excitados reaccionan con los COV's aún no se conoce bien. Los primeros resultados indican que la destrucción por corona parece ser efectiva para corrientes pobres en COV's. Aparentemente, no se producen compuestos intermedios que pudieran requerir de almacenamiento como desechos peligrosos. Estos sistemas operan a temperatura ambiente, no requieren de combustible auxiliar y pueden tratar compuestos halogenados y no halogenados.

La tecnología de plasma aún no es reconocida como una tecnología para el abatimiento de COV's, aunque se están llevando a cabo investigaciones en este sentido, tanto en Norteamérica como en Europa (Thorpe, 1989; Ondrey y Fouhy, 1991). Fauchais, et. al. (1983) han presentado las generalidades de los procesos físicos y químicos de los plasmas térmicos con énfasis sobre sus aplicaciones industriales.

Como puede apreciarse, las nuevas tecnologías se enfocan principalmente al tratamiento de gases con bajas concentraciones de COV's. En los próximos años, la biofiltración tendrá que competir con estas tecnologías y es probable que la biofiltración sea la tecnología más adecuada cuando se requieran bajos costos de inversión y se tenga que eliminar COV's biodegradables.

Sin embargo, cuando de COV's biodegradables se trate, la biofiltración no es ni la única opción, ni la mejor en todos los casos. A continuación se presenta la comparación entre las biotecnologías más comunes para el tratamiento de gases contaminados por COV's.

### 1.3.3. COMPARACIÓN CON OTRAS TECNOLOGÍAS BIOLÓGICAS.

Las tecnologías biológicas son aquellas que utilizan a los microbios como transformadores de la materia con el fin de producir un beneficio. En el tratamiento de gases contaminados por COV's, ese beneficio es la oxidación de dichos compuestos. Antes de presentar las más comunes de estas tecnologías, cabe decir que el uso de microbios para el tratamiento de gases puede involucrar (Oakley, 1990):

- el tratamiento directo del gas mediante su absorción en la fase líquida o en una biopelícula (biofiltro), o bien,
- la disolución o lavado del gas en una corriente líquida tratando el efluente resultante (biolavador y biofiltro de percolación).

Estos procesos pueden ser usados para la eliminación de olores y compuestos contaminantes incluyendo sulfuro de hidrógeno, amoníaco y orgánicos volátiles (por ejemplo, alcoholes, cetonas, ésteres y aromáticos) de los gases contaminados.

Las biotecnologías que han sido utilizadas para la eliminación de COV's son el biolavado, los biofiltros de percolación (también llamados de escurrimiento, o con rocío), y, más recientemente, la biofiltración propiamente dicha (sin rocío).

#### BIOLAVADORES.

El biolavado consiste de dos etapas. La primera es el lavado, donde en una columna de esparcimiento, los gases de desecho fluyen a contracorriente con pequeñas gotas de agua o solución nutriente. La segunda etapa tiene lugar en un recipiente adjunto que contiene lodos activados, donde los COV's absorbidos en el líquido que proviene de la etapa anterior son biodegradados y el agua es recirculada. En este proceso la eficiencia del tratamiento global depende de la transferencia de masa de los compuestos desde la fase gaseosa hacia la líquida y de la capacidad de degradación de los microorganismos en los lodos activados. La optimización de las condiciones ambientales y nutricionales en la etapa de degradación requieren de una atención esmerada.

Los lavadores sin reacción pueden ser utilizados para retirar compuestos solubles en agua. Si el gas no es muy soluble en agua, su rapidez de absorción puede aumentarse ya sea por neutralización o por oxidación. Si el compuesto es biodegradable, la oxidación bioquímica es una alternativa importante, sobre todo para compuestos tóxicos ya que generalmente dicha oxidación resulta en una mineralización del compuesto eliminando su toxicidad (Overcamp, et. al., 1993).

Los gases de desecho que han sido tratados por este proceso incluyen escapes de: hornos (conteniendo alcoholes, glicoles, cetonas, aromáticos y resinas), incineradores, fundidoras (conteniendo aminas, fenol, formaldehído y amoniaco) y otros (Oakey, 1990).

Existen dos tipos de biolavadores: los de biopelícula y los de organismos suspendidos. En los primeros los microorganismos están inmovilizados sobre las partículas del empaque, mientras que en los segundos los microorganismos están dispersos en la fase líquida que fluye y generalmente incluyen un reactor agitado y aerado, llamado regenerador, adyacente a la torre de absorción. En el regenerador se completa la oxidación de los contaminantes absorbidos cuando el líquido fluye por el lecho empacado. (véanse Overcamp, et. al., 1993 y Kirchner, et. al., 1985).

#### BIOFILTROS DE PERCOLACIÓN.

Si como resultado de la degradación de los COV's dentro del biofiltro se producen ácidos metabólicos, el pH se modifica y posiblemente la actividad biológica se reduzca de manera considerable. La irrigación de una solución ligeramente alcalina puede ayudar a resolver los problemas de acidificación, dando lugar a un biofiltro de percolación (van Lith et. al., 1994; Jol et. al., 1994; Dicks y Ottengraf, 1991b).

En estos sistemas, una solución alcalina, es continuamente recirculada por el lecho empacado sobre el cual, se encuentra inmovilizada la biopelícula. Los contaminantes del gas portador son absorbidos por la fase líquida que fluye y luego, transferidos a la biopelícula. Simultáneamente, los ácidos producidos son retirados del lecho, mientras que el valor del pH en el líquido es controlado por la concentración de la solución. Como los productos de la neutralización inhiben la actividad biológica, se debe tener una alimentación fresca y continua para mantener los niveles de concentración de sales, ácidos y álcalis abajo de los niveles de inhibición (del orden de 0.2 M).

Comparando con los biolavadores y con los biofiltros de percolación, el biofiltro (sin percolación) será la alternativa más conveniente cuando no haya generación de ácidos en la degradación de los COV's en cuestión, y cuando los compuestos a eliminar sean relativamente solubles. Comparándose con las otras biotecnologías, la biofiltración es la más sencilla y la que presenta costos de operación más bajos.

Como ya se mencionó, la biofiltración puede ser aplicada al tratamiento de gases contaminados por COV's a bajas concentraciones. Aquí "bajas concentraciones" significa unas cuantas partes por millón (ppm).

A estas concentraciones, un incinerador no podría mantener una combustión continua, ni una alta temperatura, y otras tecnologías, tales como la adsorción por carbón activado, la filtración por membranas, o el lavado de gases, no serían rentables por el tratamiento posterior que involucran. Además, es necesario considerar que estos sistemas no destruyen los contaminantes, sino que únicamente los retienen. De manera que, en lugar de resolver el problema, sólo lo convierten a uno de disposición de residuos sólidos o de reactivación de materiales de adsorción.

#### 1.3.4. COMPARACIÓN DE COSTOS.

La información de costos de capital y de operación para varios sistemas de biofiltración en Alemania y en Holanda (Leson y Winer, 1991) sugieren que los costos totales de operación y mantenimiento están situadas entre \$0.60 y \$1.50 (dólares de 1991) por cada cien mil pies cúbicos de gases emitidos. Para algunos sistemas instalados en Estados Unidos, se han reportado costos entre \$0.30 y \$0.60 por cada cien mil pies cúbicos tratados (sin incluir el reemplazo de material filtrante). Se deben considerar además, las diferentes tarifas por consumo de electricidad en estos países.

Los costos de capital para filtros abiertos de un solo lecho instalados en Alemania se estiman entre \$25.00 y \$95.00 por pie cuadrado de área del filtro, dependiendo del tamaño del sistema. Los costos



para filtros con lechos múltiples son dos veces más grandes. Para filtros abiertos de un solo lecho instalados en los Estados Unidos, el costo por pie cuadrado de área filtrante está estimado entre \$55.00 y \$90.00 (idem).

Los costos de capital para sistemas cerrados, dependiendo del tamaño y del grado de control del proceso, se encuentra entre \$90.00 y \$500.00 por pie cuadrado de lecho.

Las Tablas 1-1 y 1-2 muestran comparaciones entre la biofiltración y otras tecnologías de tratamiento de gases. Es evidente que en el aspecto económico, la biofiltración tiene grandes ventajas dentro de los límites de aplicación ya mencionados.

Tabla 1-1. Comparación de costos por consumo de energía.

Método de tratamiento	Combustible o químicos	Potencia
Incinerador	\$15.00/(ft <sup>3</sup> -min)	despreciable
Lavadores químicos	arriba de \$8.00/(ft <sup>3</sup> -min)	1 W/(ft <sup>3</sup> -min)
Lechos de tierra vegetal	\$0.00	0.6 W/(ft <sup>3</sup> -min)

La Tabla 1-1 se refiere a los costos por consumo de energía y en la Tabla 1-2 se ofrece una comparación de costos de operación y de inversión relativos entre diferentes procesos para el tratamiento de gases contaminantes (Dicks y Ottengraf, 1991). Se puede concluir que la biofiltración constituye una opción económicamente atractiva frente a los métodos tradicionales para el tratamiento de COV's biodegradables y, aunque los costos reales varían para cada caso, sería raro que la biofiltración fuera más cara que otros métodos, sobre todo si la concentración de la corriente a tratar cae en el intervalo de bajas concentraciones (lo que actualmente representa un problema general en la industria química), en donde el biofiltro funciona muy bien.

Tabla 1-2. Costos de capital y de operación para purificación de gases.

Proceso	Costos de inversión	Costos de operación	Costos totales en trabajos de composteo	Costos totales en control de COV's Flujo de Gns: 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /h COV: 0.1-2g/m <sup>3</sup>
Incineración térmica	12000-14000	1.4-1.7	Sólo de combustible: 9.1	7-9 (50% de recuperación de energía)
Incineración catalítica	14000-16000	1.3-1.5	-	6-8 (50% de recuperación de energía)
Adsorción	5000-20,000	0.5-1.0	Con regeneración e incineración: 1.5	14-18 (incluye regeneración por vapor)
Absorción	8000-10,000	0.8-1.0	4.20 (cloro)	-
Oxidación con ozono	6000-8000	0.4-0.6	4.2	-
Biofiltro abierto	3000-10,000	0.3-0.5	0.6	-
Biofiltro cerrado	-	-	-	0.5-3

Los costos están en DM/1000m<sup>3</sup> de gas tratado. Referencia: Dicks y Ottengraf, 1991.

El tamaño requerido por un biofiltro para retirar contaminantes del aire eficientemente depende principalmente de la carga, de la concentración de estos compuestos en las emisiones gaseosas a tratar, y de la rapidez de biodegradación por unidad de volumen. Puesto que los costos del sistema aumentarán con el tamaño del biofiltro, los biofiltros serán más competitivos si se aplican a compuestos fácilmente biodegradables a baja concentración. El uso de la biofiltración normalmente no es ventajoso en el caso de cargas altas de orgánicos y/o compuestos pobremente biodegradables, como en los casos en que estén presentes algunos compuestos clorados. En ambos casos se podrían requerir grandes volúmenes de filtración para un retiro eficiente. El costo de capital aumentaría correspondientemente y el espacio requerido a menudo puede no estar disponible.

La biofiltración representa una alternativa competitiva frente las otras tecnologías para el tratamiento de gases contaminados por COV's.

## 1.4. PERSPECTIVAS PARA EL USO DE LA BIOFILTRACIÓN EN EL TRATAMIENTO DE COV'S.

Tabla 1-3. La biofiltración, sus ventajas y desventajas principales.

✓ VENTAJAS:	✗ DESVENTAJAS
Funciona a bajas concentraciones.	Sensible a la temperatura.
Las condiciones de operación no son extremas.	Sensible a la humedad.
Una vez arrancado es fácil de operar.	Sensible a variaciones de pH.
Mantenimiento económico.	Acondicionamiento lento.
No se requieren tratamientos secundarios.	Requiere operación permanente.
Largas vidas de operación.	Sensible a biocidas.
Genera un empaque biodegradable.	Puede requerir grandes espacios.
Trabaja a temperatura ambiente.	Lento acondicionamiento.
	Sólo aplicable a compuestos biodegradables.

La Tabla 1-3 resume algunas ventajas y desventajas de la biofiltración.

Debe notarse que varias desventajas enlistadas serán atenuadas con el tiempo, conforme se avance en investigación y se acumulen más experiencias. De cualquier forma, algunas desventajas, que se deben al uso de microorganismos, limitan el uso de la biofiltración sólo a ciertos casos.

Dada la creciente demanda de técnicas baratas y efectivas para el tratamiento de gases de desecho contaminados por COV's, las investigaciones en biofiltración para la eliminación de este tipo de compuestos han tenido un impulso considerable, ya que esta técnica ha mostrado cumplir con ambos requisitos cuando los compuestos a eliminar son biodegradables. Además, no requiere de condiciones drásticas de operación, ni presenta grandes dificultades para su mantenimiento. La biofiltración es segura, sencilla y económica.

La biofiltración, enfocada al tratamiento de COV's, ha sido poco utilizada en el continente americano por las industrias de proceso (Bohn, 1992). Esto se puede atribuir a varios factores:

- Las técnicas fisicoquímicas para el control de contaminantes (incineración, lavado de gases, la adsorción por carbón activado, alúmina, etc.) son más conocidas, más sencillas de especificar y de rápida disponibilidad comercial.
- Aunque no hay muchas publicaciones al respecto, en algunos casos, los métodos biológicos han tenido serios fracasos (Gabriel, 1991), provocando escepticismo entre los inversionistas e ingenieros de proceso, quienes poco saben de las verdaderas causas, pues en la mayoría de los casos no han sido errores intrínsecos de la tecnología empleada, sino más bien errores humanos durante las etapas de conceptualización y diseño.
- El rechazo a los métodos biológicos de tratamiento debido a los tabúes éticos y legales de que fueron víctima las biotecnologías en la década pasada.
- La escasez de métodos de análisis, de estudios y de experiencias en amplios intervalos de condiciones de operación y/o para una amplia variedad de contaminantes, lo que impide darle el mejor servicio a los clientes de tecnologías para el control de COV's.

tecnológica que vaya desde la concepción de procesos, hasta el desarrollo de sistemas auxiliares y de servicios, pasando por la selección y diseño de los sistemas de tratamiento de corrientes de descarga.

Por estas razones, es necesario desarrollar esta tecnología. Además, debemos optimizar nuestros procesos para que cada vez sean menores las cantidades de desechos a tratar, por el bien del país y el futuro de todos los mexicanos.

En el capítulo 3 se revisarán con mayor detalle los diversos factores que influyen sobre el comportamiento del biofiltro y se describirán, en la medida de lo posible, los fenómenos que tienen lugar en el interior del biofiltro.

Tabla 1-4. Aplicaciones de los biofiltros en diversas ramas de la industria.

Aplicación en la industria de:	Flujo de gas (m <sup>3</sup> /h)	Eliminación de:	Longitud total de los lechos (m)	Tiempo de residencia superficial total (s)	Eficiencia (%)
Gelatina	35000	olores-n.e.	0.6-1	12-21	70-93
Cocoa y chocolate	10000	olores-n.e.	2	99	
Harina de pescado	40000	olores-230 mgC/m <sup>3</sup>	1	20	50-90
Tabaco	30000	olores NH <sub>4</sub> (1.5 mg./m <sup>3</sup> ) Nicotina (3.5mg/m <sup>3</sup> )	2	14	95
Tratamiento de aguas de deshecho	10000	olores-H <sub>2</sub> S (10 mg./m <sup>3</sup> ) acetona (8 mg./m <sup>3</sup> )	2	29	90-95
Perfumes y fragancias	25400	olores	2	22	98
Pintura	11700	disolventes orgánicos (1800 mg/m <sup>3</sup> )	2	38	90
Fármacos	75000	disolventes orgánicos (aromáticos; alifáticos; clorados)	3	108	80
Películas fotográficas	140000	disolventes orgánicos (400 mg/m <sup>3</sup> )	2	30	75
Alimentos	9000	olores de petróleo	2	20	93
Cerámicos	30000	etanol	1	8	98
Fundición de metales.	40000	benceno (9 mg./m <sup>3</sup> )	1	30	80

Tabla 1-5. Aplicaciones de la biofiltración en firmas importantes de la industria química.

Compañía	Lugar	Aplicación
S. C. Johnson & Son Inc.	Racine; WI	Eliminación de propano y butano del aire del ambiente; 90% de eficiencia; cerca de 3000 cfm.
Monsanto Chemical Co.	Springfield; MA	Remoción de Etanol y butiraldehído desde aire de secado; 99% de remoción; 28000 cfm.
Monsanto Chemical Co.	Springfield; MA	Retirar Estireno de los gases de producción.
Hoechst Celanese Corp.	Coventry; RI	Gases de proceso.
Sandoz	Basel; Switzerland	Gases de proceso químico.
Esso of Canada	Sarnia; Ont	Vapores de hidrocarburos desde los tanques de almacenamiento (En 1992 estaba propuesto).
Mobil Chemical Co.	Canandaigua; N.Y.	Pentano desde la espuma de moldeo del poliestireno (En 1992 estaba propuesto).
Upjohn Co.	Kalamazoo; MI	Olores de la producción farmacéutica (En 1992 propuesto); 60000 cfm.

Fuente: Bohn, 1992.

No obstante, los biofiltros han sido utilizados desde hace unos 10 años en Holanda, Alemania, y Japón, donde la experiencia ha demostrado que son efectivos, de fácil mantenimiento, económicos, con largas vidas de operación, y con un empaque que una vez inactivo, da origen a un material de desecho biodegradable que no tiene que enterrarse o aislarse, ya que el biofiltro no retiene sino transforma las sustancias contaminantes, y lo que generalmente contiene son algunos productos de oxidación y de mineralización de los microorganismos.

Las tendencias ambientalistas, encabezadas por diversos grupos civiles, empresas, grupos políticos o por organizaciones internacionales; así como la unión de mercados que hoy tiene lugar en muchas regiones del mundo, harán que las normas ambientales sean cada vez más estrictas, obligando a los industriales a buscar nuevas tecnologías para el control de efluentes.

Por todas las razones mencionadas hasta ahora, puede afirmarse que la biofiltración representa una alternativa prometedora para el tratamiento de gases contaminados por compuestos biodegradables o bioasimilables. Gran parte de los compuestos tóxicos o indeseables que emite la industria química caen dentro de esta clasificación y actualmente se están realizando estudios para hacer posible la biodegradación de otros compuestos; incluyendo, xenobióticos recalcitrantes (Flyvbjerg y col., 1993; Liu, D., 1993; Strand y col., 1990).

De acuerdo con algunas revisiones recientes (Heslinga, 1994; Williams y Miller, 1992), la cantidad de trabajos existentes, permiten considerar a la biofiltración, como una tecnología madura, pero a pesar del rápido desarrollo que han tenido las técnicas de biofiltración, el actual estado del arte aún no es satisfactorio. Por un lado, no se han desarrollado modelos que den resultados confiables en la simulación y escalamiento de sistemas de biofiltración sin que se presenten grandes dificultades en su aplicación práctica (Baltzis, 1993; Devanny, 1993) sobre todo en el régimen dinámico. Por otro lado, los efectos de las condiciones de operación sobre el desempeño de estos sistemas no han sido determinados sistemáticamente o al menos, no han sido reportados trabajos al respecto. En ese sentido, varios autores han hecho valiosas contribuciones (Leson y Winer, 1991, Bohn, 1992, Williams y Miller, 1992a, 1992b), pero sólo en una forma descriptiva.

Pero incluso con estas limitaciones, la biofiltración ha empezado a ganar terreno en aplicaciones a escala industrial. Las condiciones actuales permiten prever que la biofiltración será cada vez más utilizada, alcanzando su auge a fines de esta década. Sin embargo, aún se requieren numerosos estudios para establecer las bases de diseño de estos equipos. Si se desean realizar avances satisfactorios en esta dirección, es necesario investigar más sobre las cinéticas de degradación, la transferencia de masa y los efectos de la composición del lecho sobre el comportamiento del sistema.

En América, Baltzis y colaboradores (Comunicación personal, 1994), Devanny y colaboradores (comunicación personal, 1994), así como el equipo de investigación encabezado por Revah Moisev en la UAM-Iztapalapa, han encontrado que la biofiltración es muy prometedora para el tratamiento de gasolinas, compuestos clorados y aromáticos, lo que implica tratar mezclas complejas, o compuestos que antes fueron contemplados como pobremente biodegradables.

La Tabla 1-4 presenta un listado de diferentes ramas industriales en las que ya se han empleado sistemas de biofiltración, pudiéndose observar el amplio campo de aplicación potencial en México.

La Tabla 1-5 muestra algunas firmas importantes de la industria química que han optado por la aplicación de los biofiltros.

Para poder ser competitivos, debemos ser capaces de generar las tecnologías necesarias para tratar nuestros desechos industriales, así que la biofiltración debe ser desarrollada en México. No es objetivo de este trabajo simplemente presentar a la biofiltración como una tecnología prometedora para reducir las emisiones. El objetivo es dejar claramente establecida la necesidad de crear una base

## 2. BASES TEÓRICAS DE LA BIOFILTRACIÓN.

Comprender porqué sucede la biofiltración es algo relativamente simple, basta con entender que en el biofiltro los COV's que fluyen en la corriente gaseosa se transfieren a una fina capa líquida donde son degradados por microorganismos inmovilizados sobre el material de empaque.

Sin embargo, es mucho más delicado responder cómo ocurren los diversos fenómenos involucrados en la biofiltración, y explicar como influyen las condiciones de operación sobre sus mecanismos, y como se refleja esto sobre el comportamiento global del biofiltro.

Actualmente, no han sido completamente establecidas las relaciones entre estos fenómenos, sus mutuas influencias y las correspondientes descripciones matemáticas. En el biofiltro todos ellos ocurren simultáneamente, sin permitirnos estudiar uno a la vez, sus causas, sus efectos, sus mecanismos y sus interacciones con los demás.

Siendo así, por ahora sólo es posible presentar una descripción aproximada de los fenómenos y procesos que probablemente tienen lugar durante la biofiltración, ignorando sus interacciones.

Primero se describen los fenómenos de flujo a través del lecho. Luego se describen los fenómenos que tienen lugar en la biopelícula.

El propósito de este capítulo es ilustrar en forma general, los fenómenos que tienen lugar en la biofiltración y poder así, ubicar las suposiciones, las consideraciones, las descripciones y las aproximaciones del modelo de biofiltración que más adelante se propone (capítulo 5).

La profundidad con que se aborda cada tema difiere considerablemente, pues se ha procurado que la descripción de un fenómeno o proceso sea más detallada cuando su importancia es mayor en el comportamiento del biofiltro. La importancia que se le ha atribuido a cada fenómeno radica en la posibilidad de medir sus causas o sus efectos y poder así derivar estrategias de diseño, control u optimización; o bien, a que representa uno de los mecanismos básicos que hacen posible el funcionamiento del biofiltro.

### 2.1. FENÓMENOS EN LA FASE GAS.

El comportamiento de un reactor químico depende no solo de la cinética química intrínseca de los procesos de reacción sino también de los procesos físicos que ocurren en el reactor a diferentes escalas.

Los procesos físicos, tales como transferencias de masa, calor y cantidad de movimiento en la interfase, dentro de las partículas del empaque y en el seno de las fases fluidas, y que ocurren dentro de un reactor multifásico, dependen significativamente del mezclado, tiempos de contacto y distribución de los compuestos en las diferentes fases involucradas.

De acuerdo con su escala, los procesos de mezclado se pueden dividir en tres:

- Macromezclado, el cual da información acerca de los tiempos de retención de los volúmenes elementales y describe los fenómenos físicos de largo alcance.
- Micromezclado, el cual describe la comunicación entre los volúmenes elementales a un corto alcance.
- Mesomezclado, toma en cuenta los efectos de interacción entre volúmenes elementales o conglomerados de estos a una escala grande comparada con el tamaño de los volúmenes elementales, pero pequeña en comparación con el reactor.

### 2.1.1. MICROMEZCLADO.

El micromezclado incluye todos los aspectos que no pueden ser definidos por la distribución de tiempos de residencia (DTR). Cada molécula de fluido en el reactor tienen una cierta edad y una cierta esperanza de vida, es decir, el tiempo más probable que esta puede permanecer en el reactor antes de reaccionar. En un proceso con reacción, estadísticamente, se presenta una transición desde un concepto de agrupamiento de moléculas con exactamente la misma edad, hacia un concepto de agrupamiento de moléculas con idénticas esperanzas de vida. Tal transición en términos moleculares es, esencialmente, el micromezclado.

El grado de micromezclado depende del tiempo de asociación permisible entre las moléculas que entran al reactor con las moléculas más viejas que ya se encontraban dentro de éste.

Comúnmente se caracterizan dos condiciones extremas del micromezclado a saber, "segregación completa" y "máximo grado de mezclado". En el primer caso el mezclado en la escala molecular ocurre tan tarde como sea posible, en el segundo caso tan rápido como sea posible.

Se entiende aquí por "tanto como sea posible" el que apenas se satisfagan las condiciones a microescala, con tal de que sean compatibles con el comportamiento macroscópico del reactor. Una analogía útil para entender esta idea es una frase más conocida en termodinámica que reza así: "en un sistema en equilibrio, la entropía adquiere un valor máximo, adoptando el conjunto de configuraciones microscópicas más probable compatible con el estado macroscópico del sistema."

En el modelo propuesto no se toma en cuenta el grado de micromezclado debido a que aumenta el número de grados de libertad y no sería posible determinar por ahora (en el sentido práctico) un conjunto único de parámetros que se ajusten las observaciones.

### 2.1.2. MESOMEZCLADO.

Para explicar el mesomezclado, considerese un flujo a través de un medio poroso, y que una porción del dominio de ese flujo, contiene cierta masa de soluto distintivo, llamado trazador.

El trazador, que en cierta forma etiqueta una porción del líquido, puede ser identificado por su color, radiación, etc. Conforme el flujo va teniendo lugar, el trazador gradualmente se esparce y ocupa una porción cada vez mayor del dominio de flujo. Además, una cantidad de trazador inyectada en cierto momento no se mantendrá junta durante todo su trayecto, sino que, se distribuye a lo largo del biofiltro y lejos del punto donde se inyectó al empaque, pasa como una "nube" y no como un "punto". A este fenómeno se le llama dispersión hidrodinámica, dispersión miscible, o simplemente, dispersión en un medio poroso. Este fenómeno es un proceso irreversible en el sentido de que la distribución inicial del trazador no puede ser obtenida invirtiendo el sentido del flujo.

En la dispersión el trazador se mezcla con las porciones no etiquetadas del líquido. Si inicialmente el líquido ocupaba una región más o menos definida, con una "interfase" que lo distinguía del líquido no etiquetado, a lo largo del tiempo está interfase se ira haciendo más difusa y solamente podrá ser determinada en términos de velocidad promedio de las partículas del trazador. Físicamente, no podrá definirse una frontera, sino más bien, una zona de transición a través de la cual, la concentración del trazador varía gradualmente hasta desaparecer en el seno del líquido no etiquetado.

La dispersión hidrodinámica se manifiesta a nivel macroscópico, como el resultado del movimiento, a escala mesoscópica, de los elementos individuales del fluido a través del material de empaque. Esto se debe a diversos fenómenos físicos que resultan de:

- Las fuerzas externa que actúan sobre el fluido,
- La intrincada geometría meso y microscópica del sistema poroso,

- La difusión molecular causada por los gradientes de concentración del trazador,
- Las variaciones en las propiedades del fluido, tales como densidad o viscosidad y que afectan el régimen de flujo,
- Los cambios de la concentración del trazador debido a los procesos químicos y físicos, y
- Las interacciones del flujo con el material de empaque.

En el flujo a escala mesoscópica, básicamente son dos los fenómenos de transporte involucrados: convección y difusión molecular. El fenómeno de dispersión incluye ambos mecanismos en una forma inseparable e indistinguible. No obstante, la difusión molecular puede tener lugar incluso en ausencia de movimiento convectivo (tanto en un medio poroso, como en un medio continuo). Debido a que la difusión molecular depende del tiempo, sus efectos sobre la dispersión global serán más importantes a bajas velocidades de flujo. La relación entre los dos fenómenos puede ser difícil de describir mediante un modelo sencillo. En general, se puede tener un transporte de masa convectivo tanto en flujo laminar como en flujo turbulento. Simultáneamente, tiene lugar la difusión molecular que se origina por las variaciones en la concentración.

El estudio de la dispersión es aún más complicado, tanto teórica, como experimentalmente, si se considera el efecto de otros factores, tales como:

- la adsorción sobre la superficie del sólido,
  - la absorción en la fase líquida,
  - compactación del material de empaque,
  - variaciones de humedad dentro del biofiltro,
- etc.

Dada la complejidad del fenómeno de la dispersión, se han desarrollado algunos modelos que varían en suposiciones y en complejidad. El más sencillo de ellos es el dispersión fickiana, llamado así por su semejanza con el modelo de Fick para difusión molecular. Este modelo es aproximado para intervalos estrechos de velocidad de flujo, y pequeños gradientes de concentración. En el modelo de biofiltración propuesto se describe la dispersión por un modelo de este tipo.

### 2.1.3. MACROMEZCLADO.

Además de las no homogeneidades a escala meso y microscópicas (poros, grietas, etc.), también pueden existir no homogeneidades a una escala macroscópica debido a las variaciones en la permeabilidad desde una porción del dominio de flujo a otra. Esta heterogeneidad también contribuye a la dispersión del trazador.

El macromezclado tiene lugar cuando volúmenes de flujo con dimensiones del mismo orden o de un orden menor que las dimensiones del reactor son mezcladas, cualquiera que sea la interacción que en su interior tengan elementos más pequeños (meso y micro mezclado). Ejemplos de fenómenos de macromezclado son el retromezclado y el paso directo.

Dos casos extremos de macromezclado en el reactor son el "flujo tapón" y el "mezclado perfecto".

En el primer caso no hay mezclado longitudinal, pero el mezclado radial es completo e instantáneo, y todos los elementos de una fase fluida, tienen la misma velocidad y los mismos tiempos de residencia. El flujo en un reactor de lecho empacado con muy grandes razones entre la longitud y el diámetro del reactor, y entre el diámetro del reactor y el diámetro de las partículas que conforman el empaque, pueden ser bien aproximados por un flujo pistón.

En el caso de un reactor perfectamente mezclado, la DTR es de forma exponencial y la composición de la salida es la que prevalece en ese momento en el interior del reactor. Este tipo de macromezclado puede existir en un reactor muy vigorosamente agitado.

En el biofiltro, si se desprecian los efectos de pared, y se considera que los pasajes del empaque están aleatoriamente distribuidos, entonces no se presentan fenómenos de macromezclado, porque el flujo se va fraccionando constantemente a su paso por el empaque. Sólo en el caso de reactores agitados, donde no hay fraccionamiento de las líneas de flujo, es común encontrar efectos significativos del macromezclado. Es común atribuir al macromezclado, la forma de la curva de distribución de tiempos de residencia. Sin embargo, en el caso de reactores de lecho empacado, la distribución de tiempos de residencia, se origina por fenómenos de escala mesoscópica (dispersión) y por fenómenos de transferencia de masa entre las fases.

En principio, el micromezclado no influye en la forma de la DTR, ya que la interacción en dimensiones moleculares, se refleja sólo en la conversión obtenida.

Los fenómenos mesoscópicos no se ubican en una sola escala, sino que contemplan desde las dimensiones típicas de trayectoria tortuosa a lo largo del empaque sin que haya rompimiento de flujo, hasta las dimensiones de los intersticios en los cuales se crean los vórtices de retromezclado a escala interparticular.

Para el modelado adecuado de un reactor multifásico, las DTR's de las diferentes fases fluidas son de vital importancia. Las curvas DTR permiten evaluar cuantitativamente la naturaleza y el grado de mezclado en cada fase fluida, así como, la dinámica individual de cada fase en el reactor, cuyo comportamiento puede depender tanto de la naturaleza intrínseca de la cinética de la reacción, como de la naturaleza de las DTR's.

Como sus nombres lo indican, la diferencia entre macro, meso, y micromezclado estriba en la escala a la cual se hace la descripción de los procesos de mezclado. Sin embargo, sólo en la escala macro se pueden medir sus consecuencias, ya sea como distribución de tiempos de residencia (macro y meso), o como el grado de conversión (micro).

## 2.2. FENÓMENOS EN LA BIOPELÍCULA.

Los principales procesos de difusión que tienen lugar dentro del biofiltro son:

- difusión de los sustratos desde el seno de la fase gas hacia la biopelícula,
- difusión a través de la interfase gas-líquido,
- difusión de los sustratos y del oxígeno dentro de la biopelícula, acompañada de reacción,
- difusión de los productos de biooxidación a través de la película,
- difusión de los productos a través de la interfase gas-líquido,
- difusión de los productos hacia el seno de la fase gas.

La difusión con reacción a través de la biopelícula es la más difícil de estudiar experimentalmente, ya que la densidad de biomasa cambia a través de la biopelícula (Skowlund y Kirmse, 1988); el espesor de la biopelícula es variable (Siebel y Characklis, 1990), dando lugar a una distribución de espesores de biopelícula; la difusividad de los sustratos, el oxígeno y los productos no es constante a través de la biopelícula. Además, la heterogeneidad del empaque provoca impide hablar de una sola biocapa. En el biofiltro pueden coexistir diferentes ecosistemas, diferentes tipos de biocapas.

Además, no es posible determinar directa, simultánea e independientemente,

- a) la concentración de biomasa en la biopelícula en el interior del biofiltro,
- b) la distribución de espesores de biopelícula, y



## c) la distribución de edades en los consorcios microbianos.

Más aún, la no linealidad en la cinética de las reacciones bioquímicas impide la comprobación definitiva de suposiciones y teorías que se puedan formular para describir el comportamiento de las biopelículas en el biofiltro.

Los otros procesos que tienen lugar en las biopelículas, o entre las biopelículas y el flujo en fase gas, generalmente se aproximan mediante el uso de un coeficiente de partición que indica en términos globales cual es la concentración de cada especie en la interface del lado de la biopelícula característica, correspondiente a la concentración de la fase gas.

A continuación, se exponen algunos aspectos generales de la cinética de las reacciones que tienen lugar en el biofiltro, de la difusión en biopelículas, y de la difusión con reacción a través de biopelículas.

## 2.2.1. CINÉTICA Y ESTEQUIOMETRÍA.

En el apéndice A2 se resumen algunos conceptos básicos de bioquímica y de la estequiometría de las reacciones bioquímicas como complemento de esta exposición. De acuerdo con la terminología comúnmente usada en bioquímica, los términos de reacción y la estequiometría que relacionan los consumos y las producciones de las diferentes especies se muestran en la Tabla 2-1. En el modelado de biofiltros, hasta ahora solo se ha tomado en cuenta el consumo de los sustratos y del oxígeno. Sin embargo, en algunos casos, el  $CO_2$  puede inhibir la reacción y, en ese caso, se debe tomar en cuenta su concentración a lo largo de la biopelícula.

Se debe tener en cuenta que la cinética de las reacciones que realmente tienen lugar en el biofiltro, se llevan a cabo en condiciones de inmovilización, de manera que se debe tener presente la interacción entre las células y el soporte, así como la movilidad de la célula dentro de la biopelícula.

Tabla 2-1. Estequiometría y símbolos para los términos de producción.

Proceso bioquímico	Término de rapidez	Estequiometría por componente							
		$\Delta v$	$\Delta d$	$S_i$	$S_j$	$S_{NS}$	$O_2$	$CO_2$	$H_2O$
Degradación de $S_i$	$\Delta v \mu_i$	+1		$-1/Y_i$			$-Y'_{O_2}/Y_i$	$+Y'_{CO_2}/Y_i$	$+Y'_{H_2O}/Y_i$
Degradación de $S_j$	$\Delta v \mu_j$	+1			$-1/Y_j$		$-Y'_{O_2}/Y_j$	$+Y'_{CO_2}/Y_j$	$+Y'_{H_2O}/Y_j$
Degradación de $S_{NS}$	$\Delta v \mu_{NS}$	+1				$-1/Y_{NS}$	$-Y'_{O_2}/Y_{NS}$	$+Y'_{CO_2}/Y_{NS}$	$+Y'_{H_2O}/Y_{NS}$
Inactivación de $\Delta v_i$	$\Delta v \mu_i$	-1	+1						

Entre las diversas influencias físicas o químicas que actúan sobre las células inmovilizadas, son de especial interés aquellas responsables de la inmovilización. En el caso de células atrapadas, la inmovilización es una restricción a la movilidad de las células. En casos donde las células se afianzan a la superficie, o una a otra, la inmovilización es una interacción física o química entre las células, o entre las células y el soporte.

Las células en su ambiente natural están continuamente expuestas a condiciones cambiantes. Su supervivencia depende de su capacidad de responder favorablemente a circunstancias adversas. Las bacterias móviles pueden responder favorablemente moviéndose hacia lugares más favorables para su desarrollo (Mercer et. al., 1993). Este tipo de microorganismo se moverá hacia sitios de mayor concentración de sustratos, de oxígeno y de fuentes minerales, y se desarrollarán en un medio suficientemente húmedo para permitirles su movilización y la difusión de nutrientes y productos.

Sin embargo, en una biopelícula, la movilidad es limitada, los cambios de humedad pueden ser mucho más bruscos que en la naturaleza, por lo que la difusión juega un papel muy importante en los reactores de biopelícula. En el desarrollo de modelos (capítulo 5), esto no se tomará en cuenta debido a la carencia de bases teóricas y experimentales al respecto.

### 2.2.2. DIFUSIÓN A TRAVÉS DE LA BIOPELÍCULA.

La propiedad física más relevante en el estudio de células inmovilizadas es la difusividad efectiva de los sustratos y demás solutos (Karel et. al., 1985). Para la predicción de la rapidez global de consumo y de producción dentro del biofiltro, es indispensable conocer la difusividad de los sustratos, del oxígeno y de los productos de las reacciones celulares.

En general, antes de llegar a ser consumido, el sustrato debe difundirse a través de la masa celular y, a menudo, a través de las partículas del soporte.

La difusión del oxígeno y de los sustratos en el agua no es la misma que en la biopelícula, ya que en esta se encuentran minerales, biomasa activa, biomasa muerta y, posiblemente, algunas partículas sólidas del material de empaque, pero Fan y col. (1990) han encontrado que la principal causa en la variación de la difusividad, es la densidad de biomasa. Matson y Charackis (1974) han verificado que la difusión a través de la biopelícula no es afectada por la desactivación de la biomasa.

### 2.2.3. DIFUSIÓN Y REACCIÓN EN LA BIOPELÍCULA.

Las limitaciones por transferencia de masa es lo más notable en sistemas celulares inmovilizados cuando se requiere una fuente de oxígeno, o bien, retirar el bióxido de carbono.

La transferencia de oxígeno desde la fase gas hacia la fase líquida se ha reconocido como el principal paso limitante en el crecimiento aeróbico de células en suspensión.

La alta rapidez volumétrica de reacción alcanzada con células inmovilizadas cambia la importancia relativa de los términos de resistencia. Para el grado de consumo de oxígeno se puede usar una aproximación de orden cero. Los resultados experimentales y teóricos pueden ser expresados en términos de la profundidad de la capa celular en la cual el oxígeno se consume. En biopelículas, esta distancia crítica ha sido estimada en varias situaciones cayendo entre 50 y 100 micras. Sin embargo, se han llegado a reportar que algunas partículas de agregados tienen un radio crítico de entre 80 y hasta 2000 micras (Karel et. al., 1985).

Se ha sugerido una cantidad considerable de métodos para aumentar la rapidez de transferencia de oxígeno a las células inmovilizadas. Aumentando la presión parcial del oxígeno, es posible aumentar la rapidez de transferencia de masa, pero también se puede inhibir la degradación del sustrato. También se han utilizado portadores de oxígeno solubles tales como, hemoglobina y perfluorocarbonos.

Las altas concentraciones de productos contaminantes limitan la rapidez de la reacción, pero la transferencia de masa de los productos también juega un papel importante. Un producto común es el bióxido de carbono, el cual puede inhibir directamente el crecimiento o bien a través de su efecto en el pH. Así mismo, a concentraciones suficientemente altas, puede tener lugar la nucleación y la formación de burbujas. Las burbujas formadas de esta manera pueden deteriorar el estado físico del soporte.

## TEORÍAS DE ABSORCIÓN CON REACCIÓN EN PELÍCULAS.

El problema de absorción acompañada de reacción química ha sido estudiado casi desde los inicios de la ingeniería química moderna<sup>10</sup>. Los procesos de reacción gas-líquido en películas puede analizarse por varios modelos físicos, tales como la teoría de la película, la teoría de la penetración, la teoría de renovación de superficie, la teoría de Danckwerts, la teoría película-penetración, etc. siendo las dos primeras las más ampliamente usadas. Pero aunque el modelo que corresponde a cada teoría da una interpretación diferente del proceso en cuestión, en varios casos el resultado final para la rapidez de absorción del gas en el líquido es similar (Shah, 1979).

### 2.3. PERSPECTIVAS PARA EL ESTUDIO TEÓRICO DE LA BIOFILTRACIÓN.

La investigación fundamental en biofiltración esta garantizada para los próximos años. Existe un gran interés por encontrar expresiones y desarrollar teorías y modelos que puedan describir causas y efectos de los diversos fenómenos que tienen lugar dentro del biofiltro.

Como se verá en el capítulo siguiente, son muchos los factores que se deben tener en cuenta el diseño y desarrollo de un sistema de biofiltración. Un conocimiento de la forma cuantitativa en que influye cada uno de estos factores sobre el desempeño del sistema ahorraría tiempo y costos de investigación, permitiría optimizar biofiltros y definir estrategias de control y mantenimiento más eficaces y baratas.

Para los próximos años se esperan importantes apoyos económicos hacia la investigación de tecnologías para el control de emisiones contaminantes y la biofiltración, siendo una de las tecnologías más prometedoras, captará sin duda parte importante de estos financiamentos.

---

<sup>10</sup> Las teorías de absorción con reacción han sido expuestas en las brillantes obras de Shah (1979), Charpentier (1981), Danckwerts (1970) y Astarita (1967). La teoría de la película fue propuesta por Whitman en 1923, quien retomó la idea propuesta por Nernst en 1904 de capa de difusión. Fue Hatta quien, en 1928, la aplicó por vez primera al análisis de absorción acompañada de reacción química. Desde entonces, los procesos de difusión acompañados de reacción en películas han tenido una considerable atención.

### 3. OPERACIÓN DEL BIOFILTRO.

Los biofiltros parecen operar bien en ciertas plantas pero en otras, con gases de desecho similares no se observan efectivos retiros de contaminante. Un efecto siempre frustrante es la degradación del material filtrante a los pocos meses de haber arrancado el biofiltro. Esto, por supuesto, no es debidamente publicado, pues deteriora la imagen de una técnica que promete llegar a ser una de las principales de tratamiento de gases. Pero, ¿cuál es la misteriosa causa de este problema?<sup>11</sup>, ¿porqué los biofiltros son tan raros y caprichosos?

En este capítulo se algunos aspectos prácticos de la aplicación de biofiltros y se resumen algunos puntos importantes que se deben tener en cuenta para el diseño de biofiltros y para seleccionar sus condiciones de operación.

Aunque ya empiezan a reportarse reglas empíricas e intervalos recomendados de operación óptima para algunas variables, actualmente es imprescindible experimentar previamente para seleccionar las condiciones, forma y dimensiones en el diseño de un biofiltro a escala industrial.

En este trabajo no se incluyen aspectos tecnológicos propiamente dichos, y únicamente se presentan algunos conocimientos de dominio público que se refieren principalmente a condiciones de operación o a factores específicos que influyen sobre el comportamiento del biofiltro.

#### 3.1. LA HUMEDAD.

En sistemas de filtración con composta convencional el control de la humedad, si lo hay, es generalmente realizado mediante dispersores de agua sobre la superficie superior del lecho filtrante y/o con inyección de agua o vapor por debajo de los lechos de empaque. Una considerable mejora del proceso de biofiltración es saturar el gas de entrada en una etapa de humidificación previa, a la temperatura de operación en el lecho del biofiltro y, aunque no se llega a la saturación completa, se logra hasta un 95% de saturación en dicho prehumidificador.

Para la operación óptima del biofiltro, la flora bacteriana necesita un contenido de agua favorable en el lecho empacado en el cual residen. Los experimentos han demostrado que el contenido de agua influye significativamente sobre las propiedades estructurales del lecho del filtro y determina por ejemplo, la caída de presión del flujo gaseoso debido a la resistencia el flujo, el desarrollo de grietas en el material de empaque, etc.

Un contenido de humedad de entre 40 y 60% en peso es considerado óptimo. Como guía, se puede suponer un gasto de 5 a 10 galones de agua por cada 100,000 scf de gas que pase por el lecho.

La experiencia acumulada en la UAM-I, junto con algunos reportes existentes (Heslinga, 1994) permite concluir que más del 50% y, quizá incluso, el 75% de problemas en sistemas de biofiltración, son causados porque el lecho filtrante está demasiado húmedo o, más frecuentemente, demasiado seco.

#### TEMPERATURA Y HUMEDAD.

Cuando la temperatura promedio del gas es cercana a 35°C pero se presentan algunas fluctuaciones de temperatura, puede esperarse un mal funcionamiento del biofiltro y una disminución en

---

<sup>11</sup> Una explicación estricta de esta situación es muy difícil. Tiene que ver con multiplicidad de estados estacionarios en bioreactores, distribuciones de espesores de biocapa, distribuciones de minerales en el empaque y con procesos estocásticos de muerte y crecimiento de las cepas microbianas. En este trabajo no se entrará en el detalle de estos aspectos.

la estabilidad del material de empaque. La señal directa más probable de esta situación es un aumento continuo de la caída de presión a través del lecho debido a la segregación de partículas más pequeñas (Heslinga, 1994).

Lo deseable es que el gas de entrada al biofiltro tenga una temperatura de entre 15 y 35°C y una humedad relativa del 100%. Si este no es el caso, se debe mejorar la situación.

El problema más frecuente es cuando el gas a tratar está demasiado seco. Cuando la humedad del aire entrante es menor al 99%, el material de empaque se secará lenta pero constantemente. El efecto es más pronunciado cuando grandes cantidades de hidrocarburos son oxidados en el biofiltro (en el orden de 100 g/h·m<sup>3</sup>) debido a que el calor generado por las reacción hace que la rapidez de evaporación de agua desde la película líquida aumente.

Para el buen funcionamiento del biofiltro, se debe mantener un alto grado de actividad microbiana. La actividad microbiana aumenta aproximadamente al doble por cada 10°C que aumenta la temperatura, hasta un máximo de 37°C.

La temperatura de entrada del aire puede requerir de ajustes (control) para asegurar buenas condiciones de operación. Comúnmente, las temperaturas de operación están entre 10°C y 40°C. Temperaturas más altas pueden originar la muerte de algunas especies microbianas deseables mientras que a temperaturas más bajas, la actividad se reduce drásticamente.

De cualquier forma, como los biofiltros normalmente operan en exteriores, una diferencia de temperatura de unos pocos grados tiene que ser considerada como condición normal de operación.

El incremento en la temperatura, causado por el proceso de oxidación puede ser de varios grados (Heslinga, 1994) y por ello, algunas veces los biofiltros incluyen equipos para esparcir agua en su interior. Esto se añade a las otras razones expuestas en "El pH" (en este mismo capítulo) y en "Tipos de biofiltros" (apartado 1.2) para usar sistemas de irrigación en biofiltros.

Otro problema común en las instalaciones de biofiltración es el cambio de temperatura entre la unidad de acondicionamiento y el biofiltro. Esta es la situación del siguiente ejemplo (Figura 3-1).

La temperatura del gas originalmente es  $T_1$ , y es cambiada por el humidificador donde normalmente, alcanza una temperatura  $T_2$ , igual a la temperatura del agua usada en el humidificador, con una humedad del 100%. No obstante, un pequeño incremento en la temperatura ocurrirá cuando el flujo de gas pase por el ventilador quedando a la temperatura  $T_3$ . Debido a este calentamiento, el gas que entra en el biofiltro no está saturado realmente y el lecho filtrante puede secarse sin causa aparente.

Otro problema puede ser una zona fría entre el ventilador y la entrada del biofiltro, que actúe como trampa de humedad. En esta zona la temperatura del gas disminuye a  $T_3$ . Esto ocurre algunas veces, cuando la tubería es enfriada por el exterior. Esto puede evitarse protegiendo la tubería de las corrientes de aire.

Igualmente, en el caso de que la corriente de gas tenga una temperatura de 15°C, el biofiltro puede tener una temperatura ligeramente más alta si su colocación lo protege del viento, aprovechando así el calor generado en su interior.

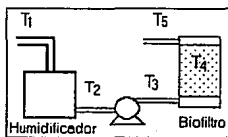


Figura 3-1.

Por lo anterior se puede concluir que el diseño de un sistema de biofiltración, deberá buscar la posibilidad de ajustar la humedad del gas de entrada en un punto tan cercano al biofiltro como sea posible.

El proceso de biodegradación puede también ser visto en una forma diferente. La biodegradación puede verse como una combustión (oxidación de los

contaminantes hasta bióxido de carbono y agua) a temperatura ambiente. Este enfoque puede ser útil para ilustrar el efecto que tiene la mineralización de los contaminantes del gas de desecho sobre el contenido de agua de un biofiltro. Como un ejemplo, se ha calculado el efecto de la mineralización del estireno (Hartmans, 1994). Si el gas de desecho contiene  $100 \text{ mg/m}^3$  de estireno, está saturado con vapor de agua a  $27^\circ$ , y si el estireno es completamente oxidado, se tiene un aumento de  $0.9^\circ\text{C}$  de temperatura. El calor de la combustión se invierte en aumentar la temperatura del aire de entrada y también en saturar el aire de salida con vapor de agua. En este proceso el contenido de agua en el aire aumenta desde unos  $25.7 \text{ g/m}^3$  hasta  $27.0 \text{ g/m}^3$ . La producción química del estireno es solo de  $66 \text{ mg/m}^3$  así que, bajo estas condiciones, más de  $1.2 \text{ g}$  de agua son evaporados por cada  $\text{m}^3$  de aire tratado. Para una carga gaseosa de  $200 \text{ m}^3$  de  $\text{gas/m}^3$  de empaque-h, esto corresponde a una rapidez de eliminación de  $18.5 \text{ g}$  en  $\text{carbono/m}^3\text{-h}$  y una pérdida de agua de  $2.5 \text{ g/h}\cdot\text{m}^3$ .

### 3.2. EL pH.

En algunos casos, la biodegradación de COV's puede generar productos ácidos (finales o intermedios), que afectan fuertemente el comportamiento del biofiltro.

Dependiendo del tipo de microorganismo que esté presente, la caída de pH puede reducir, o incluso eliminar, la actividad de la población biológica residente.

El pH en filtros de composta típicamente está entre 7 y 8, intervalo favorable para bacterias y actinomicetos. A valores de pH inferiores a 4, muy pocos microorganismos sobreviven.

Es posible compensar la disminución del pH, por la incorporación de agentes neutralizantes amortiguadores de pH como carbonato de calcio, por ejemplo. No obstante, la incorporación de estos agentes desde el momento de empaque del biofiltro, puede ocasionar que inicialmente el medio sea muy básico. Además, si las sales no se distribuyen homogéneamente en todo el empaque, algunos puntos serán extremadamente básicos, mientras que otros no tendrán la capacidad deseada de amortiguamiento de pH. Como consecuencia, los microorganismos no se desarrollan plenamente, reduciéndose el área inoculada.

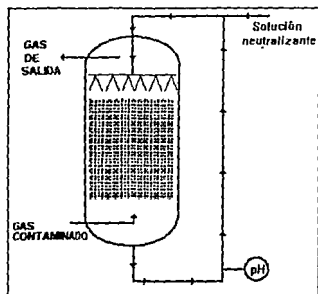


Figura 3-2.

Otra opción es rociar intermitentemente una solución básica sobre el lecho, convirtiendo al biofiltro en uno de percolación (Figura 3-2), descrito en 1.2. En tales casos, se deben instalar los distribuidores y controladores correspondientes, pero a pesar de ello, los problemas pueden persistir. Debe evitarse que la concentración de sales sea demasiado alta, ya que la solución amortiguadora se distribuirá en películas líquidas que pasan directamente por encima de la biocapa. Demasiada sal puede inactivar a los microorganismos.

A cargas altas, los biolavadores o los biofiltros de percolación pueden ser mejores opciones para el control de COV's que es biofiltro convencional, o bien puede ser más útil usar alguna tecnología no biológica.

Para la oxidación de los compuestos, el oxígeno tiene que estar disponible en la biocapa. En altas cargas, del orden de  $100 \text{ g m}^{-3}$  de empaque  $\text{h}^{-1}$ , el oxígeno puede llegar a ser un factor limitante. La

oxidación puede no efectuarse completamente, dando origen a productos parcialmente oxidados que pueden alterar el metabolismo de los microorganismos. Cuando estos productos de oxidación causan una disminución de pH en la biocapa, habrá zonas en el biofiltro que exhiban una baja actividad. Una posible solución es la introducción de aire saturado para reducir las cargas, pero se requiere de mayores volúmenes de empaque, o de menores velocidades de flujo.

### 3.3. LA CORRIENTE GASEOSA.

Los biofiltros pueden ser envenenados por la presencia de gases tóxicos que se desechan en la industria junto con los componentes biodegradables a tratar o, como ya se dijo, por concentraciones excesivas. Siempre debe tomarse esto en cuenta al diseñar el bioreactor. Aunque los datos cinéticos y el comportamiento del lecho se realizan con mezclas gaseosas preparadas *ex profeso*, también se deben llevar a cabo corridas con la corriente gaseosa que realmente va a ser tratada, o preparar una mezcla que se asemeje lo más posible a la composición que se tendrá en la planta.

Si la corriente tiene un alto contenido de partículas, esto puede afectar el comportamiento del biofiltro de varias maneras. Pueden ocurrir taponamientos y formación de resinas en el sistema de distribución de aire y en el empaque. El depósito de polvo en el humidificador generará lodo y puede dar lugar a una deficiente humidificación. En tales casos, debe utilizarse un filtro de partículas.

#### EL CONTENIDO Y LA DISTRIBUCIÓN DE OXÍGENO.

El biofiltro debe tener oxígeno suficiente para permitir la degradación microbiana de los COV's presentes en la corriente gaseosa.

Se deberá tener un mínimo de 100 partes de oxígeno disuelto por cada parte de gas oxidable para asegurar una suficiente disponibilidad. Sin embargo, a baja concentración, este criterio generalmente no representa una dificultad.

#### LOS COMPUESTOS A ELIMINAR.

Suponiendo que el biofiltro está operando a la humedad correcta, algunos otros factores pueden dar lugar a una disminución en el rendimiento del biofiltro. Uno de los factores principales es la solubilidad del compuesto que se quiere eliminar.

Por ejemplo, los compuestos que contienen azufre, tales como mercaptanos, generalmente tienen una baja solubilidad. Varios gases residuales originados del tratamiento de materiales biológicos (lodos, cadáveres, etc.) contienen estos compuestos y pueden ser tratados únicamente cuando las condiciones en el biofiltro sean tales que ocurra una óptima transferencia de compuestos a la fase líquida.

TABLA 3-1. Clasificación de algunos COV's de acuerdo a su degradabilidad.

Alta (org)	Alta (inor.)	Lenta	Muy lenta
Alcoholes	H <sub>2</sub> S	Hidrocarburos (2)	Hidrocarburos halogenados (3)
Aldehidos	NO <sub>x</sub> (el N <sub>2</sub> O no)	Fenoles	Hidrocarburos poliaromáticos
Cetonas	SO <sub>2</sub>	Cloruro de metileno	CS <sub>2</sub>
Éteres	HCl		
Ésteres	NH <sub>3</sub>		
Aminas	PH <sub>3</sub>		
Tioles	SiH <sub>4</sub>		
Otros (1)	HF		

(1) Compuestos que contienen grupos funcionales O; N; o S.

(2) Los alifáticos se degradan más rápido que los aromáticos, tales como xileno, tolueno, benceno, y estireno.

(3) Tales como tricloroetileno, triclorometano, tetracloruro de carbono y pentaclorofenol.

Esto significa que los biofiltros deben tener grandes áreas específicas y largos tiempos de residencia. Este tipo de biofiltración se ve en el tratamiento de gases originados por aguas negras en donde los biofiltros operan a bajos flujos (25 a 50 m<sup>3</sup> de gas m<sup>-3</sup> de empaque h<sup>-1</sup>).

Los compuestos fácilmente biodegradables, tales como aldehídos, ácidos orgánicos, dióxido de azufre, óxidos nitroso y sulfuro de hidrógeno pueden ser retirados hasta en un 98 a 99% en los biofiltros, pero otros compuestos más difíciles de degradar requieren largos tiempos de residencia en el biofiltro para que su concentración sea reducida considerablemente. La Tabla 3-1 muestra una clasificación de algunos compuestos de acuerdo a su degradabilidad y la Tabla 3-2 enlista las capacidades típicas de eliminación de varios compuestos a través de biofiltros.

Los olores generados en las instalaciones industriales generalmente son gaseosos. Los grupos más significativos de compuestos olorosos son compuestos de azufre, de amoníaco y aminas, acetona, fenol y tolueno. La Tabla 3-3 enlista compuestos que están ya sea específicamente identificados, o implicados en la composición de olores.

La alta concentración de un compuesto a eliminar, o de uno de los productos de la oxidación, puede dar lugar a la intoxicación del biofiltro ya que esto inhibe la actividad microbiana. Lo mismo ocurre cuando los productos de oxidación provocan una variación del pH por iones cloruro, sulfato o nitrato.

### 3.4. EL MATERIAL DE EMPAQUE.

Para que un biofiltro opere eficientemente, el material de empaque debe cumplir ciertos requisitos:

- Debe proporcionar un ambiente óptimo para la residencia microbiana.
- Tener una alta capacidad de absorber agua.
- Debe proporcionar grandes superficies activas.
- Debe presentar bajas caídas de presión.
- La compactación deberá ser mínima.
- Espacios libres de poro suficientemente grandes.

Tabla 3-2 Capacidades de eliminación típicas de varios compuestos en biofiltros.

Compuesto	CE máxima <sup>1</sup> g/kg. de turba sec/día	Autor y año del reporte
Metilformamida	35.0	Van Lith et al. 1990
Sulfuro de hidrogeno	5.0	Cho et al. 1991
Butilacetato	2.41	Ottengraf 1986
Butanol	2.41	Ottengraf 1986
N-butanol	2.40	Helmer 1984
Etilacetato	2.03	Ottengraf 1986
Tolueno	1.58	Ottengraf 1986
Metanol	1.35	Van Lith et al. 1990
Metanetiol <sup>2</sup>	0.90	Cho et al. 1991
Disulfuro de dimetilo	0.68 (S)	Cho et al. 1991
Sulfuro de dimetilo	0.38 (S)	Cho et al. 1991
Amoniaco	0.16 (N)	Shoda 1991

<sup>1</sup> Convertido a g/m<sup>3</sup> h asumiendo una densidad media aparente de 40 lb/ft<sup>3</sup>

<sup>2</sup> Mercaptanos de metilo, tales como tricloroetileno, triclorometano, tetracloruro de carbono y pentaclorofenol.  
Referencia: Williams y Miller, 1992a.



Tabla 3-3. Compuestos que están ya sea específicamente identificados, o implicados en la composición de olores.

Nombre	Formula	Peso molecular	punto de ebullición	solubilidad 100g en agua.	Olor	Límites de sensibilidad al olfato		
						Bajo ug/m <sup>3</sup>	ALTO ug/m <sup>3</sup>	ADL ug/m <sup>3</sup>
<b>Compuestos de azufre:</b>								
Sulfuro de hidrógeno	H <sub>2</sub> S	34.1	-60.7	437 ml	huevos podridos	0.7	14	6.7
Oxisulfuro de carbono	COS	60.1	-50.2	50 ml	Acre picante	c	c	-
Disulfuro de carbono	CS <sub>2</sub>	76.1	-46.3	0.22g	azucarado	24.3	23000	665
Sulfuro de dimetilo	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> S	62.1	37.3	insol	col podrida	2.5	50.8	2.5
Disulfuro de dimetilo	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> S <sub>2</sub>	94.2	109.7	insol	sulfuro	0.1	346	-
Trisulfuro de dimetilo	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> S <sub>3</sub>	126.2	165	insol	sulfuro	6.2	6.2	-
Metanetiol	CH <sub>3</sub> SH	48.1	6.2	muy poca	sulfuro, picante	0.04	82	4.2
Etanetiol	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> SH	62.1	35	muy poca	sulfuro, tierroso	0.032	92	2.6
<b>Compuestos que contienen amoniaco y nitrógeno:</b>								
Amoniaco	NH <sub>3</sub>	17.1	-33.4	90g	picante agudo	26.6	39600	36100
Aminometano	(CH <sub>3</sub> )NH <sub>2</sub>	31.6	-6.3	alta	a pescado, picoso	25.2	12000	-
Dimetilamina	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> NH	45.1	7.4	alta	a pescado, amina	84.6	84.6	88.1
Trimetilamina	(CH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> N	59.1	2.9	alta	a pescado, picante	0.08	0.08	0.052
3-metilindola	C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> N	131.2	265	soluble	heces, chocolate	4.0E-5	268	-
<b>Acidos grasos volátiles:</b>								
Metanoico (fórmico)	HC(=O)OH	46.0	100.5	infinito	penetrante mordaz	45.0	37800	-
Eetanoico (Acético)	CH <sub>3</sub> COOH	60.1	118	infinito	vinagre	2500	25000	2500
Propanoico (propiónico)	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> COOH	74.1	141	infinito	rancio, picante	84.0	60000	-
Butanoico (Butírico)	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> COOH	88.1	164	infinito	rancio	1.0	9000	3.7
Pentanoico (Valérico)	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>3</sub> COOH	102.1	187	3.7g	desagra-dable	2.6	2.6	-
3-metilbutanoico (isovalérico)	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH(CH <sub>3</sub> )COOH	102.1	176	4g	queso rancio	52.8	52.8	-
<b>Cetonas:</b>								
Propanona (acetona)	CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	58.1	56.2	infinito	dulce	47500	161000	241000
	CH <sub>3</sub> COCH <sub>2</sub> CH <sub>3</sub>	72.1	79.6	alta	dulce, acetona	737	147000	30000
2-Pentanona	CH <sub>3</sub> COCH <sub>2</sub> CH <sub>2</sub> CH <sub>3</sub>	86.1	102	poca	dulce	28000	45000	-
<b>Otros compuestos:</b>								
Benzotiozola	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> SCIN	135.2	231	infinito	penetrante	442	2210	-
Etanal (acetaldehido)	CH <sub>3</sub> CHO	44.1	24.8	infinito	pasto dulce	0.2	4140	385
Fenol	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> OH	94.1	181.8	soluble	medicina	178	2240	184

Fuente con las referencias: Williams y Miller (1992).

La composta, el fango seco y tierra vegetal, satisfacen bien el primer requisito, pero se requiere un alto poder de absorción, y a la vez de grandes espacios libres en poros. Desafortunadamente, ambas propiedades son mutuamente excluyentes y lo que generalmente se hace, es mezclar uno o varios de ellos con materiales estructurados para mejorar la estabilidad mecánica de soporte y varios materiales de absorción inorgánicos para aumentar la capacidad de respuesta a altas cargas de COV's repentinas (véase como ejemplo, Ottengraf, 1991).

Antes, eran necesarios largos tiempos de residencia (de hasta varios minutos) para alcanzar una alta eficiencia de eliminación, lo que reducía la capacidad operacional de los biofiltros. Esto motivó el desarrollo de investigaciones para la búsqueda de mejores condiciones de operación. Entre estos proyectos, se desarrollaron intensas investigaciones para el desarrollo de mejores materiales filtrantes.

Hoy día, el abono y la turba, o mezclas de estos con trocitos de madera, brezo, corteza, poliestireno o partículas de lava, son los materiales más usados para empacar biofiltros. Estos materiales son añadidos para crear una estructura estable por mayores periodos de tiempo y para reducir la caída de presión hasta menos de 500 Pa/m a una carga superficial de gas hasta de 100-500m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h.

Inicialmente, los sistemas de biofiltración consistían de composta apilada a unos 50 cm de altura, y airada a flujos muy bajos. El uso posterior de lechos más altos y flujos de aire más grandes, implicó una disminución en la eficiencia por efectos de acanalamiento y de compactación, lo que produjo una mayor caída de presión y altos costos de energía.

Los primeros biofiltros (abiertos) permitían que el material de empaque fuera directamente afectado por la lluvia y el calor. Durante los periodos húmedos, el material de empaque sorbía agua e incluso, llegaba a inundarse. Durante los periodos secos, el agua se evaporaba y el material de empaque se secaba y comprimía, precipitando unas capas sobre otras. Este proceso eventualmente causaba una disminución en la actividad biológica, y en el área interfacial fluido-biopelícula. Estos efectos fueron desastrosos para la función de aquellos biofiltros (van Lith, et. al., 1990) y seguramente, también lo fue para los pioneros de esta tecnología, limitados a una investigación lenta, por la naturaleza del proceso, y confusa ante la ausencia de técnicas experimentales estandarizadas.

Poco a poco se han ido desarrollando materiales filtrantes que reducen la compactación sin disminuir la actividad del proceso, tales como mezclas de composta/corteza de árbol, turba/brezo (arbutos, raíces gruesas, trozos de madera etc.), y mezclas de estas con materiales plásticos y/o estructurados.

Una diferencia importante entre la tierra y la composta es que los poros de la tierra son más pequeños y mucho menos permeables (la permeabilidad aumenta con la cuarta potencia del radio de poro). Así, los lechos de tierra requieren una gran área para procesar gases a un gasto y una presión dadas, comparados con los lechos de composta. En los lechos de composta, hay un mejor balance entre la permeabilidad y la capacidad de sorción que en los lechos de tierra fina. Por ello, la composta se recomienda para tratar flujos altos de aire con compuestos fácilmente biodegradables. Para compuestos que requieran mayores tiempos de degradación es mejor utilizar materiales en que se presenten mayores tiempos de residencia.

### 3.5. LA CAÍDA DE PRESIÓN Y EL CONSUMO DE ENERGÍA.

La porosidad del medio puede cambiar con el tiempo debido a los cambios en el contenido de humedad, a la degradación microbiana de la matriz del soporte, y a los procesos de asentamiento y de compactación.

Los cambios en la porosidad afectarán la cantidad de presión que necesitará el gas para poder pasar a través del lecho. Remezclando el lecho, o reemplazándolo periódicamente se puede reducir la caída de presión.

Un sistema de biofiltración, consume energía eléctrica para el compresor de baja presión que repone la caída de presión, así como para sistema de humidificación. Los consumos típicos de potencia para biofiltros están entre 1.8 y 2.5 kWh<sup>-1</sup> por cada 1000 m<sup>3</sup> (5 a 7 kWh<sup>-1</sup> por cada 100,000 scf) pero pueden variar considerablemente, dependiendo del tipo y estado de compactación del material filtrante (Lesón y Winer, 1991).

La selección apropiada del material de empaque, reducirá la caída de presión, pero los intentos por encontrar una ecuación para predecir la caída de presión en un biofiltro no han sido afortunados. Una hipótesis (Williams y Miller, 1992b) es que las características físicas (distribución del tamaño de partícula, espacio disponible de poro, contenido de humedad, densidad aparente, etc.) son tan altamente variables de un medio a otro, que las ecuaciones teóricas pueden no ser válidas, particularmente a las velocidades frontales (flujo volumétrico por unidad de área) típicas de la operación de biofiltros.

#### LA PROFUNDIDAD DEL LECHO.

Generalmente, el lecho de filtración tiene una profundidad de entre 0.5 y 2.5m. Una profundidad de aproximadamente 1m suele ser la más común, ya que permite un tiempo de residencia apropiado. Mayores profundidades de lecho han sido utilizadas intentando minimizar los requerimientos de área, pero se han presentado problemas de distribución como corto circuito, encanalamientos, y compactación con drásticos aumentos en la caída de presión o capacidades de eliminación no satisfactorias. Estos problemas aparecen sobre todo por el intervalo de velocidades de flujo empleadas en los biofiltros.

Algunos fabricantes recomiendan el uso de capas de filtración múltiples para tratar mayores cargas y/o dar mayores tiempos de residencia.

### 3.6. MONITOREO Y CONTROL.

En muchas instalaciones de biofiltración, se requieren puertos de muestreo para verificar la eficiencia del biofiltro y poder verificar su confiabilidad de control. Puesto que las concentraciones de contaminante en la salida del filtro no cambian instantáneamente a variaciones en las condiciones de entrada, las respuestas dinámicas del sistema pueden dar falsos indicios de un control eficiente, por lo que se requieren varios puertos de muestreo como se muestra en la figura 3-3.

Para el monitoreo continuo de carbono orgánico total (COT) se puede utilizar un detector de ionización de flama (DIF) o un detector de fotoionización (DFI). Esto métodos son ampliamente usados en Alemania. El monitoreo simultáneo con dos canales DIF permiten determinar la concentración de COT en el gas de entrada y de salida. Sin embargo en el caso de gases multicomponentes (que es lo más común), los diferentes factores DIF y DFI y las diferentes tasas de eliminación para cada componente, pueden dar lugar a resultados aproximados y por lo tanto un control menos eficiente. Para calibrar los instrumentos se analizan independientemente las muestras tomadas en los puertos de muestreo (mediante cromatografía, por ejemplo).

Para sistemas abiertos las casillas de monitoreo son usadas cubriendo un área definida del filtro, típicamente 1 m<sup>2</sup>. El monitoreo de la velocidad de flujo y del COT en una casilla de salida, permite la determinación de emisiones de COT por unidad de área del filtro mediante un muestreo representativo. Las mediciones son efectuadas en varios lugares para detectar diferencias de comportamiento y variaciones de flujo.

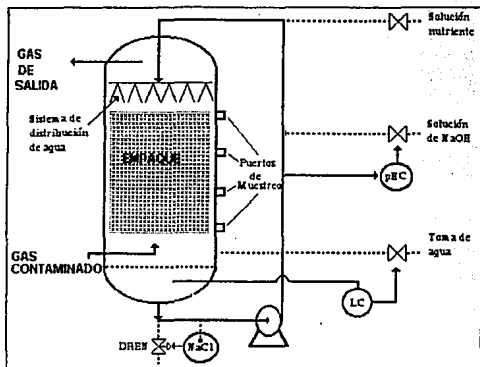


Figura 3-3. Instrumentación típica de un biofiltro experimental.

### 3.7. PERSPECTIVAS TECNOLÓGICAS DE LA BIOFILTRACIÓN.

Desde luego, el avance en el conocimiento fundamental, irá acompañado con el desarrollo de mejoras a la tecnología de biofiltración.

Aunque ya existen varios distribuidores comerciales de sistemas de biofiltración, el diseño de estos sistemas está basado, en gran parte, en la experiencia acumulada y en la experimentación específica con los COV's de interés, así que independientemente de los avances científicos de la biofiltración, las experiencias y los métodos experimentales irán proporcionando cada vez mejores métodos de diseño, estrategias de mantenimiento, mejores soportes y distribuciones homogéneas de humedad y de corriente gaseosa.

## PARTE II. MODELADO.

### 4. MODELOS EXISTENTES DE BIOFILTRACIÓN.

A continuación se presentan los modelos más representativos para describir el comportamiento de un biofiltro. Para cada caso se describe a grandes rasgos el desarrollo del modelo, sus implicaciones, y las principales contribuciones o adelantos que representó en su momento.

#### 4.1. OTTENGRAF Y VAN DEN OEVER (1983).

El primer modelo teórico de un biofiltro, fue desarrollado por Ottengraf y Van den Oever (1983). En este trabajo se postula una cinética de orden cero para representar la microcinética de la reacción de eliminación del sustrato.

Ellos hicieron las siguientes suposiciones:

- Los sustratos son transportados en la biocapa por difusión, la cual puede ser descrita por un coeficiente de difusión efectivo  $D'$ .
- El espesor de la biocapa,  $\delta$ , es pequeño comparado con el diámetro de las partículas del empaque.
- El espesor de la biocapa es constante a lo largo del biofiltro.
- La microcinética de las reacciones de eliminación del sustrato en la biocapa son de orden cero (esto implica suponer un valor muy bajo de la constante de Monod).
- El flujo de la fase gas a través del lecho es de tipo pistón.

Con estas suposiciones, la ecuación diferencial que describe el perfil de concentración del sustrato dentro de la biocapa es:

$$D' \frac{d^2 S}{dx^2} = k \quad \dots (a)$$

donde  $k$  es la constante de la reacción de orden cero. Las condiciones a la frontera son:

$$S = \frac{C}{m} \quad @ \quad x = 0$$

$$\frac{dS}{dx} = 0 \quad @ \quad x = \delta$$

Para estas condiciones, la solución de la ec.(a) queda, en forma adimensional, como:

$$\frac{S}{(C/m)} = 1 + \frac{\phi^2}{2} \left( \left( \frac{x}{\delta} \right)^2 - 2 \left( \frac{x}{\delta} \right) \right) \quad \dots (b)$$

donde

$$\phi = \delta \sqrt{\frac{k}{D'(C/m)}} = \delta \sqrt{\frac{k}{D(C/m)}} \sqrt{\frac{C}{C}} = \phi^{\circ} \sqrt{\frac{C^{\circ}}{C}}$$

es el modulo de Thiele para reacción de orden cero, y  $m$  es el coeficiente de partición.

El módulo de Thiele puede ser interpretado de la manera siguiente (Thiele, 1939): si  $\phi > \sqrt{2}$ , entonces la rapidez global de consumo está determinada por la rapidez de difusión (caso llamado "limitación por difusión") y si  $\phi < \sqrt{2}$ , entonces la rapidez global de consumo está determinada por la rapidez de reacción (caso llamado "limitación por reacción").

El flux interfacial de sustrato desde la fase gas hacia la biopelícula es

$$N = -D' \left. \frac{dS}{dx} \right|_{x=0} = k\delta.$$

La ecuación de balance a lo largo del biofiltro queda como:

$$-U \frac{dC}{dZ} = A_i N = A_i k \delta \quad \{C = C^o \quad @ \quad Z = 0\} \quad \dots (c)$$

que da el perfil

$$\frac{C}{C^o} = 1 - \left( \frac{A_i k \delta}{C^o U} \right) Z = 1 - KZ \quad \dots (d)$$

en donde se ha supuesto que  $\frac{A_i k \delta}{C^o U}$  es constante.

Este modelo predice un perfil lineal de concentración a lo largo del biofiltro, y con el concepto del módulo de Thiele (Thiele, 1939) pueden definirse los casos de control por difusión, y control por reacción.

## 4.2. ERGAS Y COL. (1993).

Ergas y col. (1993) propusieron como modelo de biofiltración una solución analítica para cinética de primer orden. Las suposiciones hechas para el desarrollo de este modelo son:

- La biodegradación ocurre solamente en la película líquida.
- La resistencia interfacial entre la fase gas y la fase líquida es despreciable y la concentración en el líquido de la interfase es la que corresponde al equilibrio con la concentración de la fase gas.
- Las moléculas que del gas se absorben, se transportan en la película líquida por difusión.
- El compuesto para el cual se modela, es el único sustrato limitante de la rapidez global de eliminación.
- La densidad de biomasa en la película líquida es homogénea y constante.
- El flujo de gas a través del lecho es de tipo pistón.
- La geometría de la biopelícula se considera plana.

Con estas suposiciones, y con una cinética de primer orden, la ecuación diferencial que en un estado estacionario describe el balance de masa en la biopelícula es

$$D' \frac{d^2 S}{dx^2} = k_1 S \quad \left\{ \begin{array}{l} S = \frac{C}{m} \quad @ \quad x = 0 \\ \frac{dS}{dx} = 0 \quad @ \quad x = \delta \end{array} \right. \quad \dots (a)$$

donde  $k_1$  es la constante de rapidez para cinética de primer orden que, si se hace la aproximación mediante el modelo de Monod, resulta ser igual a  $\left( \frac{X_v \mu_{max}}{K_s} \right)$ . La solución en forma adimensional es:

$$\frac{S}{(C^*/m)} = (\cosh \phi_1) \left( \sinh \left\{ \phi_1 \left( \frac{x}{\delta} + \phi_1 \right) \right\} \right) \quad \dots (b)$$

donde  $\phi_1$  es el módulo de Thiele propio de una cinética de primer orden, es decir,

$$\phi_1 = \delta \sqrt{\frac{k}{D}}$$

Con esa solución el flux interfacial de sustrato desde la fase gas, hacia la biopelícula es:

$$N = -D \left. \frac{dS}{dx} \right|_{x=0} = k_1 \delta \frac{\tanh \phi}{\phi} (C^*/m)$$

El balance en la fase gas a lo largo del biofiltro queda así:

$$-U \frac{dC^*}{dz} = A_s N = A_s k_1 \delta \frac{\tanh \phi}{\phi} (C^*/m) \quad \{C^* = C^* @ Z=0\} \quad \dots (c)$$

que resulta en

$$\frac{C^*}{C^*} = \exp \left( \frac{A_s k_1 \delta \tanh \phi}{m U} Z \right) = e^{KZ} \quad \dots (d)$$

en donde se ha supuesto que  $K = \frac{A_s k_1 \delta \tanh \phi}{m U}$  es constante.

Este modelo predice un perfil exponencial de concentración a lo largo del biofiltro, y con el concepto del módulo de Thiele (1939) pueden definirse los casos de control por difusión, y el de control por reacción correspondiente a una cinética de primer orden.

A un mismo espesor, los modelos de Ergas y col (1993) y de Oitengraf y Van den Oever (1983) constituyen los casos extremos de orden de reacción.

#### 4.3. VAN LITH Y OTROS (1990).

En este modelo primero se resuelve la ecuación de absorción con reacción en la biopelícula y luego este resultado se incorpora al balance a lo largo del biofiltro, tal como se hace en los modelos anteriores. La trascendencia de este modelo radica en que el espesor activo no es una constante, sino una función no arbitraria de las concentraciones en la fase gas, que varía a lo largo del biofiltro. Con este modelo se han realizado escalamientos semiempíricos exitosos en biofiltración industrial.

Las suposiciones principales son las siguientes:

- Los sustratos son transportados en la biocapa por difusión, la cual puede ser descrita por el coeficiente de difusión en agua.
- El espesor de la biocapa,  $\delta$ , es pequeño comparado con el diámetro de las partículas del empaque (geometría plana).
- La cinética química es de orden cero (o sea que se supone que la constante de Monod es muy pequeña).
- El flujo de la fase gas a través del lecho es de tipo pistón.

La ecuación diferencial del balance para el sustrato dentro de la biocapa es:

$$D \frac{d^2 S}{dx^2} = k \quad \left\{ \begin{array}{l} S = \frac{C}{m} \quad @ \quad x = 0 \\ \frac{dS}{dx} = 0 \quad @ \quad x = \delta \end{array} \right. \quad \dots (a)$$

donde  $k$  es la constante de la reacción de orden cero.

La solución de la ec. (a), en forma adimensional, es

$$\frac{S}{(C/m)} = 1 + \frac{\phi^2}{2} \left( \left( \frac{x}{\delta} \right)^2 - 2 \left( \frac{x}{\delta} \right) \right) \quad \dots (b)$$

que es idéntica a su correspondiente en el modelo de Ottengraf y van den Oever.

Sin embargo, en este modelo se usa como espesor, el espesor activo, que es el espesor de biopelícula en que se degrada el sustrato. En  $\delta$  se debe cumplir que

$$S = 0 \quad @ \quad x = \delta$$

que aplicado a la ecuación (b), permite calcular el valor de  $\delta$ . Despejando queda

$$\delta \sqrt{\frac{k}{D(C/m)}} = \sqrt{2}$$

el término de la derecha es el modulo de Thiele calculado con el espesor activo para una reacción de orden cero y, en este caso, contiene solo una incógnita, que es el espesor. El concepto de espesor activo ya había sido propuesto por Williamson y McCarty (1976) para el estudio de biopelículas bacterianas.

Cuando la reacción es suficientemente rápida, el sustrato se consume antes de transportarse a lo largo de todo el espesor real ( $\phi^2 > 2$ ) y la difusión controla la velocidad del proceso global.

Obteniendo el flux a partir de la ecuación (a) y sustituyendo el valor de  $\delta$ :

$$N = -D \left. \frac{dS}{dx} \right|_{x=0} = k\delta = \frac{k\sqrt{2}}{\sqrt{D(C/m)}} = \sqrt{2kD(C/m)}$$

La ecuación de balance a lo largo del biofiltro queda como:

$$-U \frac{dC}{dz} = A_s N = A_s \sqrt{2kD(C/m)} \quad \{ C = C^0 \quad @ \quad Z = 0 \} \quad \dots (c)$$

que da el perfil

$$\frac{C}{C^0} = 1 - 2 \sqrt{\frac{kD}{2mC^0 U}} A_s Z + \frac{kD}{2mC^0 U^2} A_s^2 Z^2 = 1 - 2KZ + K^2 Z^2 \quad \dots (d)$$

en donde  $K = \sqrt{\frac{kD}{2mC^0 U}} A_s$  es constante.

Este modelo predice un perfil parabólico de concentración a lo largo del biofiltro, y, con el concepto del modulo de Thiele, pueden definirse los casos de control por difusión y de control por reacción. De este modelo se desprende que incluso con orden cero, si se toma en cuenta que el espesor activo varía a lo largo de la columna, entonces la concentración no disminuirá linealmente.



- En un pequeño intervalo de altura, puede considerarse que el espesor activo es constante y que el perfil de concentraciones es lineal, de manera que comparando las ecuaciones (d) de los modelos de Ottengraf y de van Lith, y despreciando el término cuadrático,

$$\frac{k\delta A_1}{C^{\circ} U} \cong 2 \sqrt{\frac{kI}{2mC^{\circ} U}} \frac{A_1}{U} \quad \therefore \delta \cong \sqrt{\frac{2DC^{\circ}}{km}}$$

siendo esto congruente con la expresión para  $\delta$  en el modelo de van Lith. Por supuesto que este desarrollo es puramente matemático, pues las constantes tienen diferente significado puesto que surgen a partir de diferentes suposiciones.

- Puesto que el perfil lineal permite mediante la capacidad de eliminación determinar la capacidad de eliminación como una constante independiente de la altura del biofiltro, es necesario que para perfiles no lineales se defina una capacidad de eliminación local, que indique la cantidad de sustrato consumido por unidad de tiempo y por unidad de volumen de empaque empleado para ello. La capacidad de eliminación local queda definida como  $(K_z = -U \frac{dC}{dz})_z$ .

Debe señalarse además, que el perfil obtenido por el modelo de van Lith corresponde al de máxima eficiencia, pues utiliza el coeficiente de difusión en agua pura, y en el cálculo del espesor no considera ni inhibición por sustratos o productos, ni limitación por oxígeno.

#### 4.4. BALTZIS-SHAREEFDEEN.

Baltzis-Shareefdeen fueron los primeros en incorporar el efecto de la demanda del oxígeno, considerando así, el caso de control por limitación de oxígeno.

Además, estos autores utilizaron por primera vez una cinética no lineal que contempla la variación del pseudo-orden de reacción con la concentración.

Al igual que en el modelo de van Lith, se utilizó el concepto de espesor activo (o efectivo).

##### 4.4.1. RÉGIMEN PERMANENTE (1993).

Baltzis y colaboradores (Baltzis, et. al., 1993) propusieron un modelo para representar el comportamiento del biofiltro tomando en cuenta la posible limitación por oxígeno en la biopelícula y consideraron además la variación en el pseudo-orden de reacción en la cinética a lo largo de la biopelícula. Ellos utilizaron las siguientes suposiciones:

- La concentración del sustrato y la del oxígeno son, en estado estacionario, las únicas variables que determinan la velocidad de reacción.
- La biocapa está formada sobre la superficie exterior de las partículas del empaque, y se puede representar por medio de una geometría plana.
- La difusión dentro de la biopelícula puede describirse mediante un modelo fickiano utilizando el coeficiente de difusión en agua, corregido mediante un coeficiente de difusividad relativa biocapa/agua,  $\omega$ , calculado con la ecuación de Fal, et. al. (1990).
- No existe capa límite en la interfase biocapa/aire. La concentración del componente  $j$ , ( $C_j$ ) en la fase gas esta relacionada con la concentración del componente en la biocapa a través de la expresión  $S_j = C_j/m_j$ , donde  $m_j$  es el coeficiente de distribución para el componente  $j$ .  $m_j$  es constante ( $j$  es oxígeno o sustrato).
- En la fase gaseosa, la concentración no varía en la dirección radial (flujo pistón).

- No existe capa límite en la interfase biocapa/aire. La concentración del componente  $j$ , ( $C_j$ ) en la fase gas esta relacionada con la concentración del componente en la biocapa a través de la expresión  $S_j = C_j/m_j$ , donde  $m_j$  es el coeficiente de distribución para el componente  $j$ .  $m_j$  es constante ( $j$  es oxígeno o sustrato).
- En la fase gaseosa, la concentración no varía en la dirección radial (flujo pistón).
- La densidad de biocapa  $X_V$  es constante a través de la columna, es decir, en todo el equipo existe la misma cantidad de biomasa activa por unidad de volumen.
- Después de las etapas iniciales del proceso, la acumulación de biomasa en la columna es insignificante, o ocurre a un ritmo tan lento que es posible suponer un estado permanente en el biofiltro.

La velocidad de crecimiento específico que utilizaron está descrita por un modelo interactivo, del tipo Andrews para la dependencia con la concentración del sustrato,  $S$ , y una del tipo Monod, para la dependencia con la concentración del oxígeno,  $S_o$ ,

$$\mu = \frac{\mu^* S}{K + S \left(1 + S_i/K_i\right)} \left(\frac{S_o}{K_o + S_o}\right)$$

Con estas consideraciones, Shareefdeen y col. determinaron numéricamente que el espesor activo de la biocapa es del orden de decenas de micras, para la degradación de metanol.

Shareefdeen, et. al. (1993) extendieron el modelo Baltiz-Shareefdeen para biofiltración de mezclas multicomponentes. El efecto del oxígeno es descrito por una ecuación tipo Monod, mientras que el de cada sustrato se describe mediante un modelo tipo Andrews (o Haldane). Este modelo cinético para  $NS$  sustratos, se represento una expresión con la forma general:

$$\mu_j(S_o, S_1, \dots, S_{NS}) = \frac{\mu^* S_o}{K_o + S_o} \cdot \prod_{i=1}^{NS} \left\{ \frac{S_i}{K_i + S_i \left(1 + S_i/K_i\right)} \right\}$$

A continuación se presenta el modelo multicomponente, ya que el caso de la biofiltración de un solo COV es un caso especial de este.

#### BALANCES EN LA BIOCAPA.

Para cada sustrato:

$$\omega D_j \frac{\partial^2 S_j}{\partial x^2} = \frac{X_V}{Y_j} \mu_j(S_o, S_1, \dots, S_m) \quad \begin{cases} S_j = C_j^0 / m_j & @ \quad x = 0 \\ \frac{dS_o}{dx} = 0 & @ \quad x = \delta^* \end{cases}$$

y para el oxígeno:

$$\omega D_o \frac{\partial^2 S_o}{\partial x^2} = - \sum_{j=1}^m \frac{X_V}{Y_{oj}} \mu_j(S_o, S_1, \dots, S_m) \quad \begin{cases} S_o = C_o^0 / m_o & @ \quad x = 0 \\ \frac{dS_o}{dx} = 0 & @ \quad x = \delta^* \end{cases}$$

En las condiciones a la frontera,  $\delta^*$  corresponde al espesor efectivo, concepto que Baltiz y col. adoptaron de Williamson y McCarty (1976).

## FORMA ADIMENSIONAL.

Para adimensionar las ecuaciones anteriores, se realizan los siguientes cambios de variable:

$$\begin{aligned} \gamma_j &= \frac{K_j}{K_{j1}} & \bar{S}_j &= \frac{S_j}{K_j} \\ \eta_j &= \frac{A_s \omega D_j H K_j}{\delta U C_i^0} & \bar{C}_j &= \frac{C_j}{C_i^0} \\ \phi_j^2 &= \frac{\mu^0 \delta^2 X_{Vj}}{\omega D_j K_j Y_j} & \theta &= \frac{x}{\delta} \\ \lambda_j &= \frac{Y_j K_j D_j}{Y_o K_j D_j} & z &= \frac{Z}{H} \end{aligned}$$

Después de hacer las sustituciones apropiadas, para la biopcapa se obtienen los siguientes balances en forma adimensional:

$$\frac{d^2 \bar{S}_j}{d\theta^2} = \phi_j^2 \frac{\bar{S}_o}{1 + \bar{S}_o} * \prod_{j=1}^n \frac{\bar{S}_j}{1 + \bar{S}_j + \gamma_j \bar{S}_j^2} \quad \left\{ \begin{array}{l} \bar{S}_j = \left( \frac{C_i^0}{K_j m_j} \right) \bar{C}_j \quad @ \quad \theta = 0 \\ \frac{d\bar{S}_j}{d\theta} = 0 \quad @ \quad \theta = 1 \end{array} \right.$$

para cada sustrato  $i$ , y

$$\frac{d\bar{S}_o}{d\theta} = \sum_{j=1}^n \left\{ \phi_j^2 \lambda_j * \frac{\bar{S}_o}{1 + \bar{S}_o} * \prod_{j=1}^n \frac{\bar{S}_j}{1 + \bar{S}_j + \gamma_j \bar{S}_j^2} \right\} \quad \left\{ \begin{array}{l} \bar{S}_o = \left( \frac{C_o^0}{K_o m_o} \right) \bar{C}_o \quad @ \quad \theta = 0 \\ \frac{d\bar{S}_o}{d\theta} = 0 \quad @ \quad \theta = 1 \end{array} \right.$$

para el oxígeno.

Los balances en forma adimensional, a lo largo del biofiltro, son:

$$\frac{d\bar{C}_i}{dz} = \eta_i \left[ \frac{d\bar{S}_j}{d\theta} \right]_{\theta=0} \quad \left\{ \bar{C}_i = \bar{C}_i^0 \quad @ \quad z=0 \right\}.$$

## 4.4.2. RÉGIMEN DINÁMICO (1994).

Baltzis y col. (1994) han propuesto un modelo transiente de biofiltración, pero aún no se concluye su comprobación experimental. Quizá a mediados de 1995 se sometan a publicación los primeros análisis de este modelo.

## BALANCES EN LA FASE GAS.

Contaminantes ( $j = 1, NS$ ):

$$\varepsilon \frac{\partial \bar{C}_j}{\partial t} = -U \frac{\partial \bar{C}_j}{\partial Z} + D_o a_{j,z} \left( \frac{\partial \bar{C}_j}{\partial x} \right)_{x=0} - k_o (1-\alpha) a_{j,z} (C_j - C_j^*)$$

Oxígeno:

$$\varepsilon \frac{\partial \bar{C}_o}{\partial t} = -U \frac{\partial \bar{C}_o}{\partial Z} + D_o a_{o,z} \left( \frac{\partial \bar{C}_o}{\partial x} \right)_{x=0}$$

con las condiciones iniciales:

$$\left. \begin{array}{l} C_i = C_i^0 \\ C_o = C_o^0 \end{array} \right\} @ \quad \begin{cases} t = 0 \\ Z = 0 \end{cases}$$

$$\left. \begin{array}{l} C_i = C_i(Z) \\ C_o = C_o(Z) \end{array} \right\} @ \quad \begin{cases} t = 0 \\ 0 < Z \leq H \end{cases}$$

y las condiciones a la frontera:

$$\left. \begin{array}{l} C_i = C_i(t) \\ C_o = C_o(t) \end{array} \right\} @ \quad \begin{cases} t > 0 \\ Z = 0 \end{cases}$$

#### BALANCES DE LA FASE SÓLIDA.

En la fase sólida sólo se consideran los balances de los sustratos, pues la concentración del oxígeno en la fase gas es casi constante a lo largo del biofiltro.

$$(1 - \epsilon) \rho_p \frac{\partial X_{p,i}}{\partial t} = k_d (1 - \alpha) a_{p,i} (C_i - C_i^*)$$

con las condiciones iniciales:

$$C_{p,i} = C_{p,i}(Z) @ \quad \begin{cases} t = 0 \\ Z = 0 \end{cases}$$

#### BALANCES EN LA BIOCAPA.

Finalmente, en la biopelícula el balance para cada sustrato a una altura  $h$  del biofiltro es:

$$\frac{\partial S_i}{\partial t} = \omega D_i \frac{\partial^2 S_i}{\partial x^2} - \frac{X_p}{Y_i} \mu_j(S_0, S_1, \dots, S_m)$$

y para el oxígeno:

$$\frac{\partial S_o}{\partial t} = \omega D_o \frac{\partial^2 S_o}{\partial x^2} - \sum_{j=1}^m \frac{X_p}{Y_{o,j}} \mu_j(S_0, S_1, \dots, S_m) \quad \dots (b)$$

Con las condiciones a la frontera:

$$S_i = \frac{C_i}{m_i} @ \quad x = 0 \quad \forall \quad t \geq 0$$

$$\frac{\partial S_i}{\partial x} = 0 @ \quad x = \delta \quad \forall \quad t \geq 0$$

y las condiciones iniciales:

$$S_i^0 = \frac{C_i^0}{m_i} @ \quad x = 0; \quad t = 0; \quad Z = 0$$

$$S_i = \frac{C_i(Z)}{m_i} @ \quad x = 0; \quad t = 0; \quad 0 < Z \leq H$$

$$S_i = \frac{C_i(x)}{m_i} @ \quad 0 < x \leq \delta; \quad t = 0; \quad Z \geq 0$$

#### 4.5. DEVINNY-MEDINA-HODGE (1991).

Desde un punto de vista diferente, Hodge, et. al. (1991), describen el comportamiento de un biofiltro mediante el balance de materia en un elemento de empaque representativo y no en un elemento diferencial de la biopelícula.

A régimen permanente, de este modelo se deriva una expresión exponencial para el perfil de concentración a lo largo del biofiltro.

La sencillez del aparato matemático empleado en su modelo les permitió, además, desarrollar las ecuaciones para el comportamiento dinámico del biofiltro.

La concordancia con los datos experimentales es satisfactoria para la concentración del sustrato en régimen estacionario, pero no para amplios intervalos de concentración, ni para régimen dinámico.

Su metodología esta basada en considerar una cinética de degradación global, por unidad de tiempo y por unidad de volumen de empaque, sin intentar describir lo que sucede a escala celular o dentro de la biopelícula. Suponiendo una cinética global de primer orden, ellos obtubieron una solución analítica a régimen permanente.

El balance a régimen transiente para la fase gas en el medio poroso es:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_{ax} \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - V \frac{\partial C}{\partial z} - \left( \frac{1-\theta}{\theta} \right) k (K_H C - C_{sl}) \quad \dots (a)$$

donde  $D_{ax}$  es el coeficiente de dispersión axial en el empaque del biofiltro.

Para la pseudofase sólido-líquido, si se desprecia la dispersión, el balance queda:

$$\frac{\partial C_{sl}}{\partial t} = k (K_H C - C_{sl}) - b C_{sl} \quad \dots (b)$$

Despejando el término  $k(K_H C - C_{sl})$  de la ec.(b), y sustituyendo en (a)

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_{ax} \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - V \frac{\partial C}{\partial z} - \left( \frac{1-\theta}{\theta} \right) \left( \frac{\partial C_{sl}}{\partial t} + b C_{sl} \right) \quad \dots (c)$$

en equilibrio

$$C_{sl} = K_H C$$

y si se supone que el equilibrio se alcanza rápidamente,

$$\frac{\partial C_{sl}}{\partial t} = K_H \frac{\partial C}{\partial t}$$

de manera que (c) puede arreglarse para dar:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \frac{D_{ax}}{R} \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{V}{R} \frac{\partial C}{\partial z} - \frac{b}{R} C_{sl} \quad \dots (d)$$

donde

$$R = 1 + \left( \frac{1-\theta}{\theta} \right) K_H$$

es el factor de retardo y representa la cantidad relativa de masa del sustrato por unidad de volumen total (fase gas y pseudofase sólido-líquido) y la masa del sustrato en fase gas.

Este tratamiento contempla, el efecto de la porosidad del medio sobre el comportamiento dinámico del biofiltro.

A régimen permanente, la ec.(d) se reduce a

$$D_{ax} \frac{\partial^2 C}{\partial Z^2} - V \frac{\partial C}{\partial Z} - bC = 0 \quad \dots (e)$$

que en forma adimensional queda como:

$$\left( \frac{D_{ax}}{VH} \right) \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial \bar{z}^2} - \frac{\partial \bar{C}}{\partial \bar{z}} - \left( \frac{bH}{V} \right) \bar{C} = 0 \quad \dots (f)$$

donde

$$\bar{C} = C/C^0, \text{ y } z = Z/H$$

teniendo la solución:

$$C = C^0 e^{W(z/H)} \quad (g)$$

donde

$$W = H \left( \frac{V - (V^2 + 4D_{ax}bK_m)^{1/2}}{2D_{ax}} \right)$$

La ec.(g) permite diferenciar conceptualmente los casos extremos de muy alta y de muy baja velocidad.

Para una velocidad intersticial muy alta,  $W \cong 0$ , de manera que  $C = C^0$  para toda  $Z$ . En este caso extremo, la velocidad es tan alta, que no se presenta la disolución o la biodegradación del sustrato, y el biofiltro tiene, como se esperaba, un mal desempeño.

En el caso opuesto,  $W \cong H \left( \frac{-bK_m}{D_{ax}} \right)^{1/2}$ , y la ec.(g) se convertiría en la curva de conversión máxima alcanzable, pero tomando en cuenta la dispersión, es decir, ya no se hace la suposición de flujo pistón.

Una conclusión importante que se puede obtener de este modelo, es que el efecto del coeficiente de dispersión sobre la capacidad de eliminación es, aproximadamente, inversamente proporcional a su raíz cuadrada.

## 4.6. PERSPECTIVAS Y RECOMENDACIONES EN EL DESARROLLO Y EL USO DE MODELOS DE BIOFILTRACIÓN.

Cuando se desee verificar a grandes rasgos la factibilidad de emplear sistemas de biofiltración para la eliminación de COV's, es recomendable utilizar primero el modelo de van Lith que es el que representa el caso límite de máxima eliminación, tanto por cinética (orden de reacción e inhibición), como por difusión, por espesor activo y por limitación de oxígeno.

Si se trabaja a bajas concentraciones, es recomendable utilizar en primera aproximación, el modelo de Ergas para estimar la concentración de salida que puede alcanzarse.

Es aconsejable determinar la constante  $K$  del modelo directamente de datos experimentales para cada modelo. De esta manera, se utiliza la forma del modelo teórico, pero se evita el tener que estimar cantidades tales como espesor activo, difusión efectiva y la constante cinética. Además, queda implícita la corrección de errores de medición, y resta sólo el análisis de varianzas.

También es recomendable utilizar varios modelos en la descripción de varias etapas del biofiltro. Por ejemplo, cerca de la entrada, si la concentración del COV es moderada o alta se puede emplear el modelo de Ottengraf, cerca de la salida, cuando la concentración es baja, el modelo de Ergas, y en la zona intermedia es una buena aproximación el modelo de van Lith.

Una vez que el comportamiento del biofiltro a régimen permanente ha sido caracterizado paraméricamente mediante un ajuste de los datos experimentales, puede emplearse un modelo más complicado como el de Baltziz para un proceso de escalamiento y de optimización.

Si se quiere tomar en cuenta el efecto de la variación del pH, de la temperatura, o de la humedad, deberá caracterizarse el comportamiento del biofiltro para cada conjunto de condiciones deseadas ya que, hasta el momento, los modelos propuestos no son capaces de describir matemáticamente el efecto de dichos parámetros. En el caso del pH, puede hacerse una aproximación realizando el balance de electrones libres y de producción de CO<sub>2</sub> y utilizar una ecuación de rapidez para la cinética que contenga la funcionalidad con el pH.

El modelo de Devanny involucra solamente dos parámetros medibles experimentalmente. En cambio, el modelo de Baltziz es mucho más complicado, pero permite determinar a cada altura del biofiltro qué proceso limita la rapidez global de eliminación y los perfiles de concentración en la biocapa.

Quizá el método de promedio volumétrico (véase por ejemplo Bear, 1988; Ochoa Tapia, 1994; Quintard y Whitaker, 1993) ofrezca buenas alternativas para los casos en que intervienen mezclas multicomponentes de composición no bien determinada o en los que se desee tomar en cuenta explícitamente otros factores, tales como la morfología del empaque (en balances de elemento de empaque), la distribución de sitios activos en la biocapa (balance en un elemento de la biocapa) o la estructura celular (balance sobre un elemento representativo del interior del microorganismo promedio o elemento representativo del consorcio microbiano). El tratamiento teórico de la biofiltración ofrece un ancho panorama de alternativas, que deben ser validadas a través de resultados experimentales.

## 5. MODELO PROPUESTO.

El propósito principal de este trabajo de tesis es el desarrollo de un modelo matemático de biofiltración. Para esto, se ha optado por un enfoque de sistemas. El modelado estructurado y jerarquizado están dentro de este rubro y son los estilos que se utilizan en este trabajo.

Con el enfoque jerarquizado, primero se analizan los procesos individualmente, desde los que se presentan a una mayor escala hasta los moleculares. Luego, en el enfoque jerarquizado, se hace un análisis de la relación entre las expresiones que describen los procesos a diversas escalas, empezando por las que describen los procesos de menor escala y terminando con las que corresponden a los procesos macroscópicos. En esta etapa surgen, de manera natural, las condiciones de frontera, las relaciones y las desigualdades que "cierran" el modelo. El nombre de jerarquizado para este enfoque, se debe a que antes que nada se debe establecer el orden jerárquico en que se van a estudiar los fenómenos. Este orden se refiere a sus escalas y sus influencias mutuas. El orden jerárquico se establece a priori de manera aproximada a fin de simplificar el análisis lo más posible. Por supuesto, esta jerarquización requiere de cierta habilidad e ingenio.

El modelado estructurado se refiere a considerar los diversos fenómenos o procesos que tienen lugar en el sistema global como subsistemas. Cada subsistema se estudia como si ocurriese de manera aislada y se desarrolla su modelo particular. Después se integra el modelo completo y, a partir de las condiciones de frontera e iniciales que se obtienen en el análisis de cada subsistema, se simula el sistema completo en su estado inicial, se determina, bajo esas condiciones, cual es la evolución de cada subsistema y se define entonces en el siguiente estado del sistema para lo cual de nuevo se analiza el comportamiento de cada subsistema como si fuera independiente de los demás, pero bajo las condiciones que prevalecen en su ambiente, el cual se integra por los demás subsistemas, y así sucesivamente.

El enfoque estructural difiere del jerarquizado porque la forma en que se hace explícita la relación entre diferentes procesos es diferente. Además, en el modelo jerarquizado los subsistemas de análisis se determinan a partir de sus dimensiones físicas, mientras que en el enfoque estructurado se pueden definir relaciones entre escalas no consecutivas, y de hecho esa es una de sus ventajas, aunque sea más abstracto.

Aunque estos enfoques pueden parecer simples e incongruentes con la realidad, ofrecen las ventajas de ser sistemáticos y aplicables a cualquier proceso por complejo que sea. De hecho los modernos enfoques de modelado y simulación de sistemas complejos se basan en estos estilos de modelación que tienen diferentes escuelas, a saber, la soviética (modelado jerarquizado) y la alemana (modelado estructurado).

Para mayores detalles sobre la modelación estructurada y jerarquizadas, puede consultarse el anexo correspondiente.

Algunos parámetros del modelo podrán ser correlacionados o estimados, y en el apartado 6.4 se discute sobre los parámetros que requieren determinarse experimentalmente.

A continuación se presenta un modelo en tres formas. La primera forma corresponde al régimen dinámico, que considera la existencia de las tres fases. La segunda forma es de régimen permanente también multifásico. La tercera es una aproximación en régimen dinámico a un medio continuo, que no implica la solución de ecuaciones para varias fases.

Las características deseadas en el modelo desarrollado están relacionadas con la investigación fundamental y son:

- calcular la capacidad de eliminación de un biofiltro,



- anticipar el comportamiento dinámico de un sistema de biofiltración,
- realizar un estudio paramétrico de los efectos de las condiciones de operación sobre la eficiencia de la eliminación,
- simular biofiltros en diferentes modos de operación para definir estrategias de control y desarrollar sistemas optimizados para el tratamiento de emisiones de COV's,
- identificar los límites de operación eficaz de un biofiltro dado, y
- auxiliar y guiar el diseño de experimentos sobre biofiltración.

Actualmente, esta última característica es una de las más importantes.

No deben confundirse los diferentes objetivos que se pretenden cumplir con un solo modelo. Los modelos que a continuación se presentan son de los llamados "modelos complejos de aprendizaje" (Thoenes, 1980). Este tipo de modelos permiten realizar estudios fundamentales y hacer extensiones de diversos resultados experimentales. Sin embargo, para fines más prácticos, los modelos "de aplicación" pueden ser más exactos, más sencillos de determinar. Estos son generalmente desarrollados empíricamente, sin tener que conocer detalles del sistema, sino solo de su comportamiento real.

Con los modelos que se presentan a continuación, también se espera simular el funcionamiento de sistemas que involucren varias tecnologías de tratamiento y preparar así, paquetes tecnológicos para tratamiento de emisiones contaminantes.

## 5.1. MODELO EN EL RÉGIMEN DINÁMICO.

Los balances que se presentan en la sección 5.6 no son independientes ya que el balance a escala mesoscópica está relacionado con el de escala microscópica mediante la ecuación (31). Se pueden resolver las ecuaciones de balance microscópico en la biopelícula y de ahí resolver el balance mesoscópico de la fase gas, de cuya solución, puede determinarse la tasa de adsorción en la interface sólido-gas a cada altura del biofiltro.

En este modelo se considera por separado cada especie en cada fase. La numeración de las ecuaciones corresponde a la de la sección 5.6.

EN LA BIOCAPA:

Las ecuaciones a escala microscópica, de acuerdo con la estequiometría de la Tabla 5.6-3, son:

$$\frac{\partial S_i}{\partial t} = \omega_i D_i \frac{\partial^2 S_i}{\partial x^2} - \frac{X_p}{Y_i} \mu_i \quad \dots (24)$$

$$\frac{\partial S_0}{\partial t} = \omega D_0 \frac{\partial^2 S_0}{\partial x^2} - \sum_{j=1}^N \frac{X_p}{Y_{0j}} \mu_j (S_0, S_1, \dots, S_N)$$

donde

$$\mu_i = \mu_i(S_0, S_1, \dots, S_{NS}) = \frac{\mu^* S_0}{K_0 + S_0} \prod_{j=1}^{NS} \left( \frac{S_j}{K_{i,j} + S_j \left( 1 + \frac{S_j}{K_{i,j}} \right)} \right) \quad \dots (22)$$

y

$$\omega = 1 - \frac{0.43 X_p^{0.92}}{11.19 + 0.27 X_p^{0.99}}$$

Las condiciones inicial y a la frontera para las ec.(24) son:

$$S_i = S_i^0(x) \quad @ \quad t = 0 \quad \dots (25a)$$

$$S_i = C_i / m_i \quad @ \quad x = 0 \quad \dots (25b)$$

$$\frac{\partial S_i}{\partial x} = 0 \quad @ \quad x = \delta^* \quad \dots (25c)$$

con la restricción de que

$$S_i \geq 0 \quad \dots (26)$$

El valor de  $\delta^*$  está dado por el valor más pequeño de  $\delta^*$  que satisfaga al menos una de las siguientes condiciones, en este orden de prioridad:

$$\delta^* = x \leq \delta \quad \text{si en } x \quad S_{\text{oxígeno}} = 0 \quad \dots (27a)$$

$$\delta^* = x \leq \delta \quad \text{si en } x \quad S_i = 0 \text{ para todos los sustratos} \quad \dots (27b)$$

$$\delta^* = x = \delta \quad \text{si en } x = \delta \quad \begin{array}{l} S_{\text{oxígeno}} > 0 \text{ y, a la vez,} \\ S > 0 \text{ para al menos un sustrato} \end{array} \quad \dots (27c)$$

donde  $\delta$  es el espesor verdadero de la película que depende, a su vez, de la humedad, de la naturaleza del empaque, etc.

#### LA BIOMASA.

Resolviendo las ecuaciones (24) se puede realizar el cálculo de muerte y de crecimiento de biomasa en cada altura del biofiltro mediante las siguientes ecuaciones:

$$\frac{\partial}{\partial t} X_V = \left( \sum_{j=1}^n \frac{Y_j}{\delta} \omega_j D_j \left[ \frac{\partial S_j}{\partial x} \right]_{x=0} \right) - X_V \cdot \mu_D$$

$$\frac{\partial}{\partial t} X_D = X_V \cdot \mu_D$$

Sujetas a las condiciones iniciales de:

$$X_V = X_V(Z) \quad @ \quad t = 0$$

$$X_D = X_D(Z) \quad @ \quad t = 0$$

#### FASE GASEOSA.

$$\frac{\partial(C_i \xi)}{\partial t} = - \frac{\partial}{\partial Z} (UC_i) + D_i \frac{\partial^2(C_i \xi)}{\partial Z^2} + \omega_i D_i \left[ \frac{\partial S_i}{\partial x} \right]_{x=0} a_{i-s} - \left( C_{\text{equil}(s-s)} - C_i^{u/s} \right) K_i^{s-1} a_{s-1} \quad \dots (29a).$$

con las condiciones iniciales:

$$C_i = C_i(Z) \quad @ \quad \begin{cases} t = 0 \\ 0 \leq Z \leq H \end{cases}$$

y las condiciones a la frontera:

$$UC_i^0 = UC_i - D \frac{\partial(C_i \xi)}{\partial Z} \quad @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z = 0 \end{cases}$$

$$\frac{\partial(C_i \xi)}{\partial Z} = 0 \quad @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z \rightarrow \infty \end{cases}$$

FASE SÓLIDA.

$$\frac{\partial(C_i^{s/s})}{\partial t} = \left( C_i^{s/s} - C_i^{l/s} \right) K_i^{s \rightarrow l} a_{s \rightarrow l} \left( \frac{(1-\gamma\kappa)}{(1-\xi)} \right) \quad \dots (12c)$$

donde

$$\kappa = \left( \frac{\rho_s}{\epsilon \rho_{H_2O}} \right)$$

siendo  $\rho_s$  la densidad aparente del material de empaque seco.

La condición inicial para el balance en la fase sólida es:

$$C_i^s = C_i^s(Z) \quad @ \quad t = 0$$

La variación de la concentración de  $i$  en la fase sólida queda implícita en la ecuación de transferencia de masa que involucra el perfil de concentraciones de  $i$  en fase gas a lo largo del biofiltro.

## 5.2. MODELO EN EL RÉGIMEN PERMANENTE.

En realidad, nunca se alcanza el régimen permanente del biofiltro. Lo único que puede suponerse es que después de las etapas iniciales de biofiltración, cuando se trabaja a condiciones constantes, la acumulación de biomasa en el empaque es insignificante, o bien, ocurre a un ritmo muy lento. Además, se puede considerar que la humedad permanece constante, si la cantidad que se evapora y se pierde del biofiltro es igual a la que se introduce y se condensa en su interior.

De esta manera, del modelo dinámico se puede obtener el siguiente modelo de régimen permanente, haciendo cero las variaciones con respecto al tiempo, y considerando los equilibrios interfásicos que habrán de existir en tal circunstancia.

EN LA BIOCAPA:

$$\omega_l D_l \frac{\partial^2 S_i}{\partial x^2} = \frac{X_{V_i}}{Y_i} \mu_i$$

$$\omega_l D_l \frac{\partial^2 S_{O_2}}{\partial x^2} = \sum_{j=1}^m \frac{X_{V_j}}{Y_{O_2,j}} \mu_j \quad \dots (24)$$

$$\omega_l D_{CO_2} \frac{\partial^2 N_{CO_2}}{\partial x^2} = - \sum_{j=1}^m \frac{X_{V_j}}{Y_{CO_2,j}} \mu_j$$

donde igual que en el modelo dinámico,  $\mu_i$  está dada por la ecuación (22).

Con condiciones a la frontera

$$S_i = S_{i,l} \quad @ \quad x = 0 \quad \dots (25b)$$

$$\frac{\partial S_i}{\partial x} = 0 \quad @ \quad x = \delta^* \quad \dots (25c)$$

con la restricción de que

$$S_i \geq 0 \quad \dots (26)$$

El valor de  $\delta^*$  está dado por el valor las mismas condiciones que en el modelo dinámico.

Resolviendo las ecuaciones para la biocapa se puede determinar  $\left[ \frac{\partial \bar{C}_i}{\partial x} \right]_{x=0}$  y entonces poder resolver las ecuaciones a escala mesoscópica:

FASE GASEOSA.

$$\frac{\partial}{\partial Z} (u^* C_i^*) - D_i^* \frac{\partial^2 C_i^*}{\partial Z^2} = \omega_i D_i \left[ \frac{\partial \bar{C}_i}{\partial x} \right]_{x=0} \alpha_{i-x}$$

con las condiciones a la frontera:

$$u C_i^0 = u^* C_i^* - D \frac{\partial C_i^*}{\partial Z} \quad @ \quad Z = 0$$

$$\frac{\partial C_i^*}{\partial Z} = 0 \quad @ \quad Z \rightarrow \infty$$

### 5.3. APROXIMACIÓN A UN MEDIO PSEUDOCONTÍNUO.

En 5.6.4 se desarrolla una exposición teórica para justificar la siguiente aproximación del modelo dinámico a un medio pseudocontinuo. Para cada sustrato,

$$(1 + \phi) \frac{\partial (C_i, \xi)}{\partial t} = - \frac{\partial}{\partial Z} (u^* C_i, \xi) + D_i^* \frac{\partial^2 (C_i, \xi)}{\partial Z^2} + \omega_i D_i \left[ \frac{\partial \bar{C}_i}{\partial x} \right]_{x=0} \alpha_{i-x}$$

con las condición inicial

$$C_i = C_i(Z) \quad @ \quad \begin{cases} t = 0 \\ 0 \leq Z \leq H \end{cases}$$

y las condiciones a la frontera

$$u C_i^0 = u C_i - D \frac{\partial (C_i, \xi)}{\partial Z} \quad @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z = 0 \end{cases}$$

$$\frac{\partial (C_i, \xi)}{\partial Z} = 0 \quad @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z \rightarrow \infty \end{cases}$$

y con  $\left[ \frac{\partial \bar{C}_i}{\partial x} \right]_{x=0}$  determinado de la misma manera que en el modelo dinámico heterogéneo, y que puede representarse como una correlación con las concentraciones de los sustratos en la fase gas, obtenida numéricamente mediante el modelo de régimen permanente.

$\xi$  es la porosidad dinámica que caracteriza la distribución de pasajes de flujo en el empaque y depende principalmente de la velocidad del flujo gaseoso, del contenido de humedad en el material de empaque, de la distribución de tamaño de partícula, de la densidad aparente y de la porosidad estática (medida sin estar en condiciones de flujo). Al mismo tiempo,  $\xi$  influye sobre la distribución de tiempos de residencia y sobre el grado de mezclado entre los EER que conforman el lecho de filtración.

$\alpha$  determina el área interfacial entre la película líquida donde se llevan a cabo las reacciones y el flujo gaseoso en el que se encuentran los compuestos a degradar. Su magnitud depende del porcentaje de humedad en el empaque, de las energías de superficie sólido-líquido y líquido-gas, así como del grado de saturación de la corriente gaseosa, la presión de vapor del agua (influencia de la humedad y la rapidez de evaporación), y la velocidad de flujo. Sin

duda, el valor de  $\alpha$  determina en gran medida la eficiencia de la biofiltración, ya que la rapidez de eliminación depende linealmente de este parámetro, y mientras que  $\alpha$  puede variar en órdenes de magnitud de un empaque a otro, los demás parámetros pueden ser menos sensibles a un procedimiento de optimización.

$\phi_i$  representa el equilibrio de una especie entre la corriente gaseosa y la fase estacionaria en el biofiltro. El término  $(1+\phi_i)$  representa un factor de retraso causa-efecto.  $\phi_i$  depende de la volatilidad relativa de la especie, del área específica, de la distribución de tamaño de poros e intersticios, de la capacidad de adsorción del material sólido, y de la composición de fase gas.  $\phi_i$  puede ser importante en la elección de una estrategia de control, y además tiene un efecto importante en la distribución de tiempos de residencia, específicamente en lo que respecta a determinar cuanto tiempo está una especie en fase gaseosa móvil y cuanto tiempo está la fase estacionaria.

$D_i^r$  representa el coeficiente de dispersión de la especie  $i$ . Su valor depende de la naturaleza intrínseca de la especie  $i$ , del medio gaseoso en el que se da la difusión, de la geometría del empaque, de la velocidad del flujo gaseoso y de la tortuosidad del medio.

$r_i$  el término de reacción incluye, tal como se especifica en su definición, un cambio de variables.  $r$  representa la velocidad de reacción en la fase líquida por unidad de área interfacial líquido-gas móvil, en función de las concentraciones en la fase gaseosa móvil, de manera que debe incluir explícita o intrínsecamente la correspondencia entre la concentración en fase gas y la concentración en fase líquida. Además, debe incluir los efectos de difusión en la capa líquida, ya que al determinar la velocidad de reacción lo que importa es la conversión global dentro de un EER. La funcionalidad entre  $r$  y la concentración, hace implícita la suposición de espontaneidad ya mencionada arriba para el caso de suma de fluxes interfaciales.

Las condiciones inicial y de frontera que debe satisfacer el conjunto de ecuaciones es el siguiente:

$$C_i = C_{i0} \text{ de régimen permanente} = C_i^{mencal}(Z) \quad @ \quad t = 0$$

$$U(C_i^* - C_i^* - 1) \frac{\partial C_i^*}{\partial Z} \quad @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z = 0 \end{cases}$$

$$\frac{\partial C_i^*}{\partial Z} = 0 \quad @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z \rightarrow \infty \end{cases}$$

## 5.4. COMPARACIÓN ENTRE EL MODELO PROPUESTO Y LOS MODELOS ANTERIORES.

El desarrollo modelos matemáticos de sistemas de biofiltración, es indispensable para comprender los fenómenos que tienen lugar en el equipo, permitir su optimización, su control o su adecuado escalamiento. Sin embargo, el desarrollo de un modelo, su comprobación y su aceptación general no es fácil de lograr. Son muchos los fenómenos involucrados, y en modelos de pocos parámetros, cada parámetro que se determina experimentalmente tiene un valor útil solo en un estrecho margen de condiciones de operación.

La ausencia de modelos más generales dificulta los procedimientos de escalamiento y de optimización. Además, los modelos simplificados reducen la confiabilidad y la generalidad de los

resultados en el desarrollo tecnológico y científico de la biofiltración, ofreciendo poca interpretación física de los datos experimentales obtenidos con tanto esfuerzo.

Pero entre más general es un modelo, más difícil es: 1) determinar los parámetros que involucra, 2) probar la consistencia paramétrica y 3) demostrar su confiabilidad, en predecir comportamientos no observados aún.

Los modelos que se han propuesto hasta ahora, han simplificado muchos aspectos del biofiltro. Sin embargo, cada uno tiene méritos propios y, en su momento, ha tenido relevancia conceptual y práctica. Cada modelo ha contribuido a la elucidación de los efectos de la cinética, de la carga, de la difusión, etc. y no se debe menospreciar su importancia por su sencillez, o por sus desventajas, sino por lo contrario, se deben valorar justamente, ya que cada uno ha servido de ilustración a sus sucesores, ha brindado información valiosa y ha facilitado el diseño de biofiltros que actualmente trabajan con altas eficiencias. Como ha dicho Rutherford Aris, pionero de la moderna ingeniería de las reacciones químicas: las buenas simplificaciones, son muy sofisticadas.

Tabla 5.1. Comparación del modelo propuesto con otros modelos

Modelo	Cinética de crecimiento	Cinética de mineralización	Difusividad en la biopelícula	Espesor de biopelícula	Dispersión	Componentes
Ottengraff	Orden cero	No considerada	Constante	Constante	No considerada	Un sustrato
van Lith	Orden cero	No considerada	Constante	Activo	No considerada	Un sustrato
Ergas	Primer orden	No considerada	Constante	Constante	No considerada	Un sustrato
Baltzis	Con inhibición	No considerada	Depende de la densidad de la biomasa	Activo	No considerada	Varios sustratos y O <sub>2</sub>
Devanny	Global, orden cero	No considerada	-----	-----	Tipo Fickiana	Un sustrato
Propuesto	Inspirada en el modelo de Baltzis.	Orden cero	Depende de la densidad de la biomasa	Activo con límite máximo	Tipo Fickiana	Varios sustratos, O <sub>2</sub> y CO <sub>2</sub>

La Tabla 5.1 resume una comparación entre el modelo propuesto y los modelos presentados en el capítulo 4.

## 5.5. RECOMENDACIONES PARA EL USO DE LOS MODELOS.

### MODELO DINÁMICO.

En este modelo no es necesario calcular los perfiles para el CO<sub>2</sub>,

$$\frac{\partial S_{CO_2}}{\partial t} = \omega D_{CO_2} \frac{\partial^2 S_{CO_2}}{\partial x^2} + \sum_{j=1}^n \frac{X_j}{Y_{CO_2,j}} \mu_j(S_0, S_1, \dots, S_n),$$

si no se tiene una expresión cinética que incluya el efecto de su concentración.

No es necesario resolver el perfil del oxígeno a lo largo de biofiltro. He encontrado, por simulación, que la concentración del oxígeno en la fase gas varía muy poco (de 275g/m<sup>3</sup> se reduce, a lo más, a 260g/m<sup>3</sup> incluso con altas cargas), y no se justifica el esfuerzo extra de cálculo. Además, es difícil de determinar experimentalmente el perfil del oxígeno a lo largo del biofiltro y por lo tanto, no contribuye en mucho a las pruebas de validez del modelo.

El balance de agua se puede realizar siempre y cuando se conozcan el coeficiente de transferencia de masa y la concentración de agua en fase gas a la entrada del empaque. Cuando esto no sea posible, se puede determinar un balance en cada altura que solo incluya el efecto de evaporación. El balance, si se desea incluir es:

$$\begin{aligned}
 \frac{\partial}{\partial t} C_{H_2O} &= - \frac{\partial}{\partial Z} (u^* C_{H_2O}^*) + && \text{convección} \\
 &+ \psi^* D_{H_2O}^* \frac{\partial^2}{\partial Z^2} C_{H_2O}^* + && \text{dispersión} \\
 &- \left( \sum_{j=1}^n \frac{X_j \Delta H_j^{\text{oxidación}} \omega_j D_j a_{j-g} \left[ \frac{\partial Y_j}{\partial x} \right]_{x=0}}{\Delta H_{H_2O}^{\text{evaporación}}} \right) && \text{evaporación} \\
 &+ \left( C_{H_2O}^* - C_{H_2O}^* \right) K_{H_2O}^* a_{j-g} && \text{adsorción} \quad (12a).
 \end{aligned}$$

con las condiciones iniciales:

$$C_{H_2O} = C_{H_2O}(Z) \quad @ \quad \begin{cases} t = 0 \\ 0 \leq Z \leq H \end{cases}$$

y las condiciones a la frontera:

$$\begin{aligned}
 U C_{H_2O}^* &= u^* C_{H_2O}^* - D_{H_2O}^* \frac{\partial C_{H_2O}^*}{\partial Z} \quad @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z = 0 \end{cases} \\
 \frac{\partial C_{H_2O}^*}{\partial Z} &= 0 \quad @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z \rightarrow \infty \end{cases}
 \end{aligned}$$

En el balance de agua, puede incluirse el término

$$- \sum_{j=1}^n \frac{X_j}{Y_{H_2O}} \omega_j D_j \left[ \frac{\partial Y_j}{\partial x} \right]_{x=0} \quad a_{j-g} \quad \text{producción}$$

Esto no representa en la práctica ninguna dificultad extra, ya que de cualquier forma se deben calcular los flujos interfaciales de cada sustrato y, el coeficiente estequiométrico correspondiente puede determinarse a partir de la estequiometría de oxidación correspondiente. Sin embargo, el término es despreciablemente pequeño comparado con el margen de error experimental.

#### MODELO DE RÉGIMEN PERMANENTE.

Debido a que en régimen permanente se establece el equilibrio entre las fases, en el respectivo modelo, no ha sido necesario resolver las ecuaciones para la fase sólida.

Si se quiere utilizar el modelo en régimen permanente para determinar las condiciones iniciales del modelo dinámico, el perfil inicial de concentraciones en fase sólida es la curva de concentraciones que estaría en equilibrio con las concentraciones de la fase gas.

No se incluye aquí el balance de agua ya que en régimen permanente la cantidad que se evapora es igual a la que se condensa y no varía demasiado la humedad a lo largo del biofiltro pudiéndose considerar constante en todo el empaque.

## MODELO PSEUDOCONTINUO.

La ventaja principal de este modelo es que los cálculos se reducen a una sola fase. Más aún, si la velocidad de reacción en términos mesoscópicos,  $\omega_i D_i \left[ \frac{\partial c_i}{\partial x} \right]_{x=0}$ , puede aproximarse como una función analítica que depende de la composición de la fase gas, el cálculo se reduce a una sola escala a la vez, la mesoscópica. Si se elige un COV's clave, como aquel compuesto principal a degradar, entonces el cálculo se puede reducir a un solo compuesto. Luego, linealizando la ecuación obtenida para intervalos de concentración del COV's clave, pueden obtener expresiones analíticas y las funciones de transencia para la dinámica de un biofiltro que se somete a entradas de concentración variable, pero no muy alejadas de un valor promedio.

## 5.6 DESARROLLO DEL MODELO.

En este apartado se presenta el desarrollo del modelo propuesto.

### 5.6.1. BALANCES DE MASA.

A continuación se desarrollan los balances de masa dentro de un biofiltro, los cuales permitirán después, establecer un modelo matemático para un biofiltro. Antes de plantear los balances, es necesario caracterizar el sistema que va a estudiarse, para lo cual a continuación se identifican las fase y los componentes que intervienen en la biofiltración.

Tabla 5.6-1. Identificación de fases.  
Número de fases: 3.

Fase	letra	m
Gaseosa móvil.	g	1
Líquida estacionaria.	l	2
Sólida estacionaria.	s	3

Tabla 5.6-2a. Identificación de componentes en la fase gas (m=1, g). Número de especies: NS+4

Especie	letra	i
oxígeno	O <sub>2</sub>	1
bióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	2
vapor de agua	H <sub>2</sub> O	3
NS sustratos	i = 1, ..., NS	5, 6, ..., NS+4

Tabla 5.6-2b. Identificación de componentes en fase líquida (m=2, l).  
Número de especies: NS+7

Especie	letra	i
oxígeno	O <sub>2</sub>	1
bióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	2
agua líquida	H <sub>2</sub> O	3
nitrógeno	N <sub>2</sub>	4
biomasa activa suspendida	X	5
biomasa inactiva suspendida	XI	6
sólidos suspendidos inertes	SSI	7
NS sustratos	i = 1, ..., NS	8, ..., NS+7

Tabla 5.6-2c. Identificación de componentes en fase sólida (m=3, s).  
Número de especies: 7+NS

Especie	letra	i
oxígeno	O <sub>2</sub>	1
bióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	2
agua impregnada	H <sub>2</sub> O	3
biomasa activa inmovilizada	X	5
biomasa inactiva mineralizada	XI	6
sólidos inertes	SSI	7
NS sustratos	i = 1, ..., NS	8, ..., NS+7



## IDENTIFICACIÓN DE FASES Y COMPUESTOS.

Para la modelación del biofiltro, primero se desarrollarán las ecuaciones que describen el balance de masa a diferentes escalas, asociándolas posteriormente por las condiciones de frontera o restricciones físicas. En la Tabla 5.6-1 se identifican las fases presentes en el empaque del biofiltro y en las Tablas 5.6-2a,b,c se identifican los componentes de cada fase.

En la escala macroscópica los balances de masa del sistema de biofiltración son el resultado de una correspondencia de las entradas y las condiciones de operación en el interior del biofiltro con las salidas del sistema, sea cual sea la naturaleza de los procesos que intervienen en el proceso.

Sabiendo que la biofiltración es una operación que involucra varios fenómenos físicos y bioquímicos, en la escala macroscópica no se hace ningún intento por elucidar la naturaleza de esos procesos.

La capacidad de eliminación, como se ha definido en el apartado 1.2, es el parámetro que relaciona las concentraciones de entrada con las concentraciones de salida:

$$CE_i = \frac{W \cdot (C_i^o - C_i^t)}{V_b} = \frac{C_i^o - C_i^t}{t_E} \quad \dots (1)$$

La cantidad de sustrato biodegradado por unidad de tiempo es la diferencia de sus concentraciones a la entrada y a la salida, multiplicada por el flujo volumétrico  $W$ , se puede escribir que para cada COV:

$$C_i^t = C_i^o - CE_i(V_b/W) = C_i^o - CE_i(t_E) \quad \dots (2)$$

Puede ocurrir que el tiempo espacial,  $t_E$ , o bien, el volumen sean suficientes para agotar por completo el sustrato, pero se debe tener en cuenta que  $C_i^t$  no puede tomar un valor negativo.

El tiempo espacial se define como

$$t_E = \frac{\text{volumen del empaque}}{\text{flujo volumétrico}} = V_b/W \quad \dots (3)$$

y si el área transversal del empaque es constante,  $t_E = (L/u)$ .

La  $CE$  debe ser determinada como el promedio en un periodo de tiempo suficientemente largo, y en un volumen suficientemente grande. Además, para ser útil, debe ser válida para un intervalo amplio de condiciones de operación, las cuales deben ser reportadas junto con los valores de  $CE$  para poder decidir si son o no aplicables en cada caso.

## BALANCES A ESCALA MESOSCÓPICA.

Esta es una escala importante para el análisis de la biofiltración, debido a que los procesos de transferencia en el medio poroso y la distribución de flujos tienen efectos determinantes el comportamiento del biofiltro.

El balance en la escala mesoscópica, se realiza en un elemento de espacio representativo del medio heterogéneo (EER) que incluye partículas del medio poroso, película líquida y flujo gaseoso.



Figura 5.6-1. Sistema de coordenadas en el elemento de espacio representativo a escala meso.

Físicamente, las dimensiones del EER deben ser grandes comparadas con las dimensiones de las partículas del medio poroso, pero pequeñas al comparlas con las dimensiones del lecho empacado.

Así, el régimen hidrodinámico puede considerarse constante dentro de un EER. Además, debe ser posible considerar un valor medio de las diferentes variables que intervienen, considerando el medio como un continuo.

El balance que se realiza a continuación está basado en la Figura 5.6-1. El desarrollo no depende de la forma en que están dispuestas geoméricamente las partículas. La Figura 5.6-2 ilustra la convención de signos de los fluxes y esquematiza una representación del medio poroso.

En una escala meso, las ecuaciones para el balance de masa deben tener en cuenta la presencia de las tres fases de forma explícita, aunque las funciones son continuas en la posición, como si el medio fuera continuo.

Para cualquier fase, la conservación de masa para una especie  $i$  en un elemento de espacio representativo es:

{Acumulación} = {Entradas} - {Salidas} + {Producción}

$$\frac{\partial(C_i V)}{\partial t} = \sum_{k=1,2,3} (f_i|_{x_k} A_{i,x_k} - f_i|_{x_k+\Delta x_k} A_{i,x_k+\Delta x_k}) + r_i V$$

Como  $V = \Delta X_1 \Delta X_2 \Delta X_3$ , y la validez de la expresión anterior no depende de la magnitud de  $V$ , sino sólo de que el medio sea continuo, cuando las dimensiones tienden a ser cero:

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = -\nabla \cdot (f_i) + r_i \quad \dots (4)$$

ya que  $A_{i,x_k} = \Delta X_1 \Delta X_2$ .

El flux  $f_i$  tiene dos contribuciones: convección, y difusión. La primera se debe al movimiento del continuo que contiene a la especie  $i$  en concentración  $C_i$ , y la segunda es producida por la tendencia al equilibrio frente a un gradiente de potencial de la especie  $i$

$$f_i = f_i^{\text{Convección}} + f_i^{\text{Difusión}} \quad \dots (5)$$

El flux por difusión está descrito por la serie de potencias del gradiente de concentración cuyos coeficientes tienen diferentes unidades de medición y orden tensorial

$$f_i^{\text{Difusión}} \equiv - \underline{D}_1 \cdot \nabla C_i + \underline{D}_2 \cdot (\nabla \nabla C_i) + \underline{D}_3 \cdot (\nabla C_i)(\nabla C_i) + \underline{D}_4 \cdot (\nabla^2 C_i)(\nabla C_i) + \dots$$

donde el signo negativo en el primer término de difusión está puesto de antemano ya que el transporte se da en la dirección en que el potencial disminuye.

En sistemas cercanos al equilibrio, el potencial de cada especie es una función de la concentración de todas las especies, y de las propiedades del medio. En sistemas ideales, el potencial de una especie es proporcional a su concentración, así que, si el sistema esta cercano al equilibrio, los gradientes de concentración son pequeños y la serie puede truncarse en primer término dando

$$f_i^{\text{Difusión}} = -\underline{D}_1 \cdot \nabla C_i \quad \dots (6)$$

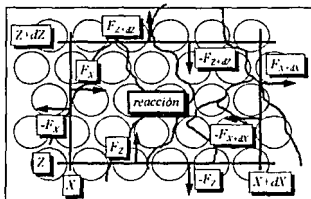


Figura 5.6-2. Fluxes en un EER de dos dimensiones.

$\underline{D}$  es el tensor de coeficientes de difusión. Cabe señalar que el tensor  $\underline{D}$  es diferente al tensor  $\underline{D}_i$  de la expresión no truncada para  $F_i$ , ya que  $\underline{D}$  contiene los efectos correctivos de ajustar los datos experimentales de difusión a la forma lineal.

Ya que se ha considerado que el potencial es proporcional a la concentración (solución ideal), la descripción subsecuente queda en el dominio de la termodinámica lineal de los procesos irreversibles con mezclas ideales.

De esta manera, la ecuación (4) queda como:

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = -\nabla \cdot (u c_i) + \nabla \cdot (\underline{D} \cdot \nabla c_i) + r_i \quad \dots (7)$$

$$\{\text{Acumulación}\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Entradas - Salidas} \\ \text{por Convección} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Entradas - Salidas} \\ \text{por Dispersión} \end{array} \right\} + \{\text{Producción - Consumo}\}$$

En un nivel mesoscópico, el balance de la ec. (4) es válido siempre que se pueda considerar al medio como continuo. Sin embargo, la forma de la ec. (7) sólo puede aplicarse a la escala mesoscópica si se postula que el flujo por dispersión sigue el modelo fickiano de la ec. (6) donde interviene un tensor de coeficientes que en la dispersión, juega un papel análogo al del coeficiente de difusión en los fenómenos de difusión molecular. Es decir, representa un "coeficiente efectivo de transferencia provocada por gradientes de concentración" en el medio pseudocontinuo. Esta es sólo una aproximación para describir la transferencia de masa a escala mesoscópica y de hecho, es la más sencilla. Su sencillez radica en su uso práctico, ya que en un solo parámetro, quedan involucrados todos los mecanismos que provocan la dispersión de una especie en un lecho empacado. Tales mecanismos son, entre otros, la verdadera difusión molecular, trayectorias transversales aleatorias, efectos capilares, acanalamiento, etc. Ya en el apartado 2.1 se ha hablado un poco de la dispersión.

Además de los cambios sustanciales en el análisis de transferencia de masa en una escala meso, también difiere la forma de interpretar el término de producción o consumo. A escala mesoscópica, este término contempla lo que son la producción y consumo de la especie  $i$  por las reacciones que se estén llevando a cabo en el EER, así como toda causa de generación o desaparición que no sea ni convectiva, ni difusiva o dispersiva.

Generalmente, cuando el balance se define en un elemento de volumen que contiene una sola fase, la transferencia de masa en la interface se considera una condición a la frontera. Pero, si el balance se define para el medio a escala meso, donde el EER contiene varias fases, existen dos opciones para realizar el balance. La primera consiste en que el balance se realice por especie  $i$ , y que los términos de acumulación, de transferencia y de generación sean representativos del medio heterogéneo donde los flujos de  $i$  sean la suma baricéntrica de los flujos de  $i$  en cada fase  $m$ . La segunda opción es definir los balances para cada especie " $i,m$ ", donde  $i$  se refiere a la sustancia, y  $m$  a la fase en que se encuentra.

Si se sigue la segunda alternativa, y se aplica el balance a cada sustancia  $i$  en cada fase  $m$ , como generación de  $i,m$ ; se puede considerar a la cantidad de sustancia  $i$  que desde otras fases sufre una transición o una transferencia hacia la fase  $m$ , y, como desaparición de la especie  $i,m$ ; a la cantidad de  $i$  que sufre la transferencia desde esa fase  $m$ , hacia cualesquiera de las otras fases presentes en el EER.

Entonces, además de las reacciones químicas como fuente de producción o consumo, se deben contemplar fenómenos tales como evaporación, adsorción, etc., de modo que, en cada fase  $m$ :

$$\{r_i^m\} = \{r_i^m\}^{\text{químicas}} + \{r_i^m\}^{\text{transferencia}} \quad \dots (8)$$

donde las reacciones químicas pueden ser de cualquier naturaleza: fotoquímicas, bioquímicas, catalíticas, enzimáticas, nucleares, etc. A excepción del último rubro, en biorreactores se pueden encontrar todos

estos casos. Incluso, algunas veces se utilizan materiales radioactivos como trazadores contemplando así las reacciones nucleares de decaimiento.

Si en el medio en que está definido el balance de masa, están presentes  $NF$  fases y, en la fase  $m$  se presentan  $NR_m$  reacciones; designando por  $R_i^m$  a la rapidez de la  $k$ -ésima reacción en la fase  $m$ , a  $\alpha_i^{k,m}$  como el coeficiente estequiométrico de la especie  $i$  en la  $k$ -ésima reacción, y a  $F_i^{p \rightarrow m}$  a la cantidad de la especie  $i$  que se transfiere desde la fase  $p$  hasta la fase  $m$ , entonces el término de producción de la especie  $i$  en la fase  $m$  viene dado por:

$$r_i^m = \sum_{\substack{k=1 \\ \text{fase } m}}^{NR_m} (R_k^m \alpha_i^{k,m}) + \sum_{\substack{p=1 \\ p \neq m}}^{NF} (F_i^{p \rightarrow m}) \quad \dots (9).$$

$NR$  es el número de reacciones independientes, y no el de todas las reacciones concebibles. Son concebibles diferentes estequiometrias y diferentes valores de  $R_i^m$  y de  $\alpha_i^{k,m}$ . Pero estos no son arbitrarios y la contribución de reacciones químicas es, en principio, la misma; aunque las expresiones estequiométricas no describan la verdadera molecularidad de cada reacción. Para determinar el número de reacciones independientes y su respectivo análisis de grados de libertad, tanto por elementos, como por especie, es recomendable la monografía de Smith y Missen (1987).

En los balances de cada especie  $i, m$ , los términos  $R_i^m$ , y  $F_i^{p \rightarrow m}$ , no están dados por unidad de volumen de la fase  $m$ , sino por unidad de volumen del EER, conteniendo todas las fases y, por supuesto, por unidad de tiempo.

De esta forma, la ecuación de balance de masa para una especie  $i$  en un medio heterogéneo pseudocontinuo es:

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_i^m}{\partial t} = & - \nabla \cdot (u^m C_i^m) + \\ & + \nabla \cdot (\underline{D}_i^m \cdot \nabla C_i^m) + \\ & + \sum_{\substack{k=1 \\ \text{fase } m}}^{NR_m} (R_k^m \alpha_i^{k,m}) + \\ & + \sum_{\substack{p=1 \\ p \neq m}}^{NF} (f_i^{p \rightarrow m} a_{p,m}) \quad \dots (10). \end{aligned}$$

donde  $f_i^{p \rightarrow m}$  representa el flux interfacial, es decir el flujo por unidad de área formada por la interface entre las fases  $m$  y  $p$ ; y,  $a_{p,m}$  es el área interfacial entre las fases  $m$  y  $p$ , por unidad de volumen del medio heterogéneo, de manera que  $f_i^{p \rightarrow m} a_{p,m} = F_i^{p \rightarrow m}$  representa, en efecto, el flujo interfacial de la especie  $i$  entre las fase  $m$  y  $p$  por unidad de volumen del EER, tal como lo implica el balance de masa a escala mesoscópica. Desde luego  $a_{m,p} = a_{p,m}$ .

Es importante notar que no se hace distinción alguna en la escala de concentración en la que se define la ecuación constitutiva del flux interfacial  $m$ - $p$ . Puede darse el caso de que cada especie penetre con diferente intensidad el medio poroso, y así haya un valor de  $a_{m,p}$  característico para cada especie. No obstante, en la práctica, su determinación individual requiere de considerable esfuerzo experimental. El uso de un solo valor de  $a_{m,p}$  para todas especies será válido solamente si la escala espacial y temporal de difusión, los efectos de tensión superficial, la fluidez y el tipo distribución son aproximadamente las mismas para todas las especies.

En ausencia de reacciones o acumulaciones interfaciales,

$$F_i^{p \rightarrow m} = -F_i^{m \rightarrow p} \quad \dots (11)$$

Cuando se presenten reacciones en la interfase m-p, involucrando productos o reactivos de cualesquiera otras fases, la expresión  $\{r_i^m\} = \{r_i^m\}^{\text{química}} + \{r_i^m\}^{\text{transferencia}}$  deberá ser descrito con una nueva formulación consistente con esa situación, cuidando que no se dupliquen las contribuciones y transferencias, y que no se involucren ni más, ni menos que el número de reacciones independientes.

Las expresiones para la rapidez de reacción química son particulares de cada caso, y el modelo puede ser lineal o no. La forma del término de reacción química que aquí se utiliza se explica más adelante.

Considerando que

- c1. En la fase gaseosa no se presentan reacciones.
- c2. En la fase sólida no se presentan reacciones.
- c4. La única fase móvil, y que por lo tanto presenta transferencia convectiva, es la fase gaseosa.

y suponiendo que

- s1. La dispersión sólo se presenta en fase gaseosa.

se obtienen los siguientes balances:

FASE GASEOSA.

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{a}_i^g}{\partial t} = & -\nabla \cdot (u^g C_i^g) + \\ & + \nabla \cdot (D_i^g \cdot \nabla(C_i^g)) + \\ & + f_i^{l \rightarrow g} a_{l-g} + \\ & + f_i^{s \rightarrow g} a_{s-g} \quad \dots (12) \end{aligned}$$

FASE LÍQUIDA.

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{a}_i^l}{\partial t} = & + \sum_{j=1}^{N_M} R_j^l a_i^j + \\ & + f_i^{g \rightarrow l} a_{g-l} + \\ & + f_i^{s \rightarrow l} a_{s-l} \quad \dots (13) \end{aligned}$$

FASE SÓLIDA.

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{a}_i^s}{\partial t} = & + f_i^{g \rightarrow s} a_{g-s} + \\ & + f_i^{l \rightarrow s} a_{l-s} \quad \dots (14) \end{aligned}$$

Las condiciones a la frontera de estas ecuaciones se exponen y justifican más adelante.

BALANCES A ESCALA MICROSCÓPICA.

En la escala microscópica se definen los balances en un elemento diferencial de espacio (EDE) que contiene una sola fase. Las dimensiones del EDE son lo suficientemente pequeñas como para considerar que las propiedades que en él prevalecen, son las mismas en todo su volumen, y a la vez mucho mayores que las dimensiones características de aquellos procesos que se manifiestan promediados cuando se tratan de caracterizar experimentalmente. Tales dimensiones características dependen del proceso. Por

ejemplo, en la difusión molecular la dimensión es del orden molecular (desde unos cuantos angstroms en moléculas biatómicas, hasta 1000 angstroms en proteínas y macromoléculas), en la nucleación y adsorción en centros activos (del orden de 0.1 micra), o del metabolismo de las células que degradan los COV's (del orden de 10).

En el balance a escala micro, se pueden incluir descripciones y ecuaciones constitutivas para procesos característicos de cada fase o interfase, tales como difusión molecular, adsorción o condensación; y, de esta manera, considerar explícitamente el efecto de cada uno de ellos sobre el comportamiento del biofiltro.

De antemano, y para simplificar la exposición, se considera que

- c5. En la escala microscópica, no es necesario plantear los balances de masa a nivel microscópico en un elemento diferencial de espacio (EDE) para las fases gas y sólida.

Esto se justifica porque el flujo gaseoso mantiene un grado de mezclado que, además de ser difícil de cuantificar, conduce a una homogeneización a cada altura del biofiltro, mientras que en la fase sólida, las sustancias no se difunden, sino que se adsorben, y este proceso ya se tomó en cuenta en los balances a escala meso.

En la fase líquida, no se hará una consideración análoga, debido a que es en esta fase donde ocurren las reacciones y donde los efectos de transferencia de masa, así como la cinética de degradación, determinan en gran medida, el comportamiento del biofiltro.

Para un EDE dentro de la biopelícula, el balance para cualquier especie queda dado como

$$\frac{\partial}{\partial t} C_i^l = -\nabla \cdot N_i^l + r_i^l \quad \dots (15)$$

donde  $\frac{\partial}{\partial t} C_i^l$  es la acumulación del componente  $i$  en el EDE de la biopelícula,  $-\nabla \cdot N_i^l$  es la cantidad neta del componente  $i$  que entra al EDE,  $r_i^l$  es el término de producción del componente  $i$  dentro del EDE.

Considerando que

- c6. El transporte convectivo dentro de la biopelícula es despreciable.  
y, suponiendo que

- s2. La difusión de una sustancia a través de la biopelícula puede describirse por un modelo fickiano.

para cada sustancia se tiene que

$$N_i^l = -\omega_i D_i \cdot \nabla (C_i^l) \quad \dots (16)$$

donde  $D_i$  es el coeficiente de difusión molecular del componente  $i$  en agua y  $\omega_i$  es un coeficiente de difusividad relativa biopelícula/agua.

El balance queda para cada sustancia como:

$$\frac{\partial}{\partial t} C_i^l = \nabla \cdot (\omega_i D_i \cdot \nabla (C_i^l)) + r_i^l \quad \dots (17)$$

Las condiciones a la frontera de estas ecuaciones se describirán más adelante.

Como ya se mencionó en el apartado 2.2, la difusividad relativa,  $\omega$ , depende principalmente de la densidad de biomasa. Fan, et. al. (1990) propusieron la correlación siguiente:

$$\omega = 1 - \frac{0.43 X_p^{0.92}}{11.19 + 0.27 X_p^{0.99}} \quad \dots (18)$$

Aunque fue obtenida para partículas en un lecho fluidizado, esta correlación representa una de la pocas en su género y en ausencia de una mejor, puede usarse para cálculos aproximados de  $\omega$ .

#### MODELO DE LA CINÉTICA QUÍMICA.

En el rubro de la cinética química se encuentran los procesos celulares, tales como la cinética microbiana, la interacción entre las diferentes especies del consorcio microbiano, los efectos del pH sobre el desarrollo de la biomasa, etc. Desde luego, es en esta escala donde ocurre un sin número de fenómenos importantes en la biofiltración, pero también es aquí donde mayor incertidumbre existe.

Para obtener los términos de producción y consumo en términos del desarrollo celular, se supone que:

- s3. La población microbiana se comporta como una "mezcla ideal" y se desprecian las características individuales de cada una de las especies que en realidad componen la biomasa, así como sus interacciones o ciclos metabólicos.
- s4. Entre la biomasa activa y la biomasa inactiva no hay intermediarios.
- s5. La biomasa activa,  $X_v$ , y la biomasa inactiva,  $X_m$ , no se difunden por la biopelícula.

Las tasas de crecimiento y de muerte en el sistema biológico son proporcionales a la misma cantidad de biomasa activa presente, de manera que:

$$\frac{\partial}{\partial t} X_v \Big|_{\text{reacción química}} = \mu_v X_v \quad \dots (19)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} X_m \Big|_{\text{reacción química}} = \mu_m X_v \quad \dots (20)$$

De igual forma, el consumo de los COV's será proporcional a  $X_v$ , y se pueden determinar al relacionar estequiométricamente la rapidez de crecimiento biológico con los consumos y las producciones de las diferentes sustancias, esto es:

$$\frac{\partial}{\partial t} \{S_1\} \Big|_{\text{reacción química}} = -\mu_1 X_v \frac{1}{Y_1} \quad \dots (21-1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \{S_i\} \Big|_{\text{reacción química}} = -\mu_i X_v \frac{1}{Y_i} \quad \dots (21-i)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \{S_{NS}\} \Big|_{\text{reacción química}} = -\mu_{NS} X_v \frac{1}{Y_{NS}} \quad \dots (21-NS)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \{O_2\} \Big|_{\text{reacción química}} = -\mu_1 X_v \frac{Y_{O_2}^I}{Y_1} - \dots - \mu_i X_v \frac{Y_{O_2}^I}{Y_i} - \dots - \mu_{NS} X_v \frac{Y_{O_2}^{NS}}{Y_{NS}} \quad \dots (21-O_2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \{CO_2\} \Big|_{\text{reacción química}} = +\mu_1 X_v \frac{Y_{CO_2}^I}{Y_1} + \dots + \mu_i X_v \frac{Y_{CO_2}^I}{Y_i} + \dots + \mu_{NS} X_v \frac{Y_{CO_2}^{NS}}{Y_{NS}} \quad \dots (21-CO_2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \{H_2O\} \Big|_{\text{reacción química}} = +\mu_1 X_v \frac{Y_{H_2O}^I}{Y_1} + \dots + \mu_i X_v \frac{Y_{H_2O}^I}{Y_i} + \dots + \mu_{NS} X_v \frac{Y_{H_2O}^{NS}}{Y_{NS}} \quad \dots (21-H_2O)$$

$\mu_i$  es la tasa específica de crecimiento de la biomasa debido al consumo del sustrato  $i$ ,  $1/Y_i$  es el coeficiente de rendimiento que indica cuanto sustrato  $i$  es consumido por unidad de biomasa desarrollada debido a su consumo, los términos  $Y_K^I$  representan la cantidad de  $K$  que se consume o

produce por unidad de sustrato  $i$  consumido y entonces,  $\frac{Y_i}{K_i}$  es la cantidad de  $K$  que se consume o produce por unidad de biomasa desarrollada debido al consumo de  $i$ .

La rapidez de crecimiento específico es una medida global de la rapidez a la cual se llevan a cabo miles de reacciones que constituyen el metabolismo para la degradación de los COV's, y a la vez, incluye todas las interacciones de las diferentes especies que conforman la biomasa.

$\mu_i$  no viene dado por el comportamiento del biofiltro, sino como una función universal que puede ser función no sólo de la composición, sino también de las condiciones del medio en que se lleven a cabo los procesos bioquímicos, tales como pH, temperatura, etc.

La función  $\mu_i$  puede ser determinada independientemente de las demás escalas, siendo esta una de las principales ventajas de utilizar el enfoque estructurado en el modelado (véase anexo).

Baltzis y colaboradores (Sharcefdeen y Baltzis, 1993) utilizaron una forma de  $\mu_i$  en la cual se toma en cuenta el efecto de la concentración del oxígeno sobre la cinética, así como una forma de inhibición de cada sustrato sobre la rapidez de consumo de cada uno de los demás.

Es importante incluir el efecto del oxígeno ya que a diferencia de los biorreactores de suspensión agitados, en los biorreactores de película inmovilizada es posible que la disponibilidad del oxígeno controle la velocidad global de eliminación de los COV's.

El efecto del oxígeno es descrito por una ecuación tipo Monod, mientras que la de cada sustrato se describe mediante un modelo tipo Andrews (también conocido como de Haldane). Para  $NS$  sustratos, la rapidez de crecimiento específico por el consumo de  $i$  tiene la forma:

$$\mu_i = \mu_i(S_0, S_1, \dots, S_{NS}) = \frac{\mu^* S_0}{K_0 + S_0} \prod_{j=1}^{NS} \left\{ \frac{S_j}{K_{i,j} + S_j \left( 1 + \frac{S_j}{K_{i,j}} \right)} \right\} \quad \dots(22)$$

Donde, para estar de acuerdo con la nomenclatura generalmente utilizada por otros autores, se ha utilizado el símbolo  $S_i$  en lugar de  $C_i$  para la concentración del COV  $i$  en la película líquida.

Debido al conocimiento disponible sobre cinética en biopelículas, para determinar la forma de  $\mu_{Dj}$ , se puede considerar que:

- c7. La tasa específica de decaimiento,  $\mu_{Dj}$ , es constante y no depende de las concentraciones de los sustratos, ni de la cantidad de biomasa que ya ha vivido el tiempo de vida media.

y suponer que:

- s6. La vida media en promedio para las especies del consorcio microbiano no depende de las concentraciones de los sustratos.

entonces, por unidad de densidad de biomasa, la tasa específica de decaimiento es una constante a condiciones constantes de operación, ya que la especie no evoluciona ni se muta dentro del biofiltro:

$$\mu_D = (\mu_D^*) \quad \dots(23),$$

donde  $(\mu_D^*)$  es la tasa de decaimiento específico.

Sin embargo, las tasas específicas  $\mu$  son función de las condiciones del ecosistema en que se desarrolle la biomasa, lo cual está íntimamente relacionado con las condiciones de operación del biofiltro, tales como la velocidad de flujo, pH, y especialmente de la humedad. Desgraciadamente, aún existe una gran escasez de datos experimentales que puedan sugerir la forma analítica de representar esta funcionalidad.



Ya existen funciones de tasa de crecimiento que incluyen el efecto del pH. Pero no es posible hoy día determinar la distribución de protones a lo largo de la biopelícula, ni tampoco determinar un balance para el pH local en la biopelícula a nivel mesoscópico, donde los gradientes pueden ser considerables dada la distribución heterogénea de las sales y las partículas del soporte.

Tabla 5.6-3: Estequiometría y símbolos para los términos de producción.

Proceso bioquímico	Término de rapidez	Estequiometría por componente							
		$X_V$	$X_d$	$S_1$	$S_i$	$S_{NS}$	$O_2$	$CO_2$	$H_2O$
Degradación de $S_1$	$\mu_1 X_V$	+1		$-1/Y_1$			$-Y_{O_2}^1/Y_1$	$+Y_{CO_2}^1/Y_1$	$+Y_{H_2O}^1/Y_1$
Degradación de $S_i$	$\mu_i X_V$	+1			$-1/Y_i$		$-Y_{O_2}^i/Y_i$	$+Y_{CO_2}^i/Y_i$	$+Y_{H_2O}^i/Y_i$
Degradación de $S_{NS}$	$\mu_{NS} X_V$	+1				$-1/Y_{NS}$	$-Y_{O_2}^{NS}/Y_{NS}$	$+Y_{CO_2}^{NS}/Y_{NS}$	$+Y_{H_2O}^{NS}/Y_{NS}$
Inactivación de $X_V$	$\mu_D X_V$	-1	+1						

Los términos de reacción y la estequiometría que relacionan los consumos y las producciones de las diferentes especies se muestran en la Tabla 5.6-3.

#### ANÁLISIS A OTRAS ESCALAS.

En la escala celular, se pueden estudiar las transferencias de masa a través de la membrana celular, la cinética química y sus rutas metabólicas. En una escala intermedia entre la celular y la molecular, se modela la cinética desde un punto de vista de modelos estructurados y segregados, y la interacción de los grupos funcionales en los mecanismos de reacción. El estudio de fenómenos a estas escalas, queda más en el campo de la biofísica, la bioquímica y la microbiología, que en el campo de la ingeniería química propiamente dicho, así que en este trabajo no se harán avances más finos.

#### 5.6.2. RELACIÓN ENTRE LOS BALANCES DE MASA A DIFERENTES ESCALAS.

Resta ligar los balances obtenidos a diferentes escalas, para formar un sólo conjunto de ecuaciones que permitan describir matemáticamente el comportamiento de un biofiltro. Esto representa en sí, particularizar y construir un modelo. La razón de esto es que no sólo se postulan las hipótesis sobre estas relaciones, sino que se deben traducir en condiciones a la frontera que impuestas sobre las ecuaciones diferenciales, tienen un efecto significativo sobre los perfiles obtenidos de la solución de todo el modelo.

#### INTRODUCCIÓN DE LA CINÉTICA QUÍMICA EN LOS BALANCES A ESCALA MICROSCÓPICA.

En las fases gas y sólida no se llevan a cabo reacciones, y se supone que

- s8. En una posición axial dada, la concentración en las fases gas y sólida, existe un mezclado transversal perfecto.

El conjunto de ecuaciones (28) determina la rapidez de conversión a una composición local dada. En la escala microscópica la ecuación (28) para la especie  $i$  puede ser incluida en la correspondiente ecuación 23. Las formas geométricas que puede adoptar la película son diversas, siendo probables las formas cóncavas y las formas convexas. Debido a esto, y para simplificar la descripción, se supone que

- s9. La biocapa está formada sobre la superficie exterior del empaque, teniendo un espesor  $\delta$ , que es muy pequeño, de manera que la biocapa se puede representar por medio de una geometría plana.
- s10. El coeficiente efectivo de difusión es constante a través de la película.
- s11. El comportamiento cinético que tenga el consorcio microbiano en el biofiltro es el mismo que el manifestado en los experimentos en que se determinan los parámetros de estas expresiones cinéticas.

Esta última suposición es difícil de justificar mediante razonamientos deductivos, pero en la conocida revisión de Karel et al. (1985), se pueden encontrar más detalles al respecto.

Siendo así, se puede incluir el término de consumo del sustrato  $i$ , ec. (21-i), en la ecuación para el balance de masa a escala microscópica, ec.(19):

$$\frac{\partial S_i}{\partial t} = \omega_i D_i \frac{\partial^2 S_i}{\partial x^2} - \frac{X_{i,r}}{Y_i} \mu_i \quad \dots (24)$$

con  $\mu_i$  dada por la ecuación 22.

Las condiciones inicial y a la frontera para la ec.(24) son:

$$S_i = S_i^0(x) \quad @ \quad t = 0 \quad \dots (25a)$$

$$S_i = S_{i,q} \mu_x \quad @ \quad x = 0 \quad \dots (25b)$$

$$\frac{\partial S_i}{\partial x} = 0 \quad @ \quad x = \delta^* \quad \dots (25c)$$

con la restricción de que

$$S_i \geq 0 \quad \dots (26)$$

para escribir las condiciones a la frontera, se ha supuesto que

s12. No existe resistencia a la difusión del lado del gas en la interfase biocapa/gas.

s13. No se presentan fenómenos de sorción y desorción en la interfase biocapa/sólido.

s13 implica, entre otras cosas, despreciar la difusividad de los sustratos a través del sólido y la difusión superficial.

La condición a la frontera (25b) liga el balance microscópico con las ecuaciones de balance mesoscópico.

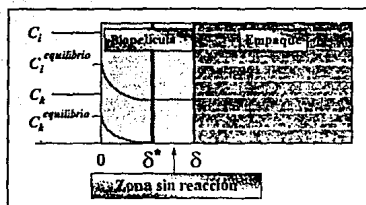
El autor ha comprobado que la condición (25c) da buenos resultados comparados con la experiencia si como en los modelos de van Lith y de Baltzis, se utiliza el concepto espesor activo (o efectivo),  $\delta^*$ . Aunque estos autores utilizan el espesor activo para establecer sus condiciones a la frontera, la definición matemática que determina el valor de  $\delta^*$ , no ha sido expuesta correctamente. El valor de  $\delta^*$  está dado por el valor más pequeño de  $\delta^*$  que satisfaga al menos una de las siguientes condiciones, en este orden de prioridad:

$$\delta^* = x \leq \delta \quad \text{si en } x \quad S_{\text{oxígeno}} = 0 \quad \dots (27a)$$

$$\delta^* = x \leq \delta \quad \text{si en } x \quad S_i = 0 \text{ para todos los sustratos} \quad \dots (27b)$$

$$\delta^* = x = \delta \quad \text{si en } x = \delta \quad S_{\text{oxígeno}} > 0 \text{ y, a la vez,} \\ S > 0 \text{ para al menos un sustrato} \quad \dots (27c)$$

donde  $\delta$  es el espesor verdadero de la película que depende a su vez, de la humedad, de la naturaleza del empaque, etc.

Figura 5.6-3. La definición de  $\delta^*$ .

Físicamente, el espesor activo representa la profundidad de la película hasta donde se lleva a cabo la reacción (Figura 5.6-3). A profundidades  $x > \delta^*$ , no se presenta reacción, ya sea porque se ha terminado en oxígeno debido a su consumo antes de esa profundidad, o porque se han terminado todos los sustratos, correspondiendo esto a las condiciones (27a) y (27b), respectivamente. Puede darse el caso de que ni el oxígeno, ni los sustratos se consuman de todo a lo largo de todo el espesor verdadero, y este es el caso de la condición (27c).

### RELACIÓN ENTRE ESCALAS MICROSCÓPICA Y MESOSCÓPICA.

A una altura dada dentro del biofiltro, la rapidez de consumo de los compuestos que se encuentran en la fase gas puede ser representada como la cantidad neta que es absorbida por la película líquida, y la cantidad adsorbida sobre las partículas del material de empaque.

La cantidad de sustrato que es eliminado de la corriente gaseosa, es la cantidad neta de sustrato absorbido en la película, donde es biodegradado, esto es,

*rapidez de consumo* = (flux interfacial neto)(área interfacial),

y de esta manera, por unidad de tiempo y por unidad de volumen, la producción química  $r_i$  en la fase gas puede determinarse por:

$$r_i = r_i^{\text{química}} + r_i^{\text{transferencia}} = +\omega_i D_i \left[ \frac{\partial C_i}{\partial x} \right]_{\text{interfase}} a_{\text{interface}}$$

donde el signo positivo se debe al producto de dos signos negativos, uno es porque la tasa de consumo es la negativa de la tasa de producción, y el otro, es porque el flujo difusivo se da en la dirección en que disminuye la concentración.

En la interface gas-sólido tiene lugar otro flux debido a la adsorción de los COV's, de manera que dicha interface, como es tradicional en ingeniería química, se puede utilizar un coeficiente global de transferencia de masa:

$$r_i = r_i^{\text{química}} + r_i^{\text{transferencia}} = \left( C_i^{g/g} - C_i^{s/g} \right) K_i^{g \rightarrow s} a_{g-s}$$

donde el término  $\frac{C_i^{g/g}}{C_{\text{equil}}(g-s)}$  representa la concentración de la especie  $i$  en la fase gas, basada en el volumen del gas (y no en el del EER) que estaría en equilibrio con la concentración de la especie  $i$  en la fase sólida, basada en el volumen de la fase sólida. Es decir,  $\left( \frac{C_i^{g/g}}{C_{\text{equil}}(g-s)} - C_i^{s/g} \right)$  representa una medida de la diferencia de potencial químico entre las fases gas y sólida, una diferencia de concentraciones pero bajo una "escala relativa" apropiada y que provoca el flux interfacial. Como en soluciones ideales el potencial de cada especie es proporcional a su concentración, esta diferencia de concentraciones sirve como una medida de la fuerza generatriz del flux interfacial.

Por supuesto que  $K_i^{g \rightarrow s}$  no tiene el mismo valor que  $K_i^{s \rightarrow g}$ , sino que su relación es la misma que entre  $\frac{C_i^{m}}{C_{\text{equil}}(m-p)}$  y  $C_i^p$ , ya que cada coeficiente de transferencia está basado en las respectivas escalas de concentración.

Ahora bien, si se utiliza la suposición de que

sl4. La absorción del gas al líquido es instantáneamente igual a la cantidad absorbida por la película, tal como se calcula del perfil de concentraciones de la película líquida, entonces, en las ecuaciones del balance mesoscópico se puede hacer las siguientes sustituciones en las ecuaciones de balance mesoscópico:

Para la fase líquida:

$$\sum_{i=1}^{NR_l} (R_i^l \alpha_i^l) + f_i^{l \rightarrow g} a_{i-g} = -\omega_l D_l \left[ \frac{\partial \bar{C}_l}{\partial x} \right]_{interface} a_{i-g} \quad \dots (28a)$$

Para la fase sólida:

$$f_i^{g \rightarrow s} a_{i-g} = \left( C_{equil(g-s)}^{g \rightarrow s} - C_i^{g \rightarrow s} \right) K_i^{g \rightarrow s} a_{g-s} \quad \dots (28b)$$

Para la fase gas:

$$\sum_{p=1}^{NR_g} (f_i^{p \rightarrow g} a_{p-g}) = +\omega_g D_g \left[ \frac{\partial \bar{C}_g}{\partial x} \right]_{x=0} a_{i-g} - \left( C_{equil(g-s)}^{g \rightarrow s} - C_i^{g \rightarrow s} \right) K_i^{g \rightarrow s} a_{g-s} \quad \dots (28c)$$

donde se ha hecho la consideración de que

c8. No hay absorción ni reacción en la película líquida del lado de la interfase sólido-líquido.

Esta consideración obedece a que ni el oxígeno, ni los sustratos pueden desplazarse a través del seno de la fase sólida, y por lo tanto, no es posible que pueda tener lugar la degradación aeróbica de los COV's que pudieran difundirse desde la interfase líquido-gas. En otras palabras, se considera que la transferencia gas a sólido es mediante un mecanismo de adsorción, y no absorción, despreciando la difusión superficial. Si en todo caso, pudieran desplazarse entre los intersticios de la fase sólida, en realidad lo estarían haciendo a través de una fase móvil (gas o líquida).

La sustitución de las ecuaciones (28) en los balances mesoscópicos de las ecuaciones (12) dan:

FASE GASEOSA.

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{C}_g^i}{\partial t} = & -\nabla \cdot (u^g C_g^i) + \\ & + \nabla \cdot (D_g^i \cdot \nabla(C_g^i)) + \\ & + \omega_l D_l \left[ \frac{\partial \bar{C}_l}{\partial x} \right]_{x=0} a_{i-g} \\ & - \left( C_{equil(g-s)}^{g \rightarrow s} - C_i^{g \rightarrow s} \right) K_i^{g \rightarrow s} a_{g-s} \end{aligned} \quad \dots (29a)$$

FASE LÍQUIDA.

$$\frac{\partial \bar{C}_l^i}{\partial t} = -\omega_l D_l \left[ \frac{\partial \bar{C}_l}{\partial x} \right]_{x=0} a_{i-g} \quad \dots (29b)$$

FASE SÓLIDA.

$$\frac{\partial \bar{C}_s^i}{\partial t} = + \left( C_{equil(g-s)}^{g \rightarrow s} - C_i^{g \rightarrow s} \right) K_i^{g \rightarrow s} a_{g-s} \quad \dots (29c)$$

La solución simultánea del conjunto de ecuaciones (29) dan el perfil de concentraciones de la especie  $i$  a lo largo del biofiltro y en función de las concentración de todas las especies en las fases gas y sólida en equilibrio con la película líquida, debido a la relación de equilibrio que se ha impuesto en las

condiciones a la frontera, y también en función del espesor real de la película, dadas las condiciones (27) para la determinación del correspondiente espesor activo y del perfil de concentración de biomasa en la biopelícula.

Por supuesto que es deseable que las rapidezces de reacción puedan obtenerse en función de las concentraciones en la fase gaseosa, pero no en función de  $\delta$ , ni de  $X_v$ .

No hay una función universal para determinar el perfil de  $X_v$  a lo largo de la biopelícula. Dependiendo de la movilidad de los microorganismos, de pH local, de la distribución de oxígeno, etc., en algunos casos los microorganismos podrán encontrarse predominantemente cerca de la interfase líquido-gas, donde abundan los sustratos y el oxígeno. En otros, permanecerán estacionados cerca de la interfase líquido-sólido donde abundan las fuentes minerales y las condiciones son, quizá, más estables. Probablemente, las diversas especies microbianas se encuentren distribuidas de acuerdo con su tamaño y su lugar en la cadena metabólica a lo largo de la biopelícula.

Dado lo anterior, en las condiciones actuales, es necesario hacer la siguiente suposición:

s15. La concentración de la biomasa permanece constante a través del espesor de la biopelícula.

El valor utilizado para  $X_v$  en los cálculos puede ser función de la rapidez de crecimiento específico, del pH, etc., pero no hay estudios al respecto, así que en el modelo microscópico puede emplearse algún valor para  $X_v$  que sea recomendado en la literatura, siempre que las condiciones de referencia sean similares a las del sistema que se pretende modelar.

Debe tenerse en cuenta que las suposiciones s10 y s15 están íntimamente relacionadas, ya que no se podría justificar s10 (difusividad constante a través de la biopelícula) si  $X_v$  variara con la profundidad de la biopelícula.

Debe notarse que s15 se refiere a la distribución homogénea de la biomasa en una película de espesor dado, pero no a su variación en función del espesor de la película.

Además, si se hace la suposición de que

s16. La concentración de biomasa  $X_v$  depende de la concentración de los sustratos y del espesor de la biocapa, pudiéndose despreciar su dependencia respecto a cualquier otro factor.

Entonces se tiene que

$$X_v = X_v(C_1, C_2, \dots, C_n, \delta)$$

y

$$r_j(C_1, C_2, \dots, C_n, \delta, X_v) = r_j(C_1, C_2, \dots, C_n, \delta).$$

Con un valor constante de la concentración de biomasa en todo el espesor, la rapidez de reacción está dada por la concentración de los sustratos en la corriente gaseosa y el espesor de la película líquida.

Para eliminar la funcionalidad entre el término de rapidez de reacción y el espesor de la biocapa, debe considerarse que el espesor es diferente en las uniones interpartícula, en las grietas intrapartícula, en los cúmulos de líquido atrapados entre las partículas, etc. Es decir, no puede suponerse un espesor constante en el EER.

Para salvar esta dificultad se define la función de distribución de espesores  $\Psi$ , de manera que la fracción de la interfase líquido-gas que forma una película de espesor entre  $\delta$  y  $\delta+d\delta$  este dado por  $\Psi d\delta$ . con la condición de normalización

$$\int_0^{\infty} \Psi d\delta = 1 \quad \dots (30)$$

de modo que la rapidez de reacción, dada por (27), puede ser promediada en el área interfacial líquido-gas. Ponderando,

$$\begin{aligned}
 \bar{r}_i &= \bar{r}_i(C_1, C_2, \dots, C_n) \\
 &= \int_0^\delta \bar{r}_i(C_1, C_2, \dots, C_n, \delta) \Psi d\delta \\
 &= \int_0^\delta \omega_i D_i \left[ \frac{\partial C_i}{\partial x} \right]_{x=0} \Psi d\delta \quad \dots (31)
 \end{aligned}$$

donde el valor de  $\left[ \frac{\partial C_i}{\partial x} \right]_{x=0}$  queda determinado por la solución de (29) usando  $X_v$  correspondiente al espesor  $\delta$ , y el valor de  $\delta$  correspondiente al punto de integración.  $\bar{r}_i$  representa el valor promediado de  $r_i$  respecto al área interfacial. Las condiciones a la frontera a escala microscópica y la definición del espesor activo quedan intactas.

Sin embargo, por la dificultad de determinar de determinar la función  $\Psi$ , aquí se hará la suposición de que

s17. El espesor de la biopelícula es constante a una altura dada del biofiltro.

Esto es equivalente a decir que la distribución es una función delta con valor diferente de cero únicamente es un solo valor de  $\delta$ , de modo que se cumpla (30).

Para determinar la variación de  $\delta$  a lo largo del biofiltro se tienen varias alternativas. Una es proponer algún perfil de espesores reales a lo largo del biofiltro a partir de determinaciones de humedad y de actividad en puertos de muestreo a lo largo del empaque. Otra alternativa es desarrollar un modelo para determinar la variación del espesor real en el empaque. La alternativa que resta es utilizar un valor constante de  $\delta$  en todo el biofiltro. Hasta ahora, esta ha sido la alternativa que se ha seguido en los modelos que involucran espesor de biopelícula. Actualmente, el autor está desarrollando un modelo para este propósito, pero faltan datos experimentales para determinar su validez.

$\omega_i$  depende no sólo de la naturaleza de  $i$ , sino también de espesor de la película y, sobre todo, de la concentración de la biomasa.

Cuando sea posible determinar la función  $\Psi$ , las ecuaciones (29) podrán ser utilizadas con el uso de la  $\bar{r}_i$  correspondiente como rapidez de reacción a escala mesoscópica.

Como al variar el espesor real,  $\delta$ , el espesor activo,  $\delta^*$ , puede mantenerse constante, o bien variar junto con  $\delta$ , los valores de  $\left[ \frac{\partial C_i}{\partial x} \right]_{x=0}$  en función de  $\delta$ , quizá no sean continuos durante la integración, así que se deberá tener especial atención a esto cuando se calcule  $\bar{r}_i$ , ya que cada régimen definido por la condición (27) debe identificarse antes de proceder con la integración.

Con lo anterior, puede determinarse el término de producción a escala mesoscópica, a partir de la solución de los balances microscópicos de la fase líquida en combinación con la distribución de espesores de película en el EER.

#### RELACIÓN ENTRE LAS ESCALAS MESOSCÓPICA Y MACROSCÓPICA.

Hasta aquí se han ligado las escalas celular, microscópica y mesoscópica. Es ahora, cuando se obtendrá la forma final del modelo matemático, ya que para el caso de un biofiltro, es en la escala macroscópica donde se contrastan los resultados del modelo con los resultados experimentales.

Considerando que:

- c9. En cualquier fase, la variación radial de concentraciones es despreciable, ya que la dimensión característica del biofiltro es mucho mayor que la dimensión característica de las partículas del empaque, esto es  $C_i = C_i(r)$ .

c10. Se puede despreciar la variación del coeficiente de dispersión axial a lo largo del biofiltro.

Entonces, las ecuaciones (29) se definen en la dirección axial solamente y con c10, el balance mesoscópico en la fase gas queda:

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_i^{*g}}{\partial t} = & - \frac{\partial}{\partial Z} (u^* C_i^{*g}) + \\ & + D_i^{*g} \frac{\partial^2 C_i^{*g}}{\partial Z^2} + \\ & + \omega_i D_i \left[ \frac{\partial X_i}{\partial X} \right]_{i,n} a_{i,s} \\ & - \left( C_{i,eq}^{*g} - C_i^{*g} \right) K_i^{*g} a_{i,s} \end{aligned} \quad \dots (29a)$$

Las condiciones a la frontera y las condiciones iniciales son las que permitirán resolver (29) y contrastar los resultados con la experiencia.

Las condiciones iniciales son las de un régimen permanente. Sin embargo, las condiciones a la frontera han sido motivo de controversia en ingeniería química desde hace medio siglo (véase Froment y Bischoff, 1990, apartado 11.6).

En primera aproximación, una condición de frontera está dada por las condiciones de la entrada. Sin embargo, el gradiente de concentración entre la corriente de entrada y el flujo en el empaque en  $Z=0$  provocará un flujo que debe ser tomado en cuenta.

Por el otro lado, cuando el flujo en un lecho empacado que, en general, está en un régimen dinámico, es difícil saber a ciencia cierta dónde se debe definir la segunda condición de frontera.

Si se toma en cuenta que en el lecho se llevan a cabo varias reacciones, y si el lecho se supone que tiene una longitud infinita, entonces, al final se habrá alcanzado el equilibrio y no habrá una variación en la composición. Cuando se resuelve el modelo con esta condición a la frontera, basta con calcular cual es la concentración entre  $Z=0$  y  $Z=L$ , para conocer el perfil en el biofiltro de altura  $L$ .

No obstante, para utilizar esta condición se debe suponer que en  $Z=L$ , el comportamiento del empaque es igual al que tiene en su interior. Es decir, al suponer una longitud infinita se desprecia así, los efectos terminales que consisten en un cambio brusco de concentración, de velocidad y de donde se detiene la reacción. En realidad, se provocan gradientes y el flujo en la frontera  $Z=L$  no es de la misma naturaleza que en el interior del biofiltro.

El enfoque de longitud infinita es útil porque permite con una misma solución determinar la conversión a diferentes alturas, mientras que con la condición de cambio de régimen en  $Z=L$ , solo se obtiene la conversión para una altura  $L$  dada cada vez que se resuelve el modelo. No obstante, la segunda alternativa permite implantar un método numérico en un dominio finito de  $Z$ , mientras que la segunda condición representa algunas dificultades adicionales que requieren de algunos ingeniosos métodos de cálculo (Acton, 1970; entre otros).

Las condiciones iniciales que se utilizan aquí son las siguientes:

$$C_i = C_i(Z) \quad @ \quad \begin{cases} t = 0 \\ 0 \leq Z \leq H \end{cases} \quad \dots (32)$$

y las condiciones a la frontera:

$$\left( K_i^{*g} = u^* C_i^{*g} - D_i \frac{\partial C_i^{*g}}{\partial Z} \right) @ \quad \begin{cases} t \geq 0 \\ Z = 0 \end{cases} \quad \dots (33)$$

$$\frac{\partial C_i^g}{\partial Z} = 0 \quad @ \quad \begin{cases} r \geq 0 \\ Z \rightarrow \infty \end{cases} \quad \dots (34)$$

La primera condición a la frontera establece que el flux de  $i$  que entra al biofiltro (velocidad superficial por concentración en gas a ser filtrado) contribuye al flux convectivo (velocidad intersticial por concentración en fase gas del medio poroso) y a la dispersión en el lecho empacado.

De esta manera, los grados de libertad se hacen cero y, en principio, existe una solución del problema.

### 5.6.3 RESUMEN DE CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES DEL MODELO.

A continuación se resumen las consideraciones y las suposiciones que se han hecho en el desarrollo del modelo.

#### RESUMEN DE CONSIDERACIONES.

c1.	En la fase gaseosa no se presentan reacciones.	55
c2.	En la fase sólida no se presentan reacciones.	55
c4.	La única fase móvil, y que por lo tanto presenta transferencia convectiva, es la fase gaseosa.	55
c5.	En la escala microscópica, no es necesario plantear los balances de masa a nivel microscópico en un elemento diferencial de espacio (EDE) para la fases gas y sólida.	56
c6.	El transporte convectivo dentro de la biopelícula es despreciable.	56
c7.	La tasa específica de decaimiento, $\lambda$ , es constante y no depende de las concentraciones de los sustratos, ni de la cantidad de biomasa que ya ha vivido el tiempo de vida media.	58
c8.	No hay absorción ni reacción en la película líquida del lado de la interface sólido-líquido.	62
c9.	En cualquier fase, la variación radial de concentraciones es despreciable, ya que la dimensión característica del biofiltro es mucho mayor que la dimensión característica de las partículas del empaque, esto es $C_i \neq C_i(r)$ .	64
c10.	Se puede despreciar la variación del coeficiente de dispersión axial a lo largo del biofiltro.	65

#### RESUMEN DE SUPOSICIONES.

s1.	La dispersión sólo se presenta en fase gaseosa.	55
s2.	La difusión de una sustancia a través de la biopelícula puede describirse por un modelo fickiano.	56
s3.	La población microbiana se comporta como una "mezcla ideal" y se desprecian las características individuales de cada una de las especies que en realidad componen la biomasa, así como sus interacciones o ciclos metabólicos.	57
s4.	Entre la biomasa activa y la biomasa inactiva no hay intermediarios.	57



- s5. La biomasa activa,  $X_v$ , y la biomasa inactiva,  $X_m$ , no se difunden por la biopelícula. .... 57
- s6. La vida media en promedio para las especies del consorcio microbiano no depende de las concentraciones de los sustratos. .... 58
- s8. En una posición axial dada, las concentración en las fases gas y sólida, existe un mezclado transversal perfecto. .... 59
- s9. La biocapa está formada sobre la superficie exterior del empaque, teniendo un espesor  $\delta$ , que es muy pequeño, de manera que la biocapa se puede representar por medio de una geometría plana. .... 60
- s10. El coeficiente efectivo de difusión es constante a través de la película. .... 60
- s11. El comportamiento cinético que tenga el consorcio microbiano en el biofiltro es el mismo que el manifestado en los experimentos en que se determinan los parámetros de estas expresiones cinéticas. .... 60
- s12. No existe resistencia a la difusión del lado del gas en la interfase biocapa/gas. 60
- s13. No se presentan fenómenos de sorción y desorción en la interfase biocapa/sólido. .... 60
- s14. La absorción del gas al líquido es instantáneamente igual a la cantidad absorbida por la película, tal como se calcula del perfil de concentraciones de la película líquida, .... 62
- s15. La concentración de la biomasa permanece constante a través del espesor de la biopelícula. .... 63
- s16. La concentración de biomasa  $X_v$  depende de la concentración de los sustratos y del espesor de la biocapa, pudiéndose despreciar su dependencia respecto a cualquier otro factor. .... 63
- s17. El espesor de la biopelícula es constante a una altura dada del biofiltro. .... 64

#### 5.6.4. APROXIMACIÓN AL MEDIO PSEUDOCONTÍNUO.

Sumando las ecuaciones (12b) y (12c) para las fases líquida y sólida, respectivamente, se tiene que

$$\frac{d(C_i^l + C_i^s)}{dx} = + \sum_{k=1}^{N_{Ri}} R_k^l a_i^k + f_i^{s \rightarrow l} a_{i-x} + f_i^{l \rightarrow s} a_{i,x} \quad \dots (35)$$

ya que el flux interfacial desde la fase líquida hacia la fase sólida es igual, pero en sentido opuesto al flux interfacial desde la fase sólida hacia la fase líquida, cancelándose mutuamente los términos correspondientes. De igual manera, los fluxes interfaciales desde la fase gas hacia las fases líquida y sólida son iguales, pero el sentido opuesto, a los fluxes interfaciales de la fase líquida a la fase gas, y de la fase sólida a la gas respectivamente, o sea,

$$f_i^{l \rightarrow s} a_{i-x} = - f_i^{s \rightarrow l} a_{i,x} \quad \dots (36)$$

$$f_i^{g \rightarrow s} a_{i,x} = - f_i^{s \rightarrow g} a_{i-x} \quad \dots (37)$$

y con un despeje de la ec. 12, se tiene que

$$f_i^{l \rightarrow g} a_{i \rightarrow g} + f_i^{g \rightarrow l} a_{i \rightarrow l} = - \frac{d(C_i^l + C_i^g)}{a} + \sum_{k=1}^{NR_i} R_k^l \alpha_i^k,$$

de modo que la ecuación para la fase gas también puede escribirse de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_i^g}{\partial t} = & - \nabla \cdot (u^g C_i^g) + \\ & + \nabla \cdot (D_i^g \cdot \nabla(C_i^g)) + \\ & - \frac{d(C_i^l + C_i^g)}{a} + \\ & + \sum_{k=1}^{NR_i} R_k^g \alpha_i^k \end{aligned} \quad \dots (38)$$

Debe notarse que la validez de las combinaciones anteriores no depende de las ecuaciones constitutivas con que se representen los fluxes interfaciales o los términos de reacción.

En principio, existe una función biunívoca que relaciona, para condiciones dadas de operación, la concentración de la especie  $i$  en la fase gas con la concentración en las fases líquido y sólida, esto es,

$$\phi_i = \frac{d(C_i^l + C_i^g)}{dC_i^g} \quad \dots (39)$$

Si se alcanza rápidamente el equilibrio, se puede desprestigiar los efectos de transferencia de masa, por lo que  $\phi$  no debe depender drásticamente del tiempo y

$$\frac{\partial(C_i^l + C_i^g)}{\partial t} = \frac{d(C_i^l + C_i^g)}{dC_i^g} \frac{\partial C_i^g}{\partial t} = \phi_i \frac{\partial C_i^g}{\partial t} \quad \dots (40)$$

esto es válido incluso si  $\phi_i$  depende de la concentración.

De la misma manera, también existe una relación biunívoca entre la concentración en la fase gas y la concentración en la fase líquida, de manera que el término de reacciones en la fase líquida puede escribirse como una función de la concentración de las especies en la fase gas, o sea, para cada  $i$

$$\sum_{k=1}^{NR_i} R_k^l \alpha_i^k = R^l \alpha_i^l \quad \dots (41)$$

donde el coeficiente estequiométrico depende de la forma en que se describan los procesos químicos (ecuaciones estequiométricas) ya que el lado derecho representa una función global resultante de todos los procesos químicos que tienen lugar simultáneamente.

De esta manera, la ecuación de balance para la especie  $i$  puede representarse por:

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_i^g}{\partial t} = & - \nabla \cdot (u^g C_i^g) \\ & + \nabla \cdot (D_i^g \cdot \nabla(C_i^g)) \\ & - \phi_i \frac{\partial C_i^g}{\partial t} \\ & + R^g \alpha_i^g \end{aligned} \quad \dots (42)$$

y por supuesto, esto se puede arreglar para  $\frac{\partial C_i^x}{\partial t}$  dando

$$(1 + \phi_i) \frac{\partial C_i^x}{\partial t} = - \nabla \cdot (u^x C_i^x) + \nabla \cdot (D_i^x \cdot \nabla(C_i^x)) + R^x \alpha_i^x \quad \dots (43)$$

que es una ecuación que requiere que se conozcan las funciones  $\phi_i$  y  $R^x \alpha_i^x$ , pero que al mismo tiempo evita el tener que determinar  $\sum_{i=1}^{N_{T_1}} R_i^x \alpha_i^x$ , y tener que resolver simultáneamente los balances de las tres fases.

En analogía con el balance de masa en un medio realmente continuo, la ecuación (43) anterior puede escribirse

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_i^x}{\partial t} = & - \frac{\nabla \cdot (u^x C_i^x)}{(1 + \phi)} \\ & + \frac{\nabla \cdot (D_i^x \cdot \nabla(C_i^x))}{(1 + \phi)} \\ & + \frac{R^x \alpha_i^x}{(1 + \phi)} \end{aligned} \quad \dots (44)$$

de manera que cada uno de los procesos, el convectivo, el difusivo y el de producción parecen  $(1 + \phi_i)$  veces más lentos que la rapidez de cambio de la concentración, ya que  $(1 + \phi_i) > 1$ . Es decir, la respuesta, en el sentido causa-efecto, no es inmediata. A esto se refiere Wicke (1975) cuando señala que el coeficiente efectivo de difusión no es el mismo en un proceso a régimen permanente, que en uno a régimen dinámico.

En un régimen permanente, al hacer cero  $\frac{\partial C_i^x}{\partial t}$ , y multiplicar por  $(1 + \phi_i)$ , la ecuación que describe el proceso no manifiesta este efecto de retraso. Sin embargo, se ha visto que en régimen permanente, lo que realmente sucede en un momento dado es la respuesta a una causa anterior pero que es idéntica a la causa (excitación) actual.

Deviny (1993) por métodos menos rigurosos obtiene una ecuación similar a la anterior y llama a  $(1 + \phi_i)$ , "factor de retardo" como se hace en el estudio de flujo de fluidos en mantos acuíferos.

Por comodidad, y dado que en una sola ecuación están contemplados los procesos de las tres fases, la ecuación debería escribirse en términos de concentración de la especie  $i$  por unidad de volumen de gas y no por unidad de volumen de empaque. Definiendo,

$$\xi = \lim_{\substack{V \rightarrow 1, \text{ } \mu \rightarrow 0 \\ \text{ } \mu \rightarrow 0, \text{ } V \rightarrow 1 \\ \text{ } \mu \rightarrow 0, \text{ } V \rightarrow 1}} \left\{ \frac{\text{volumen del gas que fluye}}{\text{volumen total de empaque}} \right\} \quad \dots (45)$$

Por su definición,  $\xi$  es una propiedad dinámica y no estática como la porosidad. En lo que sigue,  $\xi$  será referida como la "porosidad dinámica". Debe notarse que la definición de  $\xi$  no es la de porosidad real.  $\xi$  no depende del volumen vacío, sino del volumen que fluye. Las zonas de gas estancado que no contribuyen al transporte y distribución de reactivos y productos no se consideran como parte del volumen sobre el cual se basa la evaluación de la concentración  $C_i$ . Esto es congruente con los métodos experimentales empleados para la determinación de factores como el coeficiente de dispersión, el factor de retardo, etc. Además,  $\xi$  incluye en el volumen total de empaque al volumen que ocupa la fase líquida.

De modo que  $C_i^* = (C_i, \xi)$  donde  $C_i$  es la concentración de la especie  $i$  basado en la unidad de volumen de gas que fluye.

El término de reacción se puede escribir como  $r_i a$ , siendo  $r_i$  igual a la rapidez de producción de la especie  $i$  en la fase líquida por unidad de tiempo y por unidad de área interfacial gas móvil-líquido de la fase líquida y  $a$  igual que antes, representa el área interfacial gas móvil-líquido por unidad de volumen del empaque. De esta manera,

$$\begin{aligned} \frac{d(C_i, \xi)}{dt} = & - \frac{\nabla \cdot (u^* C_i, \xi)}{(1 + \phi_i)} \\ & + \frac{\nabla \cdot (D_i^* \cdot \nabla(C_i, \xi))}{(1 + \phi_i)} \\ & + \frac{r_i a}{(1 + \phi_i)} \end{aligned} \quad \dots (46)$$

Otro cambio algunas veces útil, es el de la velocidad de fase gaseosa en el medio poroso en términos de la velocidad de entrada del flujo gaseoso. Si la velocidad es baja, y si densidad del flujo gaseoso y la presión no cambian notablemente en el biofiltro, la relación de velocidades en la dirección axial es

$$u^* A = (A_0 u) \xi \quad \dots (47)$$

donde  $u^* A$  es el flujo volumétrico axial.  $A_0 u$  es el flujo volumétrico de gas a la entrada, en ausencia del medio poroso.  $A_0$  es el área de sección transversal a la entrada y  $A$  es el área transversal a una altura dada.  $u^*$  es la velocidad de flujo gaseoso en el medio poroso de empaque. La validez de esta correspondencia radica en la pequeña variación de los moles en fase gaseosa comparados con los moles de nitrógeno incluidos en el aire que transporta los gases a tratar y a la incompresibilidad del gas, dada la baja velocidad de flujo. Sin embargo, la igualdad no se verá satisfecha si los efectos de transporte interfacial son grandes sobre la densidad del flujo gaseoso. A las condiciones y escalas de tiempo a las cuales operan los biofiltros, la relación es válida. No obstante, este cambio es solamente válido en condiciones de régimen permanente, ya que supone que el hecho de cambiar la concentración a la entrada, tiene un efecto inmediato sobre la velocidad intersticial en el interior del biofiltro.

La ecuación en coordenadas cilíndricas, sin tomar en cuenta variaciones angulares, es:

$$\begin{aligned} (1 + \phi) \frac{d(C_i, \xi)}{dt} = & - \frac{\partial}{\partial z} (u^* C_i, \xi) \\ & + \frac{\partial}{\partial r} (u_r^* C_i, \xi) \\ & + \frac{\partial}{\partial z} \left( D_{i,z}^* \frac{\partial}{\partial z} (C_i, \xi) + D_{i,r}^* \frac{\partial}{\partial r} (C_i, \xi) \right) \\ & + \frac{\partial}{\partial r} \left( D_{i,z}^* \frac{\partial}{\partial z} (C_i, \xi) + D_{i,r}^* \frac{\partial}{\partial r} (C_i, \xi) \right) \\ & + r_i a \end{aligned} \quad \dots (48)$$

Si la longitud axial es tan larga, y la velocidad axial es tan pequeña, que permitan una buena distribución radial, y si el diámetro es grande comparado con el tamaño de las partículas del empaque, para que los efectos de pared sean despreciables, las variaciones radiales pueden ser despreciadas, obteniendo así:

$$(1 + \phi_r) \frac{\partial(C_i \xi)}{\partial t} = - \frac{\partial}{\partial Z} (u^* C_i \xi) + \frac{\partial}{\partial Z} \left( (D_{i, \text{eff}}) \frac{\partial}{\partial Z} (C_i \xi) \right) + a \cdot r_i \quad \dots (49)$$

Además, la razón ( $A_0/A$ ) deberá cambiar poco, o nada, a lo largo del biofiltro permitiendo despreciar los efectos de los gradientes axiales de los gradientes radiales.

Las dos expresiones anteriores demuestran que para la descripción de un biofiltro, se deben conocer los parámetros que caracterizan el comportamiento dinámico del empaque:  $\xi$ , y  $\alpha$ , el término de reacción  $r_i$ , y al mismo tiempo, la función de equilibrio  $\phi_i$ , y el coeficiente de dispersión de cada especie.

## PARTE III. EXPERIMENTACIÓN.

### 6. EXPERIMENTACIÓN CON SISTEMAS DE BIOFILTRACIÓN.

¿Cómo diseñar un biofiltro efectivo a bajo costo y con buena operación para cada caso específico? Un inventario del conocimiento existente al respecto, nos llevaría a contestar la pregunta pues mucho de este conocimiento está disponible, aunque disperso. Una mayor investigación en biofiltros ampliará el campo de aplicación y la eficiencia de reducción de compuestos no deseados. Dada la creciente demanda de técnicas baratas y efectivas para el tratamiento de gases de deshecho a bajas concentraciones, las investigaciones en biofiltración continuarán teniendo un impulso considerable.

Aquí se describen algunas técnicas experimentales y las líneas que se consideran necesarias para el desarrollo tecnológico de los sistemas de biofiltración en México.

#### 6.1 DICIPLINAS INVOCADAS EN LA INVESTIGACIÓN Y EL DESARROLLO DE LA BIOFILTRACIÓN.

La Figura 6-1 describe la relación íntima que se debe dar entre la ingeniería química y la bioquímica para el sano desarrollo de la biofiltración en México. Cabe señalar que el desarrollo de la biofiltración en México no requiere de modernas técnicas genéticas, ni de costosos proyectos ya que, como el cuadro revela, se trata de una interacción entre disciplinas ya tradicionales de cada área y lo único que se requiere es de la interacción interdisciplinaria.

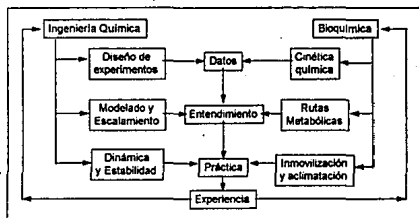


Figura 6-1.

Hoy día, los biofiltros son usados en varias ramas de la industria a gran escala para eliminar diversos sustratos volátiles; tanto orgánicos, como inorgánicos. Pero a pesar de que se pueden alcanzar eliminaciones del 99%, los costos específicos de biofiltración son generalmente del orden de pocos dólares por cada 1000m<sup>3</sup> de gas tratado.

Para que esta tecnología pueda ser aprovechada por la industria nacional, es necesario que en México se lleven a cabo los estudios experimentales, se desarrollen y se prueben modelos matemáticos y métodos de optimización, pues de otra manera, el pago de tecnologías extranjeras puede evitar que la biofiltración sea económicamente competitiva frente a otras tecnologías. Bien desarrollados, los biofiltros ofrecen la forma más sencilla de operación al compararlos con otros sistemas de purificación (Diks y Ottengraf, 1991a).

Sin embargo, ese desarrollo no es trivial. Los complejos procesos bioquímicos que tienen lugar durante la oxidación de los VOC's dentro del biofiltro, así como el complejo régimen de flujo gaseoso que se da el empaque (el cual consiste de materiales no estructurados, ni regularmente distribuidos), impiden que los biofiltros puedan ser tratados como reactores convencionales.

Intensas investigaciones experimentales a escalas de laboratorio, piloto, e industrial; han sido llevadas a cabo para determinar la macrocinética del proceso de la biofiltración y los valores de los parámetros de rapidez para varios componentes volátiles descargados por la industria.

Los resultados experimentales en biofiltros se resumen en los siguientes puntos, aunque estos no representan, en lo absoluto, reglas generales de comportamiento:

- La macrocinética del proceso de eliminación en un lecho de filtro biológico puede ser descrita por un proceso de absorción en la biocapa líquida, que rodea las partículas que constituyen el empaque, acompañado simultáneamente por una reacción de degradación biológica.
- La eliminación en un biofiltro, de casi todos los compuestos investigados, como alcohol, cetonas, ésteres, aromáticos, etc., sigue una macrocinética de reacción de orden cero, aún a muy bajos niveles de concentración. Esto ha sido confirmado en investigaciones por lote en soluciones acuosas de los compuestos mencionados (véase Diks y Ottengraf, 1991a). Sin embargo, van Lith (1990) ha señalado que, debido a los fenómenos de transferencia de masa, el orden global de la conversión se debe representar por una cinética de primer orden.
- A bajos niveles de concentración en fase gas o para bajas solubilidades en agua de los compuestos a eliminar, la rapidez de eliminación en el biofiltro puede ser considerada como de régimen controlado por difusión.
- Debido al carácter predominantemente de orden cero para el proceso de eliminación a bajas concentraciones, el grado de eliminación de cualquier compuesto biodegradable puede llegar a ser cerca del 100% con tiempos de residencia finitos de la corriente gaseosa en el lecho filtrante (Diks y Ottengraf, 1991a).

Esto último explica las altas eficiencias típicamente encontradas en biofiltración.

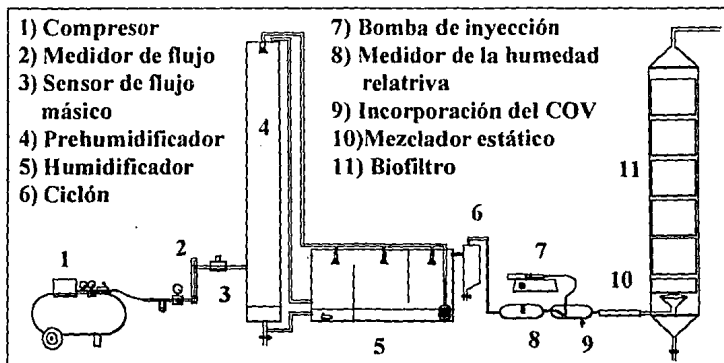


Figura 6-2. Sistema experimental de la UAM-I. Tomado de Morales, M., Pérez, F., Auria, R., Revah, S. (1994).

## 6.2. INSTALACIONES EXPERIMENTALES TÍPICAS.

El biofiltro a escala piloto, generalmente consiste de varios cilindros conectados que forman una columna con diferentes elementos de empaque, entre los cuales se pueden instalar puertos de monitoreo y control. Estos puertos pueden servir para conectar termopares y manómetros, o bien, como puertos de muestreo de la corriente gaseosa, a fin de determinar su composición. Además, en plantas piloto se debe contar con instalaciones de pretratamiento de la corriente gaseosa y estas pueden ser un humidificador, intercambiadores de calor, mezcladores de gases, etc.

En la operación de un biofiltro en planta piloto, el aire contaminado pasa primero por el sistema de pretratamiento en donde se humidifica a la temperatura de operación a la que se desea hacer la simulación experimental. Luego pasa por el lecho de biofiltración a lo largo del cual están instalados los sistemas de medición en los puertos de monitoreo y control.

Varios autores han descrito sistemas de biofiltración a escala piloto (Ottengraf y van den Oever, 1983, Ergas, et al., 1993, Medina, et al., 1993, Shareefdeen, et al., 1993, Zilli, et al., 1993, Morales, et al., 1994, Smet, et al., 1994). La Figura 6-2 ilustra el sistema experimental de la UAM-Iztapalapa.

Las técnicas experimentales empleadas en el estudio de la biofiltración son diversas, pero bien conocidas. Algunos ejemplos se citan a continuación.

- Las muestras de gas son recolectadas en bolsas, frascos o recipientes apropiados dependiendo de la volatilidad de los compuestos que contenga la muestra, la penetración de tales compuestos en el material del recipiente, la facilidad de uso, distancia entre el puerto de muestreo y los instrumentos de análisis, y la técnica de muestreo empleada.
- La composición de la muestra se puede determinar usando un cromatógrafo de gases con detector de ionización a la flama (Medina, et al., 1993).
- El flujo volumétrico en la entrada del biofiltro puede ser medido usando un tubo Pitot. Sin embargo esto no siempre ha dado resultados precisos, siendo sustituidos por rotámetros de bola (Medina, et al., 1993).
- Las muestras del relleno pueden ser tomadas del reactor a través de los puertos de muestreo y determinar su densidad aparente, su densidad sin espacios vacíos, y el contenido de humedad entre sus propiedades más importantes.
- El contenido de agua se puede determinar mediante la pérdida en peso de una muestra del empaque al ser calentada. Medina, et al. (1993) calentaron a 103°C durante 24 hrs, mientras que en la UAM-I se ha estado utilizando una termobalanza.
- El material volátil puede determinarse por las pérdidas en peso al calentar la muestra seca a 550°C durante 15 minutos (Medina, et al., 1993).
- El pH de las muestras del empaque puede ser determinado colocando las muestras en agua desionizada y dejando que se equilibren durante 1 hora para determinar después el pH de la solución y por un balance determinar cuál era el pH de la fase líquida en la muestra original.

## 6.3. EXPERIMENTO PROPUESTO PARA ESTUDIAR EL EFECTO DEL CONTENIDO DE HUMEDAD.

Como ya se mencionó, en la práctica se ha identificado a la humedad como uno de los factores más importantes en el comportamiento del biofiltro (véase el apartado 3.1; Heslinga, 1994; van Lith et al., 1994) pero no se ha reportado ninguna investigación que intente pasar de la descripción cualitativa,



al análisis cuantitativo del efecto de la humedad sobre la capacidad de eliminación en el lecho del biofiltro. Quizá esto se deba a:

- a) Imposibilidad de determinar la humedad real cuando el biofiltro está en operación.
- b) Problemas de medición de diferencias de concentración de los compuestos a eliminar en biofiltros a escala experimental.
- c) Dificultad de aislar exclusivamente el efecto de humedad en el proceso de biofiltración.
- d) Prioridad en el pasado por encontrar modelos aproximados sin considerar los efectos por variaciones en la humedad.
- e) Escaso interés en el efecto de la humedad debido a que el gas puede entrar saturado al biofiltro utilizando un humidificador antes de la entrada del gas al biofiltro (Morales et. al., 1994), o contar con sistemas de riego intermitente que permitan mantener constante el nivel de humedad deseado (Zilli et. al., 1993).
- f) Problemas con la determinación de la absorción de agua en el lecho y del espesor de la película formada sobre las partículas de la fase sólida.
- g) Dificultad de medir la fracción de agua estancada entre canales y huecos del empaque que podría funcionar como espacio inerte.

Desde luego, algunas de estas dificultades son, hoy en día, insuperables, pero la necesidad de medir objetiva y cuantitativamente el efecto de la humedad sobre la capacidad de eliminación es apremiante, sobre todo para poder:

- a) Desarrollar modelos de régimen no estacionario que tomen en cuenta variaciones de humedad, ya que los biofiltros son concebidos para tratar gases de desecho que rara vez tienen condiciones controladas expofeso.
- b) Optimizar a priori niveles de humedad en el diseño de biofiltros.
- c) Determinar la validez de la hipótesis de efectos despreciables de las variaciones de humedad en los modelos actuales para biofiltración.
- d) Definir estrategias para el control del nivel de humedad en biofiltros.

En este contexto, es necesario que se lleve a cabo un estudio experimental para encontrar esa funcionalidad y, que en una primera fase, se identifiquen además las variables que deberán ser tomadas en cuenta para el diseño de fases experimentales subsecuentes, donde se vayan haciendo refinamientos y comprobaciones a modelos obtenidos en fases anteriores.

No hay indicios de que otros grupos de investigación sobre técnicas de biofiltración en el continente americano, apunten hacia la elucidación del efecto de la humedad, de modo que una investigación al respecto en la UAM-I representaría una contribución importante en el campo.

## MATERIALES Y MÉTODOS.

Como ya se mencionó, no es fácil determinar la humedad real del lecho cuando el biofiltro se encuentra en operación, y lo que puede calcularse es la cantidad global de agua que hay en el biofiltro por balance de entrada y salida desde en momento de empacar. Esto implica un error considerable, y requiere de la instalación de medidores de humedad a la entrada y salida y de un sistema automatizado que realice el balance. Debe tomarse en cuenta que en la práctica lo que se puede medir es:

- a) La humedad de la corriente gaseosa en la entrada.
- b) La humedad de la corriente gaseosa tanto en la salida, así como en los puertos de muestreo.
- c) La cantidad de agua utilizada al inocular el material de empaque.
- d) La humedad del lecho al momento de empacar o desempacar el biofiltro.

Por lo tanto, los primeros experimentos dirigidos a estudiar los efectos de la humedad sobre el comportamiento del biofiltro, se deben basar en estas mediciones ya que además, son esas mismas las que se pueden controlar (a) y medir (b) durante la operación o determinar a priori (c y d).

A continuación se presentan dos sistemas experimentales basados en estas mediciones.

En la Figura 6-3 se esquematiza un sistema experimental de biofiltración que permite determinar la sensibilidad de un biofiltro con respecto a la humedad inicial del empaque manteniendo la humedad del gas a la entrada constante.

Por otro lado, en la Figura 6-4 se esquematiza un sistema experimental que permite determinar la sensibilidad de un biofiltro con respecto a la humedad del gas de entrada para un mismo nivel de humedad inicial en el empaque.

Ambos sistemas están concebidos para determinar las mediciones en régimen permanente, ya que, mientras se alcanza un equilibrio entre la tasa de sorción y la de desorción en el empaque, no es posible observar exclusivamente el efecto que tiene la humedad de empaque en el momento de empacar el biofiltro (el caso del sistema 1) o el que tiene el cambiar la humedad del gas de entrada (el caso del sistema 2).

Para tomar en cuenta el régimen no estacionario se deben conocer primero los efectos por separado y luego, en fases posteriores tratar de determinar como estos dos efectos se combinan entre sí.

En ambos sistemas, la mayor dificultad experimental estriba en determinar la diferencia de la concentración de sustrato entre la entrada y la salida, ya que esta diferencia de concentración puede ser del mismo orden de magnitud que el margen de error de los aparatos de medición disponibles en el laboratorio.

Pese a su similitud, en la práctica, cada sistema brinda información diferente. El primer sistema se refiere a la humedad del lecho al momento del arranque, cuyo valor óptimo puede ser determinado en las fases experimentales de diseño en planta piloto. El segundo sistema está relacionado con las condiciones

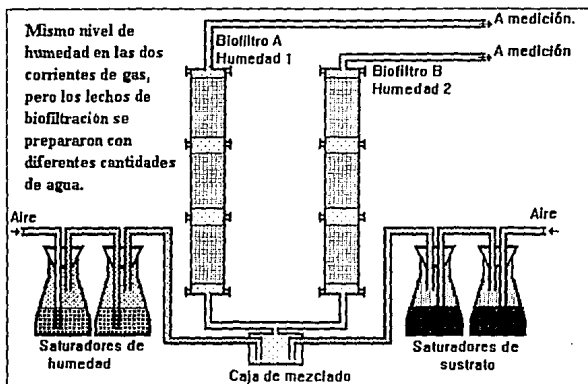


Figura 6-3.

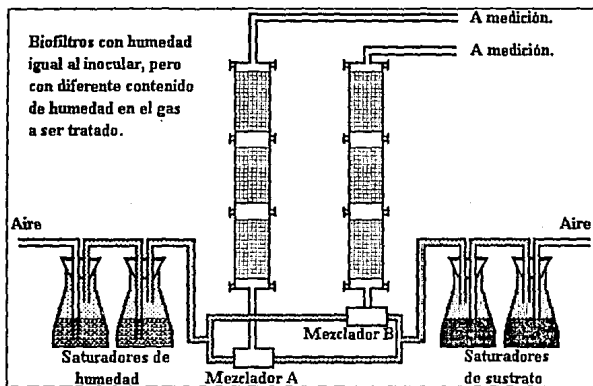


Figura 6-4.

de entrada y con el control del biofiltro, más que con su diseño y arranque; los niveles de humedad idóneos para el biofiltro pueden determinarse por prueba y error en un biofiltro experimental o de escala industrial, pero la humedad del lecho en un biofiltro puede modificarse en plena operación, sólo cuando se tiene implementado un sistema de riego intermitente en la parte superior, aunque los resultados no serán los mismos que si de antemano se determina el nivel óptimo de humedad en el lecho, ya que se reducen los efectos de mala distribución, encanalamiento y estancamiento de líquido.

En la primera fase del proyecto, se estudiara lo concerniente al sistema 1, cuyo diagrama de instrumentación se muestra en la Figura 6-3.

La Tabla 6-1 muestra los valores de las diversas variables de este experimento.

Los materiales necesarios para efectuar los experimentos correspondientes al sistema 1 son:

6 Codos de 90°.	1 Balanza termogravimétrica con equipo auxiliar.
4 Y's.	1 Analizador de absorción IR con equipo auxiliar.
4 T's.	1 Bureta 250 ml.
4 Metros de manguera.	6 Vasos de precipitados de 50 o 100 ml.
2 Soportes.	2 Embudos para toma de muestras para IR.
4 Matraces Erlenmayer de 125 ml.	
2 Manómetros de agua.	
2 rotámetros.	

#### DESCRIPCIÓN DEL EXPERIMENTO.

Se inoculan  $0.003 \text{ m}^3$  de turba aproximadamente al 35% de humedad, con el consorcio microbiano.

Se empaican 2 columnas de biofiltración, A y B, una al 40% de humedad, y otra al 60% en peso de agua / peso de material de empaque seco. Cada columna consiste de tres sectores: A1, A2 y A3 y B1, B2, y B3 para las columnas A y B respectivamente, tal como se esquematiza en la Figura 6-3.

Una vez empaicadas, las columnas de biofiltración son instaladas cada una sobre dos soportes universal y desde este momento, se tienen bajo observación ya que de presentarse escurrimiento, este deberá cuantificarse. A continuación se procede a realizar las conexiones de flujo, de los biofiltros BF-1 y BF-2, con los saturadores de agua y de sustrato, los instrumentos de medición, y el sistema de mezclado de gases.

Una vez instalado el sistema experimental, tal como se muestra en el diagrama de instrumentación de la Figura 6-5, se procede a ajustar el sistema de mezclado, y las válvulas FV-A y FV-S para el flujo de aire saturado con agua y con sustrato, respectivamente, se abren o cierran, según sea necesario, para obtener el valor deseado tanto de flujo, como de concentración de sustrato en la corriente que sale de la caja de mezclado MB.

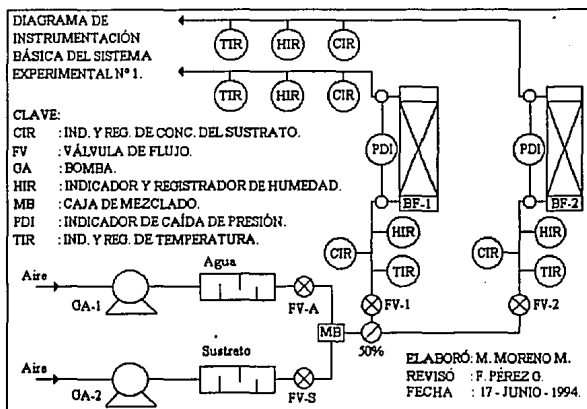


Figura 6-5.

Cuando se ha logrado ajustar el flujo y la concentración del sustrato de la corriente que sale de MB, se procede a verificar que las concentraciones de sustrato, la temperatura y los niveles de humedad en las corrientes de entrada a BF-1 y a BF-2 sean las mismas. Si no es así, se deberá ajustar la distribución hasta conseguir que esta condición sea satisfesa.

Cuando se ha logrado que las condiciones de las corrientes de entrada a los biofiltros sean idénticas, se comienzan a registrar las lecturas de temperatura, humedad y concentración a la entrada y a la salida, así como las medidas manométricas para cada columna. Desde este momento, se deberá tener un control sobre las condiciones de entrada, las cuales deberán permanecer constantes desde este momento, y hasta el final de la corrida.

variable	valor	unidades
porosidad	45	%
velocidad lineal	1000	cm/h
velocidad intersticial	2222.2	cm/h
temperatura	25	°C
presión	560	mmHg
diámetro	5	cm
área	78.54	cm <sup>2</sup>
altura	40	cm
volumen	3141.6	cm <sup>3</sup>
concentración inicial	10	g/m <sup>3</sup>
carga	10000	gm/m <sup>2</sup> h
flujo volumétrico	78540	cm <sup>3</sup> /hr
tiempo de residencia	25	l/h
concentración final	6.7301	g/m <sup>3</sup>
retiro	3.2699	g/m <sup>3</sup>
cap. de eliminación	81.748	g/m <sup>3</sup> /h
p° agua a 25°	23.756	mmHg
p° etanol	59.765	mmHg
MW del etanol	30	g/mol
sustrato en saturación	37.863	g/m <sup>3</sup>
flujo del etanizador	20743	cm <sup>3</sup> /h
flujo del saturador	57797	cm <sup>3</sup> /h

Tabla 6-1.

Al principio, las lecturas presentarán variaciones importantes al pasar el tiempo, ya que los biofiltros tienen prolongados tiempos de relajación para llegar a su estado estacionario. Cuando las mediciones a la salida de cada biofiltro permanezcan aproximadamente constantes en el tiempo, se habrá alcanzado el estado estacionario y en estas condiciones, a partir de la velocidad de flujo y de la diferencia de concentración del sustrato entre la entrada y la salida de cada biofiltro, será posible determinar la capacidad de eliminación de cada columna de biofiltración.

Una vez que los biofiltros alcancen el estado estacionario, y luego de haber determinado la capacidad de eliminación de cada biofiltro, el sistema es desmontado.

De cada sector de cada biofiltro se toman muestras del material de empaque con las debidas precauciones para evitar que pierdan, o absorban humedad del medio. Para cada muestra se determina el contenido de humedad por métodos termogravimétricos.

Luego de haber tomado las muestras de material de empaque de cada sector de biofiltración, el sistema ha cumplido su objetivo, y se procede a realizar otra corrida.

## 6.4. DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS DE MODELO.

Aquí se reseñan brevemente algunos procedimientos que permiten determinar los coeficientes y constantes que han quedado involucradas en los modelos propuestos.

No es posible prescindir del ajuste de datos para la determinación de algunos parámetros. Sin embargo, los modelos presentados no involucran más parámetros de ajuste que otros que toman en cuenta menos factores en el comportamiento del biofiltro.

Desde luego, la existencia de parámetros ajustables sirve como un comodín para lograr que el modelo, aparentemente, describa el comportamiento real. No obstante, el uso de los mismos parámetros a diferentes casos, dentro del marco teórico que sustenta al modelo, permitirá verificar si las suposiciones y las consideraciones hechas han sido las correctas.

Por otro lado, es obvio que, dentro de ciertos márgenes, el valor de cada constante o coeficiente será independiente del método experimental empleado. Dada la dificultad de determinar con precisión algunas variables involucradas, es importante tener en cuenta que los parámetros de ajuste contendrán, de una u otra manera, algunos efectos correctores indistingibles.

### 6.4.1. LA DIFUSIVIDAD.

La determinación de la difusividad efectiva a través de biopelículas ha sido extensamente estudiada (para algunas referencias véase Fan, et. al., 1990). Sin embargo, la obtención de datos experimentales para determinarla está lejos de ser satisfactoria y convincente. Por ejemplo, cada morfología celular tiene diferente influencia sobre la movilidad del sustrato a través de la biopelícula, lo cual impide que las mediciones puedan generalizarse a cualquier cepa inmovilizada. Además, no es posible determinar la cinética de degradación que se presenta en células inmovilizadas al mismo tiempo que el sustrato se difunde.

En general, las mediciones de difusividad efectiva se hacen estableciendo una concentración conocida de un trazador sobre una frontera de un agregado celular y midiendo, ya sea el flux en estado estacionario a través del agregado, o la rapidez de difusión transiente. En cualquier caso, se requiere de un modelo que incorpore ciertas suposiciones acerca del proceso de difusión.

El proceso de difusión generalmente se supone ficticio en naturaleza, y que depende solamente del gradiente de concentración y de la difusividad efectiva del sustrato en la película. El transporte convectivo dentro de la película se supone despreciable. De esta manera, la determinación de la difusividad es indirecta, a través de un modelo que difícilmente puede ser representativo de los fenómenos que tiene lugar dentro del biofiltro.

Además, algunas suposiciones deben hacerse con respecto a la forma de la expresión cinética que gobierna el consumo del trazador. Estas son incorporadas en un modelo que calcula la difusividad (efectiva de acuerdo con el modelo adoptado) a partir de los datos experimentales. Los métodos que únicamente involucran difusión son más deseables, pues se requieren menos suposiciones para calcular las propiedades de transporte. Sin embargo, pueden surgir serias dificultades de medición, ya que sólo por medio de reacción se pueden apreciar cambios de concentración.

Pocos trabajos han determinado los coeficientes de difusión en biopelículas. La difusividades de varios sustratos dentro de materiales biológicos han sido determinadas ajustando las rapidezces de consumo observadas con los coeficientes de algún modelo de difusión-reacción (Fan et. al., 1989). Una desventaja de estos métodos es la necesidad de determinar la cinética en corridas separadas en donde los efectos de transporte de masa sean despreciables y luego suponer que esta cinética es la misma que en las condiciones de la biopelícula. Además, se debe considerar un coeficiente de difusión global o efectivo que no toma en cuenta las variaciones a través de la biopelícula.

Al parecer, no se han determinado difusividades en películas sobre medios porosos con flujos adyacentes en fase gas tal como sucede en un biofiltro. Hay algunos estudios sobre la difusión de sustratos en biopelículas que crecen en partículas de carbón activado en bioreactores de lecho fluidizado sólido-líquido. En estos sistemas, las difusividades de diversos sustratos varían desde un 2% hasta un 97% de su difusividad molecular en agua pura. Estas variaciones se deben sin duda a diferencias en la densidad y en el origen de la biopelícula, variaciones en el tamaño de célula, tipos de membranas celulares involucradas, cantidad de compuestos extra-celulares, movilidad de la biomasa, distribución de minerales y rapidez de desactivación en cada experimento realizado.

Matson y Charackis (1974) encontraron que la difusividad no se ve afectada por la desactivación de la biomasa, por lo cual se han realizado ajustes a modelos de difusión sin reacción a través de biopelículas con células inactivas o inertes.

También se han hecho ajustes a modelos de difusión con reacción donde se supone una cinética de orden cero, de orden uno, o bien, una cinética sencilla basada en determinaciones con células suspendidas (Fan, et. al., 1990; Karel, et. al., 1985).

Otro problema, hasta ahora insuperable, ha sido la dificultad de medir la densidad de biomasa en la biopelícula, el espesor verdadero de la biopelícula, el perfil de concentraciones a través de ella, la rapidez de crecimiento del espesor de la biopelícula, así como las permeabilidades de la membrana celular o la difusividad en el plasma, de manera que todas las aproximaciones son de un medio pseudocontinuo, y algunas veces también pseudohomogéneo. Actualmente se están desarrollando técnicas para determinar el espesor de biopelícula, el perfil de concentraciones de oxígeno a través de ella (Basil Baltiz, New Jersey University, comunicación personal 1994), rapidez de crecimiento del espesor de la biopelícula (Livingstone, Imperial College, UK, comunicación personal, 1994) y técnicas más precisas para la medición de COV's en partes por mil millones (Mouradian, et. al., 1991).

Muchas veces, en el estudio de biopelículas se utilizan coeficientes de difusión que se determinan en células suspendidas con una densidad celular homogénea y conocida.

Una función propuesta de la relación entre la difusividad y la densidad de biomasa, junto con una ecuación de la cinética que incluya el efecto de la concentración del sustrato y del oxígeno, así como la inhibición tanto por reactivos como por productos permitirían plantear un modelo más preciso de la difusión con reacción a través de la biopelícula. Sin embargo, el número de parámetros que se determinan simultáneamente aumenta considerablemente, y es dudoso que el mejor ajuste de los datos experimentales corresponda aproximadamente al valor verdadero de cada uno de dichos parámetros. Además, se debería plantear un modelo de crecimiento y muerte de células cuando es tan difícil determinar su densidad.

Ante la dificultad para determinar la difusividad de los sustratos y del oxígeno en la biopelícula, las aproximaciones que hasta ahora se han realizado son empíricas. Esto limita el estudio fundamental de la biofiltración. Quizás, mediante un apropiado ajuste de consistencia y de normalización de parámetros, puedan desarrollarse modelos teóricos que reproduzcan la observaciones y permitan predecir que mecanismo (cinética química o difusión) controla la rapidez de eliminación en el biofiltro.

#### 6.4.2. LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCIÓN.

Los coeficientes de distribución para cada compuesto entre las fases sólido, líquido y gas se pueden determinar directamente por experimentos independientes de la cinética química, pero no así de los efectos de transferencia de masa.

Los coeficientes de distribución entre las fases líquido y sólido; y entre las fases gas y sólido, pueden ser descritos por una isoterma de adsorción. En este caso, la literatura es extensa.

La distribución entre las fases gas y líquido, representada en los modelos por un coeficiente de distribución,  $m$ , puede ser, como buena aproximación, la constante de Henry. Esta puede ser obtenida mediante el uso de ecuaciones de estado, o por Tablas de propiedades. Betterton (1992) presenta listas de constantes de Henry para COV's y algunos comentarios sobre su determinación.

Respecto a la determinación de las isotermas de equilibrio gas-sólido, Shaw (1977) y Aguilar (1985) exponen algunos métodos experimentales típicos. Las propiedades del material adsorbente pueden determinarse por dos métodos generales: Estático y Dinámico.

Los métodos estáticos se caracterizan porque en sistema es llevado a un estado de equilibrio en el cual se llevan a cabo mediciones. Algunas variantes y modalidades de los métodos estáticos son bien conocidas, tales como el método gravimétrico, el método volumétrico, y el método del desecador.

Los métodos dinámicos consisten en que un flujo de gas o vapor se hace pasar a través de una capa de adsorbente y se determina constantemente la variación de la concentración del gas o vapor después del contacto con el adsorbente. El método dinámico más difundido es el método

cromatográfico, ya que este permite determinar varias propiedades del sistema de forma más sencilla y rápida que en los propios métodos estáticos. Otros métodos dinámicos comunes son el de desorción térmica y método de los colorantes.

La obtención de las isotermas permite determinar la porosidad, la superficie específica, y otras propiedades del adsorbente y del adsorbato (Aguilar, 1985). Por supuesto que para esto se requiere de un diseño experimental apropiado y de un buen análisis de los datos experimentales.

#### 6.4.3. EL COEFICIENTE DE DISPERSIÓN.

El método para determinar el coeficiente de dispersión no es directo ya que no se puede desligar de los procesos de transferencia de masa interfacial.

Lo que generalmente se hace, es ajustar el modelo a datos obtenidos para experimentos de distribución de tiempos de residencia y de respuesta a impulsos de concentración. Wicke (1975) expone algunas formas teóricas de funcionalidad entre el coeficiente de dispersión y el coeficientes de difusión y la velocidad de flujo. Estas son simples y pueden ser de utilidad para correlacionar datos experimentales cuando estos sean suficientes para obtener correlaciones confiables.

Shah (1979) resume algunas técnicas de ajuste en determinación del coeficiente de dispersión y Gunn (1987) discute algunos puntos importantes para su determinación experimental e interpretación de mediciones experimentales.

#### 6.4.4. EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA GAS-SÓLIDO.

El coeficiente de transferencia se puede determinar de manera independiente, aunque ello implica despreciar su interdependencia con la dispersión y los procesos cinéticos.

Es común determinar el coeficiente de transferencia en un sistema donde el área de contacto está preparada y su magnitud es conocida.

Precisamente, una forma de medir el área de transferencia del medio poroso es determinar el área que en el modelo de transferencia se ajuste a las observaciones, utilizando el coeficiente medido en un área conocida.

#### 6.4.5. LAS PROPIEDADES DEL MATERIAL DE EMPAQUE.

La caracterización del material de empaque es una parte importante en la obtención de los diversos parámetros que quedan involucrados en el modelo, ya que la mismas características de empaque deben aplicar a diferentes biofiltros que tengan el mismo material de empaque.

Las características de empaque que son necesarias para los modelos propuestos son la porosidad estática,  $\epsilon$ , la densidad aparente,  $\delta_a$ , y si se quieren obtener correlaciones para el coeficiente de dispersión, también deberá determinarse la tortuosidad en seco y el diámetro de partícula característico.

La caracterización no es difícil y se basa en técnicas del código ASTM y varias de estas técnicas vienen, reseñadas en diversos libros de operaciones unitarias donde intervienen materiales porosos. Aunque estos procedimientos no han sido desarrollados pensando en composta o turba, sirven de referencia para los métodos con que se quieran determinar las características del material de empaque del biofiltro.

Además de las características del empaque que han quedado involucradas en el modelo, es importante determinar otras propiedades tales como capacidad de retención de agua; es decir, el contenido de agua que puede soportar sin que se presente escurrimiento, el calor de adsorción de agua y la tortuosidad del medio a diferentes grados de humedad, ya que el autor, en varios intentos por modelar



el efecto de la humedad, ha encontrado que estos parámetros posiblemente juegan papeles importantes en el desempeño del biofiltro cuando cambia la humedad.

#### 6.4.6. LA POROSIDAD DINÁMICA.

La porosidad dinámica puede determinarse experimentalmente, o bien, mediante cálculos del volumen cada fase en el empaque. El cálculo implica suponer que no existen burbujas de gas atrapadas en empaque, y que el material de empaque es impermeable a la escala en que se determina su porosidad estática.

Por eso es importante determinar la porosidad estática como fracción de vacío de poros que sean permeables al agua, y la fracción total de vacíos. Los poros más pequeños, que sean impermeables al agua no deberán contribuir a la porosidad que en este caso se requiere medir. Por supuesto que la determinación experimental no puede ser tan fina, así que se pueden tomar valores característicos o los proporcionados por el distribuidor a fin de que la simulación sea reproducible o que los demás parámetros queden en función de parámetros estándares o nominales.

#### 6.4.7. LAS CONSTANTES CINÉTICAS.

Dada la forma de la expresión cinética que se pretenda utilizar en el modelo, los parámetros que esta involucre deberán determinarse a partir de rapidezces determinadas a varias concentraciones de sustratos y de oxígeno.

El problema de determinar la cinética en una película es que forzosamente se debe utilizar un modelo de absorción con reacción y además se debe establecer el espesor de la película. Por ello, la cinética que se incluye en el modelo propuesto corresponde a la cinética observada en un medio suspendido y homogéneo. Esta cinética, introducida en el modelo para la biopelícula, permite calcular la rapidez de degradación en el biofiltro sin medir directamente la concentración en la biopelícula.

La determinación de la cinética de degradación de un sustrato en medio suspendido es algo convencional en estudios de bioquímica y generalmente se realizan por respirometría. Sin embargo, cuando se trata de determinar la cinética de degradación de varios sustratos y con cultivos mixtos, se deberá tener especial cuidado en la precisión de las mediciones y la calibración de los instrumentos deberá chequearse primero con cinéticas conocidas para verificar que las mediciones sean reproducibles y confiables.

Diversos libros y monografías discuten estas técnicas (Bayley y Ollis, 1986; Blanch, 1981), así como los efectos de diversas variables sobre la cinética (Neilands y Stumpf, 1958).

#### 6.4.8. LAS ÁREAS DE CONTACTO INTERFACIAL.

Las áreas de contacto interfacial, el coeficiente de dispersión y los coeficientes de transferencia de masa entre las fases, deben constituir un conjunto de valores consistente. Generalmente, las áreas se utilizan como parámetros de ajuste del modelo a los datos experimentales. Sin embargo, en no pocos casos esto ha llevado a valores indiscutiblemente falsos que únicamente sirven para ajustar con las observaciones.

Es común determinar experimentalmente la respuesta dinámica para la distribución de trazadores, considerando los procesos sorción-desorción, y la dispersión en el empaque, y realizar el ajuste para los diversos parámetros de estos procesos físicos inseparables, imponiendo restricciones con respecto a los valores que se puedan adoptar, y sometiendo a pruebas de consistencia los valores obtenidos.

Una vez que se hallan determinado las áreas sólido-líquido y líquido-gas en ausencia de reacciones químicas, el área de contacto entre el gas y la biopelícula será menor o igual que el área gas-líquido total, ya que solamente contempla esa área en la cual hay biomasa inmovilizada. El área gas-biopelícula se puede determinar mediante un ajuste con los datos experimentales obtenidos en planta piloto. Este ajuste es sólo para el área activa, ya que en la simulación se mantiene fijos los otros parámetros que ya se han determinado por otros métodos.

#### 6.4.9. RECOMENDACIONES.

Para usar el modelo propuesto es necesario determinar un conjunto de valores para los coeficientes y los parámetros que sea consistente. Este conjunto de valores puede obtenerse por medio de determinaciones experimentales y de ajuste de parámetros. Sin embargo, mientras no se determinen todos los parámetros, pueden utilizarse las correlaciones y los valores que se han propuesto por diversos autores.

También, es de suma importancia la determinación de los coeficientes de transferencia, ya que el comportamiento dinámico del biofiltro depende, en gran medida, de la transferencia de masa entre las distintas fases que contiene. Se pueden utilizar, de manera provisional, correlaciones para estos coeficientes, aunque a los números de Reynolds y de Sherwood característicos de la operación de biofiltros, diferentes correlaciones ofrecen diferencias considerables en la estimación.

En el caso de querer estudiar posteriormente el efecto que tiene la mineralización de la biomasa y el avance de la biopelícula por acumulación de biomasa inactiva sobre las partículas del empaque, deberá determinarse una mejor cinética de muerte-mineralización que la incluida en el modelo propuesto, ya que es improbable que dicha cinética sea independiente de la concentración del oxígeno o de los sustratos.

Cabe mencionar que la metodología que se ha propuesto en 12.8 para la determinación de las áreas permitiría determinar un área activa, no por un ajuste de varios parámetros, sino por un ajuste de un solo parámetro y que es característico de cada empaque, de cada cepa biológica, del método de inmovilización empleado y de la humedad, pero que es más realista que el valor que se obtiene por el ajuste simultáneo de parámetros, tal como se ha hecho hasta ahora.

El empaque del biofiltro generalmente estará formado por diversos materiales. En estos casos es recomendable obtener reglas de mezclado apropiadas para la porosidad y las diversas propiedades del empaque, de modo que sea posible definir una composición óptima, balanceando los atributos del tiempo de residencia, las áreas de contacto y la dispersión obtenida (simulación numérica), con sus cualidades como soporte mecánico, como fuente de nutrientes minerales, como distribuidor de la humedad, por su resistencia al encogimiento y la caída de presión que provoque (simulación experimental).

Es prioritario determinar las propiedades de diversos materiales de empaque, así como reglas de mezclado que puedan aplicarse para determinar propiedades representativas de empaque mixtos. Sólo conociendo estas propiedades se podrá estudiar teóricamente, el efecto de la humedad sobre el desempeño del biofiltro.

## 7. RECAPITULACIÓN Y CONCLUSIONES.

Se han expuesto los motivos por los cuales se considera a la biofiltración como una nueva y prometedora alternativa para el control de emisiones de COV's biodegradables, y se ha descrito en términos propios del ingeniero químico, sus principios de funcionamiento, los aspectos tecnológicos más relevantes, y los métodos más comunes para su estudio.

A la largo de la tesis, se ha descrito el actual estado del arte, las tendencias tecnológicas y de investigación sobre biofiltración, quedando claro que si bien la biofiltración ya se puede considerar como una tecnología madura, hay muchos aspectos que aun necesitan ser investigados para poder diseñar biofiltros de operación óptima.

Los modelo propuestos para diseño o análisis de biofiltros han sido revisados, exponiendo las principales ventajas y desventajas de cada uno de ellos, así como los principales adelantos que representaron en su momento.

Se han expuesto las técnicas y los métodos experimentales que permiten determinar el efecto de la humedad sobre el desempeño del biofiltro, y se ha hecho énfasis en la factibilidad de desarrollar en México las tecnologías de la biofiltración, desde su conceptualización y estudio experimental, hasta su diseño y operación eficientes.

Puede concluirse además, que la biofiltración es muy competitiva frente a otras tecnologías cuando se quieren eliminar COV's biodegradables a bajas concentraciones.

### 7.1. RECAPITULACIÓN.

Este trabajo puede resumirse en terminos generales, de la manera siguiente:

- El control de emisiones de COV's hacia la atmósfera es un reto que debe enfrentar la ingeniería química.
- Las opciones disponibles para la reducción de emisiones, depende de la naturaleza del proceso, y no solo de las condiciones de las corrientes de descarga.
- Se ha expuesto el funcionamiento del biofiltro.
- La eficiencia y la capacidad de eliminación son parámetros útiles para describir el comportamiento de un biofiltro.
- Se han identificado las ventajas y las desventajas más sobresalientes de la biofiltración.
- La operación de un biofiltro es sencilla.
- La biofiltración es una tecnología barata.
- La biofiltración ya ha sido aplicada a diversos giros de la industria química, demostrando que es flexible pues permite varios modos de operación y se pueden adaptar a muy diversas situaciones.
- La biofiltración parece prometedora para el tratamiento de mezclas complejas como gasolinas, compuestos clorados, aromáticos o, incluso, compuestos xenobióticos.
- Debe existir una íntima relación entre la ingeniería química y la bioquímica para el desarrollo de la biofiltración en México.
- Se han identificado los factores más importantes que influyen en el desempeño de un biofiltro.
- Los materiales de empaque han evolucionado hasta permitir menores caídas de presión, mejor distribución de flujo, grandes áreas específicas, y ricas fuentes minerales, los recipientes han ido

cambiando para brindar mejores tiempos de residencia, menores caídas de presión, reducir la compactación y optimizar el volumen disponible para el biofiltro.

- El contenido de humedad es un factor determinante para el comportamiento del biofiltro. Sin embargo, no se han propuesto modelos para predecir sus efectos.
- Los modelos matemáticos de biofiltración propuestos hasta antes de este trabajo, han sido revisados.
- Se ha propuesto un nuevo modelo de biofiltración, se han señalado recomendaciones relevantes a sus uso y se ha comparado con los modelos anteriores.
- Ha sido expuesto el desarrollo teórico en que está basado el modelo, así como las suposiciones y las consideraciones utilizadas.
- Se han descrito brevemente los sistemas experimentales típicos en experimentos de biofiltración.
- Se proponen algunos experimentos para estudiar sistemáticamente el efecto de la humedad sobre el desempeño del biofiltro.
- Los métodos que permiten determinar los parámetros involucrados en el modelo propuesto, han sido reseñados.

## 7.2. CONCLUSIONES.

### SOBRE EL OBJETIVO PRINCIPAL.

Con respecto al objetivo general de este trabajo se ha propuesto un nuevo modelo de análisis de biofiltración con el que se podrán llevar a cabo las actividades para las cuales fue desarrollado.

Actualmente la determinación de parámetros no ha sido posible en su totalidad, ya que cada corrida experimental tarda entre tres y seis meses, de manera que será hasta después de realizar las determinaciones necesarias cuando se puedan reportar en la literatura especializada los resultados numéricos de este modelo.

El modelo en su versión de régimen permanente se puede reducir, bajo ciertas suposiciones, a todos los modelos anteriormente reportados y sin embargo requiere solamente de uno o dos parámetros más, dependiendo de con cual se esté comparando.

### CON RESPECTO A LA TESIS.

La afirmación de que en México es posible desarrollar las tecnologías de biofiltración está evidenciada por los avances que en tan poco tiempo se han obtenido en la UAM-I, y por las atractivas ventajas que ofrece la biofiltración, tanto económicas como técnicas.

Con el modelo propuesto, se podrán agilizar las investigaciones y dado que ha sido desarrollado fenomenológicamente bajo un enfoque de sistemas, permitirá determinar qué mecanismos son de mayor relevancia en el comportamiento del biofiltro.

Además, ya que el modelo es estructurado, se podrán estudiar los fenómenos a diferentes escalas tales como cinética química, adsorción, difusión, dispersión, etc. por separado, pero siendo todos analizados bajo un enfoque unificado tanto conceptual, como paramétricamente.

Por la misma razón, será posible determinar independientemente la mayoría de los parámetros involucrados en el modelo brindando así mayor facilidad en la interpretación de resultados de diferentes biofiltros, mayor generalidad y mayor confiabilidad en la predicción de la operación de biofiltros no existentes.

Aunque los métodos numéricos que se requieren para la solución del modelo son más engorrosos que en modelos anteriores, esta desventaja se ve recompensada por la posibilidad de separar los fenómenos de diversas escalas, simplificar la determinación experimental de los parámetros involucrados, y de tomar en cuenta mayor número de factores que se ha demostrado si influyen sobre el comportamiento del biofiltro.

A la luz de los primeros análisis del modelo y su comparación con los resultados experimentales, se continuará trabajando en el desarrollo de métodos aproximados de cálculo, de expresiones semiempíricas para el efecto de ciertas variables, y la simplificación del modelo mediante la justificación de nuevas suposiciones y consideraciones que sea posible realizar luego de realizar el análisis paramétrico correspondiente.

### 7.3. RECOMENDACIONES GENERALES.

Aunque la legislación de la protección al ambiente se ha convertido en una moda, al igual que los conceptos de "calidad total" y "excelencia académica", es claro que más que eso, siempre fue necesaria la concientización global al respecto. A un año de finalizadas las negociaciones del TLC, hoy pocos hablan seriamente de estos temas. Respecto a la contaminación del ambiente se hacen muchos comentarios en aulas universitarias, en reuniones, o por televisión, pero son pocos, quienes se han hecho el verdadero compromiso de proteger el ambiente y de desarrollar e implementar programas de control de contaminación concretos y sin buscar solamente publicidad o reconocimientos.

Es importante realizar trabajos de investigación y desarrollo para nuevas tecnologías que permitan al país procesar sus propios desechos, reciclarlos, o tratarlos apropiadamente para reducir el impacto ambiental y poder constituir una sociedad más competitiva y más autosuficiente.

En cuanto al desarrollo de la biofiltración, es necesaria la investigación con diversos COV's, desarrollar métodos de escalamientos y de optimización de biofiltros, y estudiar sistemáticamente el efecto de la humedad y del arranque en el funcionamiento del biofiltro.

Para el uso del modelo, primero será necesario comprobarlo y luego, someterlo a pruebas de consistencia paramétrica y de normalización. Serán necesarias las adecuadas simplificaciones y los refinamientos para poder llegar a tener un modelo confiable y útil.

## NOMENCLATURA.

SÍMBOLO:	NOMBRE Y/O DESCRIPCIÓN:	UNIDADES:
$A$	Área de sección transversal del biofiltro.	$m^2$
$A_{\perp X_i}$	Área del EER normal a la dirección $X_i$	$m^2$
$a_{m-p}$	Área de contacto interfacial entre las facés m y p. $a_{m-p} = a_{p-m}$	$m^2$
$C_i^L$	Concentración de i a la salida del biofiltro.	$\frac{(kg \text{ de } i)}{(m^3 \text{ de gas de salida})}$
$C_i^0$	Concentración de i a la entrada del biofiltro por unidad de volumen de gas.	$\frac{(kg \text{ de } i)}{(m^3 \text{ de gas de entrada})}$
$C_i^g$	Concentración de i en la fase gas por unidad de volumen del lecho.	$\frac{(kg \text{ de } i \text{ en fase gas})}{(m^3 \text{ de empaque})}$
$C_i^{g/g}$ $equiv.(g^{-1})$	Concentración de i en la fase gas por unidad de volumen de fase gas.	$\frac{(kg \text{ de } i \text{ en fase gas})}{(m^3 \text{ de gas en el empaque})}$
$C_i^m$	Concentración de i en la fase m por unidad de volumen de lecho.	$\frac{(kg \text{ de } i \text{ en fase m})}{(m^3 \text{ de empaque})}$
$CE$	Capacidad de eliminación	$\frac{Kg \text{ de COV's degradados}}{(m^3 \text{ de empaque}) \cdot (s)}$
$CE_i$	Capacidad de eliminación del componente i. Cantidad eliminada de i por unidad de tiempo en una unidad de volumen del empaque de filtración.	$\frac{Kg \text{ de } i \text{ degradados}}{(m^3 \text{ de empaque}) \cdot (s)}$
$C_i$	Concentración de i en fase gas por unidad de volumen de fase gas, en una posición y un momento dado dentro del lecho de biofiltración.	
$D_i$	Coefficiente de difusión de i en agua pura.	
$F_i^{p \rightarrow m}$	$F_i^{p \rightarrow m} = -F_i^{m \rightarrow p}$ y $F_i^{p \rightarrow m} = f_i^{p \rightarrow m} a_{p-m}$	
$f_i^{l \rightarrow g}$	Flux de i de la fase p a la fase m.	
$f_i$	Vector flux de i.	
$K_i^{p \rightarrow m}$	Coefficiente de transferencia de i desde la fase p hacia la fase m.	
$Q$	Carga total, igual a la suma de todas las $Q_i$ .	$(Kg \text{ de COV's})/s$
$Q_i$	Carga del COV i, igual a $W \cdot C_i^0$ .	$(Kg \text{ de } i)/s$
$R_k^m$	Rapidez global de la reacción k-ésima en la fase m.	
$r_i^{transferencia}$	Término de producción a escala mesoscópica por transferencia de masa entre las fases	$\frac{Kg \text{ de } i}{m^3 \text{ de empaque}}$

$r_i^{química}$	Término de producción a escala mesoscópica por procesos químicos	$\frac{\text{Kg de } i}{\text{m}^3 \text{ de empaque}}$
$R^s$	$R^s \alpha_i^s = \sum_{k=1}^{NR_i} R_i^k \alpha_i^k$	
$r_i$	Producción de $i$ a escala mesoscópica. $r_i = r_i^{química} + r_i^{transferencia}$	$\frac{\text{Kg de } i \text{ producidos}}{\text{m}^3 \text{ de empaque}}$
$S_i^0$	Concentración del sustrato $i$ en la biopelícula a $x=0$	$\frac{\text{Kg de } i}{\text{m}^3 \text{ de biopelícula}}$
$S_i$	Concentración del sustrato (COV) $i$ en la biopelícula.	$\frac{\text{Kg de } i}{\text{m}^3 \text{ de biopelícula}}$
$S_{eq\ i-g}$	Concentración de $i$ en la biopelícula que estaría en equilibrio con la concentración de $i$ en la fase gas.	$\frac{\text{Kg de } i}{\text{m}^3 \text{ de biopelícula}}$
	Concentración de $i$ en la biopelícula que estaría en equilibrio con la concentración de $i$ en la fase sólida.	$\frac{\text{Kg de } i}{\text{m}^3 \text{ de biopelícula}}$
$t$	Tiempo	$s$
$t_E$	Tiempo espacial del lecho de biofiltración.	$s$
$u C_i$	Flux convectivo global de $i$ a escala mesoscópica.	
$u^g$	velocidad intersticial del flujo gaseoso en el lecho empacado	
$U$	velocidad superficial, flujo volumétrico por unidad de área transversal.	
$u^s C_i^g$	Término de convección de la fase $i$ en la fase gas.	
$V_B$	volumen del lecho	$\text{m}^3$
$W$	Flujo volumétrico.	$\text{m}^3 \text{ de gas/s}$
$x$	Posición en la biopelícula desde la interface gas-biopelícula.	$\text{m}$
$X_v$	Densidad de biomasa activa en un punto y un momento dentro de la biopelícula.	$\frac{\text{Kg de } X_v}{\text{m}^3 \text{ de biopelícula}}$
$Y_i$	Coefficiente de rendimiento estequiométrico.	
$Z$	Posición a lo largo del biofiltro desde la entrada del flujo gaseoso	$\text{m}$
GRIEGAS:		
$\alpha_i^s$		
$\psi^s$		
$(1 + \phi_i)$	Factor de retardo	

$\phi_i$	Parámetro de equilibrio fase gas - pseudofase(sólido/líquido)	
$\alpha_i^*$	$R^* \alpha_i^* = \sum_{i=1}^{NR_i} R_i^* \alpha_i^*$	
$\mu_D$	Tasa específica de muerte y mineralización de la biomasa.	
$\mu_i$	Rapidez específica de crecimiento de la biomasa debido al consumo del sustrato i	$\frac{(\text{kg de biomasa producida})}{(\text{kg de biomasa existente})(s)}$
$\omega_i$	Coefficiente de difusividad relativa. Relación entre la difusividad en la biopelícula y la difusividad en agua.	Adimensional
$\omega_i D_i$	Difusividad efectiva en la biopelícula	$\text{m}^2/\text{s}$
SUBÍNDICES Y SUPERÍNDICES:		
<i>g</i>	se refiere a la fase gas.	
<i>i</i>	se refiere al compuesto.	
<i>l</i>	se refiere a la fase líquida.	
<i>m</i>	se refiere a la fase $m=1(g)$ , $m=2(l)$ , $m=3(s)$ .	
<i>O<sub>2</sub></i>	se refiere al oxígeno.	
<i>CO<sub>2</sub></i>	se refiere al Bióxido de carbono.	
<i>p</i>	se refiere a la fase. $p=1(g)$ , $p=2(l)$ , $p=3(s)$ .	
<i>s</i>	se refiere a la fase sólida.	
<i>H<sub>2</sub>O</i>	se refiere al agua pura.	
<i>NS</i>	Número de sustratos.	



## BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS.

Las referencias bibliográficas se dan en la siguiente forma.

Para libros y monografías:

Apellido, A.A., Apellido, B.B., Apellido, C.C., AÑO; "Título." Editorial, Lugar.

· Para Artículos, Ponencias y Revisiones:

Apellido, A.A., Apellido, B.B., Apellido, C.C., AÑO; "Título." Abreviatura, MES o NÚMERO, pp.Pi-Pf.

He preferido usar MES para megazines técnicos y NÚMERO para revistas científicas.

- Acton, F. S., 1970; "Numerical Methods thah (usually) Work." Harpet and Row Publishers, N.Y.
- Adam, N.K., 1968; "The Physics and Chemistry of Surfaces." Revised Edition, Dover Publications, N.Y.(Originalmente publicado por Oxford U.P.)
- Aguilar, G., 1985; "Adsorción y Catálisis." Universidad Autónoma de Puebla, Puebla, México.
- Ames, W. F., 1977; "Numerical Methods for Partial Differential Equations" 2d.ed. Academic Press, London.
- Anspach, K., 1993; "Insuring Against Enviroment Risks." Chem.Eng., *June*, pp.145-148.
- Anzón, C.J.M., Valk, C.J., 1994; "Biological Cleaning of the Emissions of Odorous Substances from a Combined Municipal and Industrial Waste Water Treatment Plant." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHT NR.1104, 469-473.
- Arceángeli, J.P., Arvin, E., 1992b; "Toluene Biodegradation and Biofilm Growth in an Aerobic Fixed Biofilm Reactor." Appl.Microbiol.Biotechnol., 37, pp.510-517.
- Arceángeli, J.P., Arvin, E., 1992a; "Modeling of Toluene Biodegradation and Biofilm Growth in a Fixed Biofilm Reactor." Wat.Sci.Tech., 26, No.3-4, pp.617-626.
- Aris, R., 1973; "Análisis de Reactores" (traducido por Costa López).Alhambra, Madrid.
- Aris, R., 1983; "Chemical Reaction Engineering as an Intellectual Discipline." En: Wei, J., Georgakis, C.(Eds.), Chemical Reaction Engineering-Plenary Lectures, Boston, October 4-6, 1982, ACS Symposium Series 226, pp.1-18.
- Astarita, G., 1967; "Mass Transfer with Chemical Reaction", Elsevier, Amsterdam.
- Bailey, J.E., 1980; "Biochemical Reaction Engineering and Biochemical Reactors." Chem.Eng. Sci., 35, pp.1854-1886.
- Bailey, J.E., Ollis, D.F., 1986; "Biochemical Engineering Fundamentals", 2d.ed., McGraw-Hill, N.Y.
- Baltzis, B.; Shareefdeen, Z., 1993; "Modeling and Preliminary Design Criteria for Packed-Bed Biofilters", presentado en: 86th Annual Meeting & Exhibition, Air & Waste Managment Association, 93-TP-52A.03, Denver Colorado, June 1993.
- Baltzis, B., 1994; "Advances in Understanding and Modeling Biofiltration." Seminario en la UAM-Iztapalapa, junio-1994.
- Bartelds, E.M., Esser, P.M., Huurdeman, A.J.M., van de Laak, P.J.A., Michon, S.G.L., Nielsen, R.J., de Baar, H.J.W., 1993; "European Community Can Reduce CO<sub>2</sub> Emissions by Sixty Percent: A Feasibility Study." J. Air Waste Manag. Assoc., 43, *Jun.*, pp.835-838.
- Bear, J., 1988 "Dynamics of Fluids in Porous Media." Revised edition, Dover Publications, N.Y.(Originalmente publicado por Elsevier, 1972).
- Beenackers, A.A.C.M., Van Swaaij, W.P.M., 1993; "Mass Transfer in Gas-Liquids Slurry Reactors (Review Article Number 42)." Chem.Eng.Sci., 48, 18, pp.3109-13139.
- Berndt, M, Mildenerberger, H.J., 1994; "Biofiltersysteme zur Geruchsbesitzigung und zur Reduzierung von Organika-Emissionen-Betriebserfahrungen, Sanierungs- und Optimierungsmaßnahmen." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHT NR.1104, pp.373-384.
- Bettelheim, J., Billinge, B.H.M., Kyte, W.S., 1983; "Principios de la Reducción de Contaminantes en las Descargas Gaseosas." En: Parker, A.(Ed.), 1983; "Contaminación del Aire", Reverte, Madrid.En ingles: "Industrial Air Pollution Handbook", McGraw-Hill, N.Y.

- Betterton, E.A., 1992; "Henry's Law Constants of Soluble and Moderately Soluble Organic Gases: Effects on Aqueous Phase Chemistry." En: Nriagu, J.O.(ed.), 1992; "Gaseous Pollutants; Characterization and Cycling." John Wiley & Sons, N.Y.
- Bisio, A., Kabel, R.L.(eds.), 1985; "Scaleup of Chemical Processes. Conversion from Laboratory Scale Test to Successful Commercial Size Design." John Wiley & Sons, N.Y.
- Blanch, H.W., 1981; "Microbial Growth Kinetics (Invited Review)." Chem.Eng.Commun., 8, pp.181-211.
- Block, R.N., Clark, T.P., Bishop, M., 1990; "Biological Treatment of Soils Contaminated by Petroleum Products." En: Kostecki y Calabrese, 1990, pp.167-175.
- Bohn, H., 1992; "Consider Biofiltration for Decontaminating Gases." Chemical Engineering Progress, *apr.*, pp.34-40.
- Bonnin, Ch., Corifon, G., Martin, G., 1994; "Biodorization Processes: from Organic Media Filters to Mineral Beds." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 217-230.
- Bray, H.G., Whita, K., 1966; "Kinetics and Thermodynamics in Biochemistry", 2d.ed.J.& A.Churchill LTD., London.
- Brown, A. D., 1990; "Microbial Water Stress Physiology, Principles and Perspectives." John Wiley & Sons, Chichester.
- Buisman, C.J.N., Prins, W.L., 1994, "New Process for Biological (flue) Gas Desulfurization." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9 bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 95-102.
- Chadha, N, Parmele, C.S., 1993; "Minimize Emissions of Air Toxics via Process Changes." Chem.Eng.Progress, 89, *Jan.*, pp.37-42.
- Charpentier, J.-C., 1981; "Mass-Transfer Rates in Gas-Liquid Absorbers and Reactors." Advan.Chem.Eng. 11, pp.1-133.
- Cox, H.H.J., Doddema, H.J., Harder, W., 1994; "Biological Removal of Styrene from Waste Gases using Fungi on Inert Support Materials." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 289-299.
- Crine, M.D., L'Homme, A., 1981; "The Percolation Theory: A Powerful Tool for a Novel Approach to the Design of Trickle-Bed Reactors and Columns." En Chemical Reaction Engineering-Boston, Wei, J., Georgakis, Ch.(eds.), ACS Symposium Series 196, American Chemical Society, Washington, D.C.
- Cunningham, R.E., Williams, R.J.J., 1980; "Diffusion in Gases and Porous Media." Plenum Press, N.Y.
- Dankwerts, P.V., 1970; "Gas-Liquid Reactions." McGraw-Hill, N.Y.
- De Backer, L, Baron, G, 1994; "Residence Time Distribution in a Packed Bed Bioreactor Containing Porous Glass Particles: Influence of the Presence of Immobilized Cells." J.Chem.Tech Biotechnol., 59, pp.297-302.
- de Groot, S.R., Mazur, P., 1984; "Non-Equilibrium Thermodynamics." Dover, N.Y.(Originalmente publicado North-Holland, Amsterdam, 1962).
- De Heyder, B., Overmeire, A., Van Langenhove, H., Verstraete, W., 1994; "Biological Treatment of Gas Containing the Poorly Water-Soluble Compound Ethene using a Dry Granular Activated Carbon Biobed." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 301-311.
- del Castillo, L.F., 1986; "El Fenómeno Mágico de la Ósmosis." Colección la ciencia desde México Nº 16, FCE, México.
- Dempsey, C.R., Oppelt, E.T., 1993; "Incineration of Hazardous Waste: A Critical Review Update." J.Air and Waste Management Association, 43, January, pp.25-73.
- Deviny, J.S., V.F.Medina, y D.S.Hodge, 1991; "Bench Testing of Fuel Vapor Treatment by Biofiltration." En: "National Research and Development Conference on the Control of Hazardous Materials", Hazardous Materials Institute, Anaheim, California, February 20-22.
- Deviny, J.S., V.F.Medina, y D.S.Hodge, 1993; "Biofiltration for treatment of gasoline vapors." Aceptado para publicación en: Proceedings of: In-Situ and On-Situ Bioreclamation, The Second International Symposium, Battelle, April 5-8, 1993, San Diego, California.
- Deviny, J. S., U. of Southern California, 1994; Biofiltration for Contaminated Air" Seminario en la UAM-Iztapalapa, 9 de mayo de 1994.
- Dicks R.M.M., Ottengraf S.P.P., 1991a; "Process Engineering Aspects of Biological Waste Gas Purification." Presentado en: International Symposium Environmental Biotechnology I, European Federation of Biotechnology, 22-25 Abril 1991.
- Dicks R.M.M., Ottengraf S.P.P., 1991b; "Verification Studies of a Simplified Model for the Removal of Dichloromethane from Waste Gases using a Biological Tricking Filter (part 1)." Bioproc.Eng.6, 93-99.

- Dicks R.M.M., Ottengraf S.P.P., 1994; "Technology of Trickle Filters." En: *Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg*, 9 bis 11. März, 1994, VDI BERICHT NR.1104, pp.19-37.
- Dincean, D., Slater, J.P., Hicks, P., Holland, J., Clendening, L.D., 1990; "In Situ Biological Remediation of Petroleum Hydrocarbons in Unsaturated Soils." En: *Kostecki y Calabrese*, 1990, pp.177-187.
- Dixon, M., 1970; "The History of Enzymes and the Biological Oxidations." En: *Needham, J. (ed.)*, 1970, pp.64-93.
- Edgar, T.F., Himmenblau, D.M., 1989; "Optimization of Chemical Processes." McGraw-Hill Chemical Engineering Series, N.Y.
- Engasser, J.M., 1988; "Bioreactor Engineering: The Design and Optimization of Reactors with Living Cells." *Chem Eng. Sci.*, 43, 8, pp.1739-1748.
- EPA, 1987; "A Compendium of Technologies used in the Treatment of Hazardous Wastes.", Center for Environmental Research Information, EPA/625/8-87/014.
- Érdi, P., Tóth, J., 1989; "Mathematical Models of Chemical Reactions. Theory and Applications of Deterministic and Stochastic Models", Princeton University Press, N.J.
- Fan L.S., Leyva-Ramos, Wisecarver K.D., Zehner B.J., 1990; "Diffusion of Phenol through a Biofilm Grown on Activated Carbon Particles in a Draft-Tube Three-Phase Fluidized-Bed Bioreactor." *Biotechnol. Bioeng.* 35, pp.279-286.
- Fauchais, P., Bourdin, E., Coudert, J.F., 1983; "Generalities on the Physical and Chemical Processes in a Thermal Plasma." *Int. Chem. Eng. (France Section)*, 23, 2, pp.238-264.
- Firor, J., Jacobsen, J.E., 1993; "Global Climate Change and Sustainable Developments." *J. Air Waste Manage. Assoc.*, 43, (5), pp.707-722.
- Flyvbjerg, J., Arvin E., Jensen B.K., Olsen S.K., 1993; "Microbial degradation of phenols and aromatic hydrocarbons microsite, contaminated ground water under nitrate-reducing conditions." *Journal Contaminant Hychol.*, 12, pp.113-150.
- Froment, G.F., Bischoff, K.B., 1990; "Chemical Reactor Analysis and Design." 2d. Edition, John Wiley & Sons, N.Y.
- Gabriel, P.F., 1991; "Innovative Technologies for Contaminated Site Remediation: Focus on Bioremediation," *J. Air Waste Manage. Assoc.*, 41, (12), pp.1657-1660.
- Gale, E.F., 1970; "The Development of Microbiology." En: *Needham, J. (ed.)*, 1970, pp. 94-123.
- Gibson, N.B., Swannell, R.P.J., Woodfield, M., van Groenestijn, J.W., van Kessel, R.B.M., Wolsink, J.H., Hesselink, P.G.M., 1994; "Biological Treatment of Volatile Organic Carbons from the Food and Drink Industry." En: *Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg*, 9 bis 11. März, 1994, VDI BERICHT NR.1104, 261-272.
- Gulliver, J.S., 1991; "Introduction to Air- Water Mass Transfer." En: *Wilhelms, S.C., Gulliver, J.S. (eds.)*, 1991, pp.1-7.
- Gunn, D.J., 1978a; "Liquid Distribution and Redistribution in Packed Columns-I.Theoretical." *Chem. Eng. Sci.*, 33, pp.1211-1219.
- Gunn, D.J., 1978b; "Liquid Distribution and Redistribution in Packed Columns-II.Experimental." *Chem. Eng. Sci.*, 33, pp.1221-1231.
- Gunn, D.J., 1987; "Axial and Radial Dispersion in Fixed Beds." *Chem. Eng. Sci.*, 42, 2, pp.363-373.
- Haase, R., 1990; "Thermodynamics of Irreversible Processes", Edición corregida y ligeramente aumentada de Dover, N.Y. (Traducción del alemán (1963) al inglés, originalmente publicada por Addison-Wesley Series in Chemical Engineering, 1969).
- Hampson, C., 1990; "Effluent Treatment & Waste Management." En: "Effluent Treatment and Waste Disposal", ICE Symposium Series No.116 - EFCF Event No.417 - EFCF Publication No 78, pp.371-379.
- Hanley, B., Dunbobbin, B., Bennett, D., 1994a. "A Unified Model for Countercurrent Vapor/Liquid Packed Columns. 1. Pressure Drop." *Ind. Eng. Chem. Res.*, 33, 5, pp.1208-1221.
- Hanley, B., Dunbobbin, B., Bennett, D., 1994b. "A Unified Model for Countercurrent Vapor/Liquid Packed Columns. 2. Equations for the Mass-Transfer Coefficients, Mass-Transfer Area, the HETP, and the Dynamic Liquid Holdup." *Ind. Eng. Chem. Res.*, 33, 5, pp.1222-1230.
- Hanratty, T.J., 1991; "Effect of Gas Flow on Physical Absorption." En: *Wilhelms, S.C., Gulliver, J.S. (eds.)*, 1991, pp.10-31.
- Hartmans, S., 1994. "Microbiological Aspects of Waste Gas Cleaning", en: *Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg*, 9 bis 11 März, 1994, VDI BERICHT NR.1104, pp.1-12.

- Healt, M.S., Wirtel, S.A., Rittmann, B.E., 1990; "Simplified Desing of Biofilm Processes using Normalizes Loading Curves." *J. Water Pollut. Control Fed.*, 62, 2, pp.185-192.
- Hershovich, F., Merchuk, J.C., Tamir, A., 1982; "Diffusivity of Oxygen in Hemoglobin Solutions and Red Blood Cell Suspensions." *Chem.Eng.Sci.*, 37, 4, pp.637-641.
- Heslinga, D.C., 1994. "Biofiltration technology", en: *Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg*, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, pp.13-18.
- Himmelblau, D.M., 1985; "Mathematical Modeling." En Bisio, A, Kabel, R.L.(eds.), 1985, pp.34-76.
- Hladik, J., 1982; "La Biofísica" (Traducido del francés por Galak Cuchacovick, D.I.). FCE Breviario No.318, México.
- Hodge, D.S., Medina, V., Deviny, J.S., 1991; "Biological Methods for Air Decontamination: Modeling Hydrocarbon Removal." En: "Proceedings of the 1991 Specialty Conference", American Society of Civil Engineers, Reno, Nevada, July.
- Hodge, D.S., Deviny, J.S., Medina, V., Wang, Y., 1992; "Biofiltration: Application in Controlling of VOC Emissions." En: 47th Annual Purdue University Industrial Waste Conference, West Lafayette, Indiana, May 11-13.
- Hodge, D.S., Deviny, J.S., 1993(a); "Biofilter treatment of ethanol vapors." Aceptado para publicación en *Environ.Progress*.
- Hodge, D.S., Deviny, J.S., 1993(b); "Modeling Removal of air contaminants by biofiltration." Aceptado para publicación en *J.Environ.Eng.ASCE*.
- Hvidtfeldt, H., Rasmussen, Hansen, N.G., Rindl, K., 1994; "Treatment of Odorous Nitrogen Compounds in a Bioscrubber Comprising Simultaneous Nitrification and Denitrification." En: *Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg*, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 491-497.
- Jol, A., Wijngaard, M.H., Fank, H., 1994; "Application of Biotrickling Filters at Composting and Digesting Plants." En: *Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg*, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 169-180.
- Jones, F. E., 1992; "Evaporation of Water." Lewis Publishers, Inc., Michigan.
- Ju, D.P., 1985; "Effect of Length of Packing on Mass Transfer Coefficient in a Packed Column." *Intern.Chem.Eng.(Republic of Korea Section)*, 25, 4, pp.703-709.
- Kafarov, V.V., Vinarov, A.Yu., Gordeev, L.S., 1987. "Modeling of Bioreactors." Parte 1 en *Intern.Chem.Eng.(Soviet Union's paper)*, 27, 4, pp.615-641.
- Kafarov, V.V., Vinarov, A.Yu., Gordeev, L.S., 1988. "Modeling of Bioreactors." Parte 2 en *Intern.Chem.Eng.(Soviet Union's paper)*, 28, 1, pp.14-35.
- Karel, S.F., Libicki, S.B., Robertson, C.R., 1985; "The Immobilization of Whole Cells: Engineering Principles (Review Article Number 17)." *Chem.Eng.Sci.*, 40, 8, pp.1321-1354.
- Kaspar, V., Eckert, E., Marek, M., 1990; "The use of Global Access in the Simulation of Rectification and Absorption." *Intern.Chem.Eng.(Czechoslovakia Section)*, 30, 3, pp.547-553.
- Kirchner, K., Krämer, P., Rehm, H.-J., 1985; "Absorption and Oxidation of Polluants using Bacterial Cultures (Monocultures)." *Int.Chem.Eng.(Federal Republic of Germany Section)*, 25, 3, pp.428-435.
- Kostecki, P.T., Calabrese, E.J., 1990; "Petroleum Contaminated Soils Volume 3." Lewis Publishers, Michigan.
- Krishna, R., 1978; "Penetration Depths in Multicomponent Mass Transfer." *Chem.Eng.Sci.*, 33, pp.1495-1497.
- Lamba, H.S., Dukovic, M.P., 1974; "Analysis of Reactors with Immobilized Enzymes Subject to Deactivation." En: *Chemical Reaction Engineering-II*, Hulburt, H.M.(ed.), *Advances in Chemistry Series 133*, American Chemical Society, Washington, D.C., pp.106-121.
- Laurent, A., Charpentier, J.-C., 1981; "The use of Experimental Laboratory-Scale Models in Predicting the Performance of Gas-Liquid Reactors." *Int.Chem.Eng.*, 23, 2, pp.265-274.
- Leson, G., y Winer, A.M., 1991. "Biofiltration: An Innovative Air Pollution Control Technology for VOC Emissions", *Journal of AWMA*, 41, 8, pp.1045-1054.
- Levenspiel, O., 1980; "The Coming-of-Age of Chemical Reaction Engineering." *Chem.Eng.Sci.*, 35, pp.1821-1839.
- Lewis, R. F., 1993, "SITE Demonstration of Slurry-Phase Biodegradation of PAH Contaminated Soil." *J. Air Waste Manage. Assoc.*, 43, *apr.*, pp.503-510.

- Liu D., 1993; "Determination of primary biodegradability of water-soluble and water-insoluble chemicals, *Env.Toxicology, E.Water Quality*, 8, pp.231-237.
- Livingston, A., Imperial College, 1994; "Extractive Membrane Bioreactors - A New Technology for Detoxification of Industrial Wastewaters." Seminario en la UAM-Iztapalapa, 23 de agosto de 1994.
- López S.; Moreno M.; Pérez F.; Mora R, 1994; "La Biofiltración.Tecnología prometedora en el tratamiento de contaminantes volátiles en el rango de bajas concentraciones." FES-Zaragoza (Proyecto UAMI-FESZ).
- Luyben, W.L., 1990; "Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers", 2d.ed., McGraw-Hill, N.Y.
- Mackay, D., Shiu, W-Y., Valsaraj, K.T., Thibodeaux, L.J. 1991; "Air-Water Transfer: The role of Partitioning." En: Wilhelm, S.C., Gulliver, J.S.(eds.), 1991, pp.34-56.
- Marquardt, W., 1994; "Computer-Aided Generation of Chemical Engineering Process Models." *Int.Chem.Eng.*, 34, 1, pp.28-46.
- Medina, V.F., Webster, T., Ramaratnam Jr., M., Hodge, D.S., Deviny, J.S., 1992; "Treatment of Soil Vapor Extraction Off Gases by GAC Based Biological Filtration: Blench and Pilot Studies." En: Emerging Technologies for Hazardous Waste Management", ACS, I&EC Division Special Symposium, Atlanta Georgia, September 21-23.
- Medina, V.F., Ramaratnam Jr., M., Graham, J.R., Deviny, J.S., 1993; "Treatment of Gasoline Vapors from a Soil Vapor Extraction Site using a Pilot-Scale GAC-Based Biofilter." Sometido a publicación.
- Mercer, J.R., Ford, R.M., Stitz, J.L., Bradbeer, C., 1993; "Growth Rate Effects on Fundamental Transport Properties of Bacterial Populations." *Biotechnol.Bioeng.* 42, pp.1277-1286.
- Mohilla, R., Argelán J., Szolcsanyi, P., 1987; "A Rapid Method for Calculating the Breakthrough Curve of Gas Cleaning Adsorbers." *Intern.Chem.Eng.(Hungary Section)*, 27, 4, pp.723-729.
- Mohnen, V.A., Goldstein, W., Wang, W.-C., 1993; "Tropospheric Ozone and Climate Change." *J.Air Waste Manage.Assoc.*, 43, oct., pp.1332-1344.
- Morales, M., Pérez, F., Auria, R., Revah, S., 1994; "Toluene removal from air stream by biofiltration." Proceedings of the 1<sup>st</sup> Int.Symp.on Bioprocess Eng, México 1994.
- Moretti, E.C., Mukhopahyay, N., 1993; "VOC Control: Current Practices and Future Trends." *Chem.Eng.Progress.*, 89, 7 (July), pp.20-26.
- Mouradian, R.F., Levine, S.P., Ke, H.-Q., Alvord, H.H., 1991; "Measurement of Volatile Organics at Part per Billion Concentrations Using a Cold Trap Inlet and High Speed Gas Chromatography." *J. Air Waste Manage. Assoc.*, 41, aug, pp.1067-1072..
- Nagy, I., 1992; "Introduction to Chemical Process Instrumentation." *Process Measurement and Control*, volume 3, Elsevier, Amsterdam.
- Needham, J., 1970; "The Chemistry of Life.Lectures on the History of Biochemistry." Cambridge U.P., Cambridge, U.K.
- Neilands, J.B., Stumpf, P.K., 1958."Outlines of Enzyme Chemistry" 2d.ed.John Wiley & Sons, N.Y.
- Nielsen, J., Villadsen, J., 1992;"Modeling of Microbial Kinetics (Review Article Number 35)." *Chem.Eng.Sci.*47, 17/18, pp.4225-4270.
- Nunez, C.M., Ramsey, G.H., Ponder, W.H., Abbott, J.H., Hamel, L.E., Kariher, P.H., 1993; "Corona Destruction: An Innovative Technology for COVs and Air Toxics." *J.Air Waste Manage.Assoc.*, 43, feb., pp.242-247.
- Nyeste, L., Sevcella B, 1982; "The Mathematical Modelling of Fermentation Systems.I.General Principles." *Int.Chem.Eng.*, 22, 4, pp.729-735.
- Oakley, D.L., 1990; "Microbiological Options for the Treatment of Gaseous, Liquid and Solids Wastes." *I.Chem.E.Symposium Series N0.116*.pp.311-330.
- Ochoa Tapia, J.A., 1994."El método del promedio volumétrico para el estudio de difusión en sistemas de varias componentes" Por publicar, Revista de la Sociedad Mexicana de Física.
- Ochoa Tapia, J.A., Strove, P., Whitaker, S., 1986; "Diffusion and Reaction in Cellular Media." *Chem.Eng.Sci.*, 41, pp.2999-3013.
- Ochoa Tapia, J.A., Strove, P., Whitaker, S., 1994; "Diffusive Transport in Two-Phase Media: Spatially Periodic Models and Maxwell's Theory for Isotropic and Anisotropic Systems." *Chem.Eng.Sci.*49, 5, pp.709-726.
- Ondrey, G., Fouhy, K., 1991; "Plasma Arcs Sputter New Waste Treatment." *Chem.Eng.*, 98, dec., pp.32-35.

- Østergaard, K., 1968; "Gas-Liquid-Particle Operations in Chemical Reaction Engineering." *Advan.Cem.Eng.*, 7, pp.71-137.
- Ottengraf, S.P.P., van den Oever, A., 1983; "Kinetics of Organic Compound Removal from Waste Gases with a Biological Filter", *Biotechnol.Bioeng.* 25; 3089-3102.
- Ottengraf, S.P.P., Meesters, J.J.P., van den Oever, A.H.C., Rozema, H.R., 1986, "Biological Elimination of Volatile Xenobiotic Compounds in Biofilters", *Bioproc.Eng.* 1, pp.61-69.
- Overcamp, T.J., Chang, H.C., Grady Jr., L.C.P., 1993; "An Integrated Theory for Suspended-Growth Bioscrubbers." *J.Air Waste Manage.Assoc.*, 43, may, pp.753-759.
- Palacios Lobato, J.; "Tesis de maestría en Ingeniería Química. Fermentación en Estado Sólido: Determinación de los Coeficientes de Difusión Efectivos de CO<sub>2</sub> y de O<sub>2</sub> y de la Permeabilidad Relativa de la Fase Gaseosa.", UAM-Iztapalapa.
- Peña, E. (compilador), 1983; "La Biología Contemporánea.", Serie Las Ciencias del Siglo XX, N°1; UNAM, México.
- Perkins, H.C., 1974; "Air Pollution." McGraw-Hill, N.Y.
- Perry, D., Nutter, D.E., Hale, A., 1990; "Liquid Distribution for Optimum Packing Performance." *Chem.Eng.Progress*, jan., pp.30-35.
- Piña, E., 1983; "Bioquímica." En: Peña, 1983; pp.29-44.
- Quintard, M., Whitaker, S., 1993; "Transport in Ordered and Disordered Porous Media: Volume-Averaged Equations, Closure Problems, and Comparison with Experiment." *Chem.Eng.Sci.* 48, 14, pp.2537-2564. (Review Article Number No.40).
- Quintero Ramirez, R., 1983; "Biotecnología." En: Peña, 1983; pp.207-223.
- Reij, M.W., Hartmans, S., 1994; "Membrane Bioreactor for Waste Gas Treatment." En: *Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg*, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 517-519.
- Ruddy, E.N., Carroll, L.A., 1993; "Select the Best VOC Control Strategy." *Chem.Eng.Progress.*, 89, 7 (July), pp.28-35.
- Ruhl, M.J., 1993; "Recover VOCs via Adsorption on Activated Carbon." *Chem.Eng.Progress.*, 89, 7 (July), pp.37-41.
- Rydin, S., Dalberg, P., Bødker, J., 1994; "Biological Gas Treatment of Air Containing Phenol and Ammonia using a New Type of Tricking Filter." En: *Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg*, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 231-237.
- San, H.A., Tanik, A., Orhon, D., 1993; "Micro-Scale Modelling of Substrate Removal Kinetics in Multicomponent Fixed-Film System." *J.Chem.Tech Biotechnol.*, 58, pp.39-48.
- Sayler, G.S., Fox, R., 1991; "Environmental Biotechnology: Perceptions, Reality, and Applications." En: Sayler, G.S., Fox, R., Blackburn, J.W.(eds.), 1991 pp.1-13.
- Sayler, G.S., Fox, R., Blackburn, J.W.(eds.), 1991; "Environmental Biotechnology for Waste Treatment." Plenum Press, N.Y.
- Schroeder, E.D., Ergas, S.J., Chang, D.P.Y., 1993; "Control of Air Emissions of Dichloromethane, Tichloethene, and Toluene by Biofiltration." Presentado en: 86th Annual Meeting & Exhibition, Air & Waste Management Association, 93-WA-52B.01, Denver Colorado, June 1993.
- Schügler, K., 1991; "Bioreaction Engineering Volume 2: Characteristic Features of Bioreactors." Translates from the German by V.Cottrell, John Wiley & Sons, Chichester.
- Seadler, J.D., 1985; "Computer Modeling of Chemical Processes." *AICHe Monograph Series* 81, No.15.
- Seborg, D.E., Edgar, T.F., Mellichamp, D.A., 1989; "Process Dynamics and Control." John Wiley & Sons, N.Y.
- Serna G., M., Ochoa T., J.A., Rocha U., J.A., 1992; "Simulación Dinámica de Columnas de Adsorción de Lecho Fijo usando una técnica de Inversión Numérica de Transformadas de Laplace." *Tecnol.Ciencia Ed.(IMIQ)*, 8, 1, pp.27-32.
- Shah, Y.T., 1979; "Gas-Liquid-Solid Reactor Desing." McGraw-Hill, N.Y.
- Shaheen, E. I., 1992; "Technology of Environmental Pollution Control" 2d. ed., Pennwell Publishing Company; Tulsa, Oklahoma.
- Shareefdeen, Z.and Baltzis, B., 1993; Young-Sook and Bartha, R.; "Biofiltration of Methanol Vapor", *Biotechnol.Bioeng.*, 41, pp.512-524.

- Shareefdeen, Z. and Baltzis, B., 1994; "Biological Removal of hydrophobic solvent vapors from airstream"; sometido para publicación.
- Shaw, D.J., 1977; "Introducción a la Química de Superficies y Coloides." 2da. Edición, Traducción de Albert Martínez, A., Alhambra, Madrid.
- Shlinder, E.U., 1978; "Transport Phenomena in Packed Bed Reactors." En Chemical Reaction Engineering Reviews, Luss, D., Weekman Jr, V.W.(eds.), Advances in Chemistry Series 72, American Chemical Society, Washington, D.C., pp.110-161.
- Shuler, M.L., 1988; "Immobilized Biocatalysts and Reactors." En: "Chemical Engineering Education in a Changing Environment" Engineering Foundation Conferences, January 17-22, 1988, Santa Barbara, California; Sandler, S.L., Finlayson, B.A.(eds.), United Engineering Trustees, Inc.-U.S.National Science Foundation-AIChE, N.Y.
- Shuler, M.L., Kargi, F., 1992; "Bioprocess Engineering: Basic Concepts." Prentice-Hall, N.J.
- Siebel, M.A., Characklis, W.G., 1991; "Observations of Binary Populations Biofilms." Biotechnol.Bioeng.37, pp.778-789.
- Skovlund, C.T., Kirmse, D.W., 1989; "Simplified Models for Packed-Bed Biofilm Reactors." Biotechnol.Bioeng., 33, pp.164-172.
- Skovlund, C.T., 1990; "Effect of Biofilm Growth on Steady-State Biofilm Models." Biotechnol.Bioeng., 35, pp.502-510.
- Smet, E., Verstraete, W., Van Langenhove, H., 1994; "Biofiltration of Methyl Sulphides." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, pp.539-544.
- Smith, W.R., Missen, R.W., 1987; "Análisis del Equilibrio en Reacciones Químicas.Teoría y Algoritmos." Traducción de Valiente Balderas, Ma.Cr., Limusa, México.
- Soczo, E., Visscher, K., 1991; "Research and Development Programs for Biological Hazardous Waste Treatment in the Neatherlands." En: Saylor, G.S., Fox, R., Blackburn, J.W.(eds.), 1991 pp.261-269.
- Spillman, R.W., Grace, W.R., 1989; "Economics of Gas Separation Membranes." Chem.Eng.Progress., 85, 1 (January), pp.41-62.
- Stenzel, M.H., 1993; "Remove Organics by Activated Carbon Adsorption." Chem.Eng. Progress, 89, *apr.*, pp.36-43.
- Strand S.E., Bjelland M.D. & Stensel H.D., 1990; "Kinetics of chlorinated hydrocarbon degradation by suspend cultures of methane oxidizing bacteria", J.WPCF, 62, pp.124-129.
- Sun, W., Costa, C.A.V., Rodriguez, A.E., 1994; "Determination of Intraparticle Diffusivities Using a Single Pellet String Fixed Bed and a Shallow-Bed Diffusion Cell." Ind.Eng.Chem.Res., 33, 5, pp.1380-1390.
- Tadasse, B., Donaldson, J.D., Grimes, S.M., 1994; "Contaminated and Polluted Land: A General Review of Decontamination Management and Control." J.Chem.Tech.Biotechnol., 60, pp.227-240.
- Tanik, A., San, H.A., Orhon, D., 1993; "Macro-Scale Modelling of Substrate Removal Kinetics in Multicomponent Fixed-Film System." J.Chem.Tech.Biotechnol., 58, pp.49-55.
- Taylor, R., Krishna, R., 1992; "Multicomponent Mass Transfer." John Wiley Sons, N.Y.
- Theodore, L., Reynolds, J., 1992; "Introduction to Hazardous Waste Incineration." John Wiley & Sons, N.Y.
- Thiele, E.W., 1939; "Relation Between Catalytic Activity and Size of Particle." Ind.Eng.Chem., 31, 7 (July), pp.916-920.
- Thoenes, D., 1980; "Currents Problems in the Modeling of Chemical Reactors." Chem.Eng.Sci.35, pp.1840-1853.
- Tong, G.E., 1991; "Integration of Biotechnology to Waste Minimization Programs." En: Saylor, G.S., Fox, R., Blackburn, J.W.(eds.), 1991 pp.127-136.
- Tsochatzidis, N.A., Karabelas, A.J., 1994; "Experiments in Trickle Beds at the Micro and Macroscale.Flow Characterization and Onset of Pulsing." Ind.Eng.Chem.Res., 33, 5, pp.1299-1309.
- Tyrrell, H.J.V., Harris, K.R., 1984; "Diffusion in Liquids. A thermal and Experimental Study." Butterworths Monographs in Chemistry, London.
- van Doorn, W., van Harreveld, A.Ph., 1994; "Sampling Strategy and Statistical Aspects for Measuring the Odour Removal Efficiency of a Biofilter." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, pp.415-428.
- van Groenestijn, J.W., Doddema, H., Kok, H., Koster, T.P.M., 1994; "Combined Photochemical and Biological Treatment of Off-Gases." En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9.bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 313-324.

- Van Landeghem, H., 1980; "Multiphase Reactors: Mass Transfer and Modeling." *Chem.Eng.Sci.*35, pp.1912-1949.
- van Lith, C.P.M., David, S.L., Marsh, R., 1990; "Desing Criteria for Biofilters." *I.Chem.E. Sysposium Series* No.116,pp.127-138.
- van Lith, C.P.M., Ottengraf, S.P.P., Dicks, R.M.M., 1994; "The Control of Biotrickling Filter." *En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9 bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 125-133.*
- Villadsen, J., 1988; "Challenges and Cul-de-Sacs in Reactor Modelling." *Chem.Eng. Sci., 43, 8, pp.1725-1738.*
- Waalewijn, E., Meijer, C.D., Weber, F.J., Durstma, U.C., van Rijjs, P., 1994; "Practice Runs of a Bio-Trickling Filter in the Exhaust Gases from a Fibre Factory." *En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9 bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 545-553.*
- Wark, K., Warner, C.F., 1992; "Contaminación del Aire, Origen y Control." *Limusa Noriega, México.*
- Weber, F.J., Menner, M., 1994; "Toluene Degradation in a Trickle Bed Reactor - Prevention of Clogging." *En: Biologische Abgasreinigung, Tagung Heidelberg, 9 bis 11.März, 1994, VDI BERICHTE NR.1104, 161-168.*
- White Jr., D.H., Barkley, P.G., 1989; "The Desing of Pressure Swing Adsorption System." *Chem.Eng.Progress, 85, 1, pp.25-33.*
- Wicke, E., 1975; "Physical Processes in Chemical Reactor Engineering." *En: Chemical Reaction Engineering Reviews, Hulburt, H.M.(ed.), Advances in Chemistry Series 148, American Chemical Society, Washington, D.C., pp.75-97.*
- Wilhems, S.C., Gulliver, J.S., 1991; "Air-Water Mass Transfer", Selected Paper from the Second International Symposium on Gas Transfer in Water Surfaces, Minneapolis, Minnesota, September 11-14, 1990. *American Society of Civil Engineers., N.Y.*
- Williams, T.O., Miller, F.C., 1992a; "Odor Control Using Biofilters, part I", *BioCycle Magazine, 33, 10, pp.72-77.*
- Williams, T.O., Miller, F.C., 1992b; "Biofilters and Facility Operations, part II", *BioCycle Magazine, 33, 11, pp.75-79.*
- Williamson McCarty, P.L., 1976; "A Model of Substrate Utilitation by Bacterial Films", *J.Walter Pollut.Contr.Fed, 48: 9-24.*
- Winnick, J., 1990; "Electrochemical Membrane Gas Separation", *Chem.Eng Progress., 86, 1 (January), pp.41-46.*
- Yang, X.L., Wild, G., Euzen, J.P., 1993; "Study of Retention in Fixed-Bed Reactors with Upward Flow of Gas and Liquid." *Int.Chem.Eng. (France Section), 33, 1, pp.72-84.*
- Ying, A., Duffly, J., Shepherd, G., Wright, D., 1990; "Bioremediation of Heavy Petroleum Oil in Soil at a Railroad Maintenance Yard." *En: Kostecki y Calabrese, 1990, pp.227-238.*
- Zilli, M., A.Converti, A.Lodi, M.del Borghi, G.Ferraiolo, 1993; "Phenol Removal from Waste Gases with a Biological Filter by *Pseudomonas Putida*." *Biotechnol.Bioeng.41, 7, p.693.*



## APÉNDICES.

### A1. APÉNDICE AL CAPÍTULO I: GENERALIDADES SOBRE LA SELECCIÓN DE TÉCNICAS PARA EL CONTROL DE COV'S.

#### A1.1. EL INVENTARIO DE EMISIONES.

La primera tarea al evaluar las técnicas para el control de COV's es preparar un inventario, lo más completo posible, de las emisiones de la planta. El inventario de las emisiones es la base para determinar la posibilidad de cumplir con las regulaciones y constituye un instrumento invaluable en la identificación de las mejores opciones para el control de las emisiones.

El inventario deberá cubrir todas las instalaciones fuente por fuente, y cada pieza de equipo dentro de las instalaciones deberá ser caracterizada con base en (Ruddy y Carroll, 1993):

- Los contaminante(s) emitido(s).
- Las especies químicas individuales dentro de cada corriente de salida (para identificar cualquier material no COV que pueda tener efectos negativos sobre tipos particulares de técnicas y estrategias de control).
- Emisiones promedio, anuales y por hora.
- Estado del equipo.
- Existencia y condiciones en que se encuentre el equipo disponible para el control de los contaminantes identificados.
- Normas vigentes de regulación.

#### A1.2. LAS ALTERNATIVAS: MODIFICACION O ADICIÓN AL PROCESO.

Las opciones disponibles para la reducción de emisiones depende de la naturaleza del proceso. Por ejemplo, varias opciones simples, tales como la de cubrir recipientes, pueden reducir las emisiones significativamente con un gasto mínimo. Una estrategia para la reducción de emisiones de COV's deberá tomar en cuenta el contenido de COV's en las materias primas, las características de operación en el proceso, los requisitos en el producto final, y la aplicación potencial de equipo de control instalado a los ductos de salida. Las opciones que se describen a continuación son de aplicación general en fuentes de emisión y deberán ser consideradas en una u otra forma durante las etapas de planeación de cualquier programa de reducción de emisiones.

##### MODIFICACIONES EN EL PROCESO.

Las modificaciones en el proceso son normalmente la alternativa preferida para la reducción de emisiones (Ruddy y Carroll, 1993; Chadha y Parinele, 1993).

Las modificaciones pueden incluir la sustitución de materias primas para reducir las entradas de COV's al proceso, cambios en las condiciones de operación para minimizar la formación o la volatilización de COV's, y la modificación del equipo para reducir las posibilidades de emitir COV's al ambiente. Las primeros modalidades no serán discutidas aquí.

La modificación del equipo puede tomar varias formas, pero el objetivo siempre es prevenir las emisiones de COV's. Los COV's pueden ser emitidos desde recipientes abiertos, venteos, desfogues o válvulas y equipos de seguridad, o pueden ser el resultado de las condiciones del proceso (tales como la dispersión de pinturas). El punto inicial de las modificaciones en el proceso, es el recipiente o la

estructura en la cual la volatilización tiene lugar. Los recipientes pueden ser cubiertos o equipados con discos de ruptura. Se pueden instituir programas de monitoreo y reparación para reducir las emisiones debidas a fallas o fracturas de válvulas, bombas y uniones de tubería; estas últimas pueden ser remplazadas por conexiones soldadas.

#### ADICIONES AL PROCESO.

Las adiciones o sustituciones en el proceso son, por lo general, la última alternativa para el control de emisiones (Ruddy y Carroll, 1993).

Los controles en las terminales de tubería son a menudo la opción más cara, pero estos métodos, algunas veces permiten la reutilización de desechos, reduciendo los costos globales. Debido a que los costos de capital y de operación dependen mucho de la corriente a tratar, la instalación de estas unidades estará, por lo general, acompañada por ciertas modificaciones del proceso con tal de reducir el volumen del aire que requiera tratamiento. En algunos casos los sistemas pueden ser instalados en módulos paralelos para tratar grandes flujos.

Los cambios en el proceso para la reducción de emisiones contaminantes ya han sido discutidos más detalladamente por otros autores (Chadha y Parinele, 1993).

Las adiciones al proceso requieren realizar un cuidadoso análisis para seleccionar el equipo que habrá de instalarse en la planta.

### A1.2. FACTORES PARA LA SELECCIÓN DEL EQUIPO DE CONTROL DE COV'S.

A continuación se enlistan algunos de los factores más importantes en la selección de equipo para el control de COV's. Estos puntos deben ser considerados desde la selección del proceso de producción, ya que pueden ser muy útiles en la evaluación del equipo de control de emisiones que puede requerirse en cada alternativa.

#### POTENCIAL PARA RECICLAJE.

El reciclaje presenta la oportunidad de recuperar parcialmente los costos del sistema para el control de emisiones. Antes que el proyecto haya progresado significativamente deberá comprobarse si esta opción es posible. La evaluación del potencial de reciclaje puede ser más sencilla contestando primero las siguientes preguntas: ¿Pueden recuperarse los materiales y ser reutilizados en el proceso?, ¿pueden usarse en otro proceso, o venderse?, ¿pueden usarse como combustibles? o ¿pueden aprovecharse como disolventes de lavado? Si el reciclaje es posible y además deseable o rentable, el análisis respecto al uso de aparatos de destrucción pueden llegar a ser innecesario.

#### VARIACIÓN DE CARGAS.

Generalmente, la naturaleza del proceso determina la variación de cargas a las que el equipo será expuesto. Altas variaciones en flujos y/o concentraciones, pueden producir inestabilidades en el sistema, haciéndose necesario el uso de equipo auxiliar, además de reducir las eficiencias energética y global de retiro o destrucción.

#### CARGAS PROMEDIO.

Las cargas promedio determinan la posible aplicación de varios procesos. Las opciones de recuperación, tales como la condensación, requieren de altas concentraciones de entrada para operar exitosamente. A muy bajas concentraciones promedio puede requerirse de un sistema de concentración antes del verdadero tratamiento.

## DIVERSIDAD DE LOS COV'S PRESENTES.

La mezcla o mezclas de COV's a ser tratadas tienen un efecto importante sobre la posible aplicación de un sistema dado. Entre mayor sea la diversidad de sustancias a controlar, habrá más limitaciones para la selección de un equipo. La eficiencia de eliminación depende del compuesto más difícil de retirar o destruir. Los sistemas de recuperación pueden requerir equipo de separación extra para los materiales reciclados.

### LIMITE INFERIOR DE EXPLOSIVIDAD (LIE).

Las mezclas de COV's y aire están caracterizadas por límites de explosividad. La operación entre el LIE y el límite superior de explosividad (LSE) es muy peligrosa, debido a que la mezcla puede explotar. Dado que la mezcla gaseosa en un ducto puede estar o no completamente mezclada al momento de entrar a la unidad de control, los fabricantes de aparatos de destrucción térmica normalmente no diseñan para mezclas con un potencial que exceda el 25% del LIE. La posibilidad de exceder el LIE debe ser evaluado durante condiciones de operación del proceso normal, durante el arranque, en un paro y en varias situaciones de contingencia. La Tabla A1-1 enlista valores de LIE y LSE para algunos COV's comunes.

### LIMITE SUPERIOR DE EXPLOSIVIDAD (LSE).

Ciertas operaciones pueden producir en rutina mezclas que excedan el LSE. En estos casos, las altas concentraciones normalmente hacen que la recuperación por condensación sea una opción viable. Sin embargo conforme la operación de recuperación proceda, la mezcla podrá llegar a la zona entre el LIE y el LSE. El diseño del proceso debe tomar esto en cuenta. La dilución con aire, también puede llegar a presentar este riesgo. La dilución con gas inerte, tal como nitrógeno o bióxido de carbono, es una alternativa potencial para reducir la concentración de oxígeno en la mezcla.

Tabla A1-1. Límites Inferior y Superior de Explosividad para algunos COV's comunes. (% en volumen)

COV	LIE	LSE
Tolueno	1.2	7.1
Xileno	1.0	7.0
Alcohol isopropílico	2.0	12.7
Etilen glicol monometil éter	1.8	14.9
Destilados de petróleo (naftas)	1.1	5.9
Metil etil cetona	1.4	11.4
Acetona	2.5	13.0
Heptano	1.05	6.7
Naftaleno	0.90	5.9

### ALTAS TEMPERATURAS DE DESCARGA.

Debido a los costos de enfriamiento, una temperatura relativamente alta de la corriente gaseosa, hará que el uso de la condensación o la absorción queden excluidos como alternativa. En este caso, la oxidación térmica o catalítica podría ser una mejor opción.

### COMPUESTOS NO ORGÁNICOS.

La presencia de contaminantes no COV's en las corrientes a tratar pueden producir problemas en el equipo de control de contaminantes. Los polvos pueden estropear lechos de adsorción, o de absorción y módulos de recuperación de energía en oxidadores. Los materiales halogenados pueden oxidarse para formar sus respectivos ácidos, lo que, en tales casos, será necesario añadir equipo y material de construcción resistente a la corrosión.

### LOCALIZACIÓN.

La localización del equipo puede requerir que varias aplicaciones tecnológicas incluyan largos ductos para alcanzar las corrientes a tratar. Un sistema montado en el techo del sitio donde se requiere el tratamiento puede requerir obras de reforzamiento de los soportes como parte del diseño.

## MANTENIMIENTO.

Las necesidades de mantenimiento es un factor importante a considerar. Si el mantenimiento no es muy sofisticado (por ejemplo, si el sistema no es ni grande, ni complejo), la elección de un sistema de control, de monitoreo y de ajuste continuo puede no ser justificable.

Estos y otros puntos deberán estar contenidos en el inventario de emisiones, y deben ser discutidos en cualquier entrevista con consultores, vendedores, o diseñadores de equipo de tratamiento.

Con esta información disponible, el ingeniero encontrará más fácil la selección entre las diversas alternativas para el control de emisiones.

Por supuesto que en cada caso se deberán tomar en cuenta los costos, pero los factores anteriormente mencionados, suelen ser los que determinan cuáles tecnologías son aplicables al proceso reduciendo así el trabajo posterior de evaluación económica.

### A1.3. TECNOLOGÍAS PARA EL CONTROL DE COV'S.

Las siguientes alternativas tecnológicas, están disponibles para el tratamiento de corrientes contaminadas por COV's (Ruddy y Carroll, 1993; Moretti y Mukhopadhyay, 1993; Oakley, 1990, EPA, 1987):

- |                                       |  |
|---------------------------------------|--|
| 1. Incineradores térmicos.            | 8. Separadores de membrana.              |
| 2. Incineradores catalíticos.         | 9. Oxidadores ultravioleta.              |
| 3. Quemadores.                        | 10. Reactores de destrucción por corona. |
| 4. Condensadores.                     | 11. Aparatos con tecnología de plasma.   |
| 5. Adsorbedores.                      | 12. Biolavadores.                        |
| 6. Absorbedores.                      | 13. Biofiltros de percolación.           |
| 7. Calderas y calentadores de proceso | 14. Biofiltros.                          |

De estas tecnologías, las primeras 7 son bien conocidas en ingeniería química. Las tecnologías 8 y 9 representan tecnologías fisicoquímicas recientes<sup>1</sup>, incluso, las tecnologías 10 y 11 aún no están disponibles comercialmente. La últimas tres tecnologías funcionan gracias a la degradación biológica de los COV's y constituyen las llamadas biotecnologías para el tratamiento de gases contaminados por COV's.

Aunque los métodos biológicos se han utilizado desde los 20's en el tratamiento de aguas industriales y desde los 30's para el control de olores, el tratamiento biológico de COV's en corrientes gaseosas tiene solo unos 20 años de ser estudiado sistemáticamente. La biofiltración es la más recientes de estas biotecnologías y es la primera que no incluye un flujo de fase líquida en el proceso.

<sup>1</sup> La separación por membranas es una tecnología que se ha estado desarrollando desde hace unos 25 años, pero hasta hace unos 8 años se ha venido popularizando su aplicación en el tratamiento de gases contaminados por COV's.

## A2. APÉNDICE AL CAPÍTULO 2: ALGUNOS ASPECTOS DE BIOQUÍMICA.

La bioquímica es la disciplina científica que se encarga del estudio de los procesos biológicos desde el punto de vista químico. A continuación, se exponen algunos conceptos de bioquímica, así como las relaciones estequiométricas de las reacciones bioquímicas que ocurren en el biofiltro.

### A2.1. SERES VIVOS.

Una de las características de los seres vivos es la de intercambiar masa y energía con su medio ambiente. La masa se recibe en forma de moléculas (o iones), útiles para generar los constituyentes celulares por medio del proceso de la nutrición y la energía que de ello obtienen la emplean para realizar diversas funciones, aunque parte de ella se disipa en el medio. La materia que un ser vivo reintegra al medio, es la que ya no emplea para conformar sus propias moléculas, o bien la que no le proporciona energía utilizable para sus funciones vitales.

#### AUTÓTROFOS Y HETERÓTROFOS.

Por la forma química en que los organismos requieren el carbón del medio, se han clasificado en autótrofos y heterótrofos.

Los autótrofos emplean bióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) como la fuente de carbono para construir los esqueletos de todas sus moléculas; como ejemplo de tales organismos, se tienen las células fotosintéticas y algunas bacterias.

Los heterótrofos deben obtener el carbono en forma de moléculas complejas, como la glucosa. Ejemplos de estos son los animales superiores y la mayoría de los microorganismos.

Los autótrofos tienden a ser autosuficientes, mientras que los heterótrofos dependen para su subsistencia de las moléculas sintetizadas por los autótrofos.

#### FOTÓTROFOS Y QUIMÓTROFOS.

Por la manera en que aprovechan la energía del medio ambiente, los seres vivos se clasifican en dos grupos principales, los fotótrofos y los quimótrofos.

Los fotótrofos aprovechan la energía de la luz, la convierten en energía química y la incorporan a las moléculas en el proceso denominado fotosíntesis.

Los quimótrofos aprovechan la energía química desprendida de los alimentos (sustratos) en las reacciones de óxido-reducción y la usan en las funciones celulares. En los quimótrofos el principal proceso para aprovechar la energía de los sustratos es la respiración celular. En este proceso se consume el oxígeno necesario para realizar la oxidación de los sustratos, obteniendo la energía de la reacción.

#### COMPONENTES CELULARES.

Los componentes celulares más importantes son los carbohidratos, los lípidos, las proteínas, las vitaminas, los iones, y el agua (Piña, 1983).

Dentro del campo de los componentes celulares, a principios de siglo, apenas se conocían las estructuras de unos cuantos carbohidratos, cuya función principal es la de proporcionar energía a los seres vivos y además, muchos de los polisacáridos complejos, es decir, las moléculas que están compuestas por derivados de monosacáridos simples, tienen como función fundamental la de servir como sistemas de identificación a muchas células.

Lo lípidos forman una biocapa en la estructura fundamental de la membrana celular, que sirve a la célula de capa aislante, en la que se incluyen numerosos sistemas funcionales que le permiten, además de comunicarse con el medio externo, realizar una serie de funciones importantes, como las transformaciones de energía.

Las proteínas encuentran sus funciones como elementos centrales en la maquinaria de los fenómenos vitales. Las proteínas son las enzimas que se encargan de realizar prácticamente todas las reacciones del metabolismo (que será descrito más adelante); son también las encargadas de mover sustancias del interior al exterior de la célula y del interior al exterior de los organelos intracelulares. A partir de sólo veinte aminoácidos que las componen, se producen estructuras de complejidad tal, que hasta el momento es difícil imaginar la diversidad de relaciones entre estos aminoácidos, lo que da lugar a fenómenos de extraordinaria complejidad.

Las vitaminas son parte de los sistemas enzimáticos, y los iones cumplen multitud de funciones en el líquido celular o intracelular. Ejemplos de iones en bioquímica son los de sodio, cloro, potasio, fosfatos, carbonatos, magnesio, etc.

El agua es el medio por donde se transportan los compuestos o se mantienen suspendidas las partes de la célula.

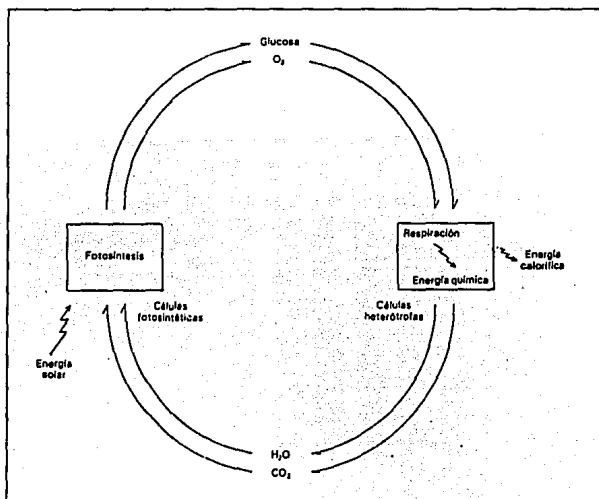


Figura A2-1. Ciclos del carbono y del oxígeno. En cada ciclo, parte de la energía se disipa y no produce trabajo.

## A2.2. METABOLISMO.

En la naturaleza, el metabolismo se establece como un conjunto de ciclos superpuestos en los que circulan el carbono, el oxígeno y la energía, y en donde un tipo de células depende de otro y viceversa, tal como se ilustra en la Figura A2-1.

El metabolismo es la suma de miles de reacciones enzimáticas en las células y representa una actividad celular altamente coordinada, con intencionalidad y orientación.

El metabolismo cumple cuatro funciones específicas (Piña, 1983):

- Obtener energía química, ya sea de la luz solar o de los alimentos.
- Convertir nutrientes en componentes celulares.
- Ensamblar esos componentes en macromoléculas propias de la célula.
- Formar y degradar moléculas requeridas para funciones celulares especializadas.

A su vez, el metabolismo se divide en anabolismo y catabolismo.

El anabolismo es la fase de síntesis. En él se forman precursores y se unen para generar los componentes de la célula; es una fase que requiere energía química.

El catabolismo es la fase degradativa. Las grandes moléculas de los alimentos se fragmentan y liberan energía. Parte de esa energía se almacena y es usada en la fase anabólica.

La molécula conocida como adenosín trifosfato o ATP es por excelencia la que transfiere la energía química liberada en el catabolismo hacia las reacciones propias del anabolismo. El ATP sirve de "puente" energético entre el catabolismo, donde se produce, y el anabolismo, donde se consume. El aspecto medular del metabolismo es sumamente similar en todas las formas de vida.

### CATABOLISMO.

La Figura A2-2 ofrece un resumen del prototipo de catabolismo en los seres vivos. La degradación de los alimentos, polisacáridos, lípidos y proteínas se realiza a través de una serie de reacciones que se organizan en tres etapas (Piña, 1983). En la primera etapa las grandes moléculas se degradan en sus monómeros. Los polisacáridos dan monosacáridos del tipo de la glucosa; los lípidos dan glicerol, ácidos grasos y otras moléculas, y las proteínas dan lugar a los aminoácidos. No se genera energía utilizable durante esta primera etapa.

En la segunda etapa, el gran número de pequeñas moléculas formadas, son degradadas a unas cuantas moléculas más sencillas que juegan un papel central en el metabolismo. La tendencia es converger hacia la molécula llamada acetil coenzima A (acetil CoA.). Durante esta segunda etapa se genera una pequeña cantidad de ATP.

En la tercera etapa se oxida la molécula de acetil CoA y se convierte en agua y bióxido de carbono a través de dos caminos metabólicos muy estudiados: el ciclo del ácido cítrico y la fosforilación oxidativa. La mayor proporción del ATP obtenida de los alimentos se genera en esta etapa.

### ANABOLISMO.

El anabolismo también puede estudiarse en tres etapas (Figura A2-3). En la primera etapa, y primordialmente coordinado con el ciclo del ácido cítrico, se generan pequeñas moléculas precursoras. Dichas moléculas se convierten a lo largo de la segunda etapa en las subunidades para generar macromoléculas en la tercera etapa. En las tres etapas anabólicas, especialmente en la primera, se requiere de energía en forma de ATP.

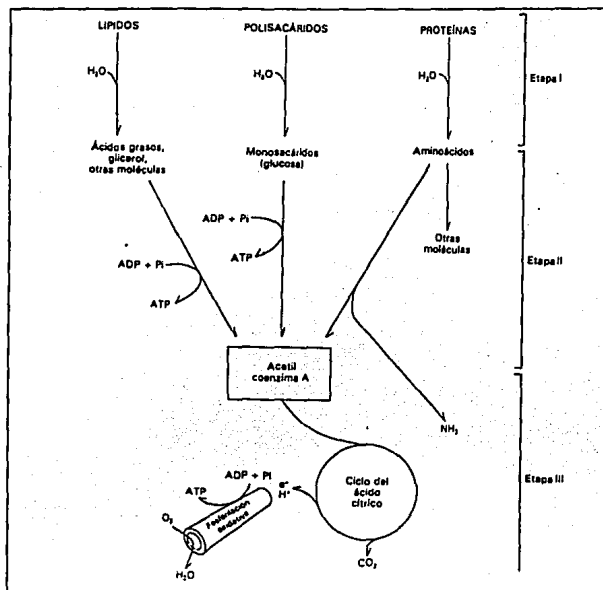


Figura A2-2. Rutas catabólicas principales.

Resulta de interés que las vías, rutas o caminos catabólicos no son el reverso de los anabólicos y viceversa. Ello permite una regulación independiente de cada vía. Con frecuencia los caminos anabólicos y catabólicos suceden en lugares diferentes de la célula, las mitocondrias y el citoplasma celular, por ejemplo.

De los seis grupos de moléculas presentes en las células, tres no se incluyen en el esquema general del metabolismo por diversas razones. El agua, la molécula que tiene mayor intercambio con las células, sufre cambios químicos importantes en un grupo de células con capacidad fotosintética. Los ácidos nucleicos no han sido considerados porque forman una parte mínima de la dieta y, por lo mismo, no son una fuente importante de energía para las funciones celulares. Sin embargo, la célula gasta buena parte de su energía en sintetizar ácidos nucleicos. Las vitaminas y los iones tampoco proporcionan energía para las funciones celulares y su participación proporcional en el metabolismo es mucho menor en comparación con los otros grupos de moléculas (Piña, 1983).

#### COORDINACIÓN.

El esquema del metabolismo aquí expuesto es un resumen de miles de reacciones individuales, y a su vez, un resumen del trabajo de miles de bioquímicos.



Una de las características sobresalientes del metabolismo como actividad celular es el estar perfectamente ordenado, coordinado, regulado. No obstante que en el pequeño espacio ocupado por una célula, simultáneamente se ejecutan cientos de reacciones, existe una coordinación y una definida jerarquía dentro de las vías o rutas metabólicas. Todo ello supone la existencia en la célula de una complejísima red de información. En los seres multicelulares, la red de información se amplía, la coordinación y armonía no solo se establece en cada célula, sino entre todas las células de un órgano y entre los distintos órganos y tejidos.

Tanto a nivel celular como a nivel del organismo, existen estupendos ejemplos de moléculas informativas y de procesos cuya esencia es el paso de información. La Figura A2-4 ilustra el flujo de información en el metabolismo de una célula.

La información en el nivel del organismo queda bien ejemplificada con los transmisores entre las neuronas o con las hormonas, pero existen muchos otros casos. Un neurotransmisor o una hormona es una molécula producida en una célula, de la cual sale por un estímulo más o menos específico, y actúa sobre otra célula en la que provoca una respuesta específica. La célula que recibe a la molécula mensajera posee moléculas con capacidad de recibirla, y con ella se complementa químicamente con extraordinaria especificidad y precisión.

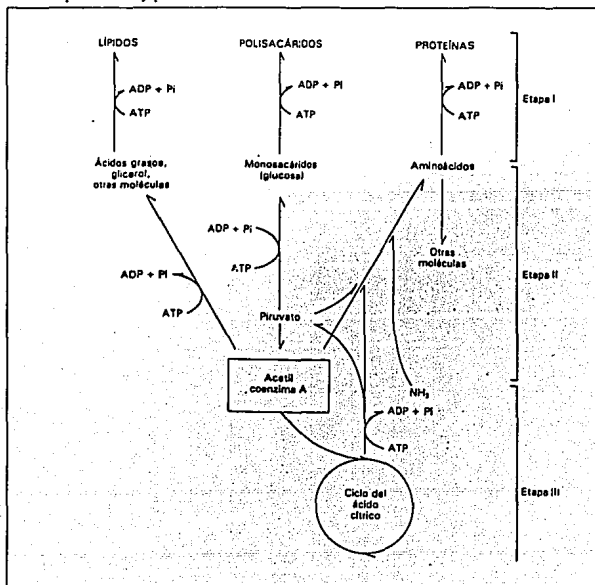


Figura A2-3. Rutas anabólicas principales.

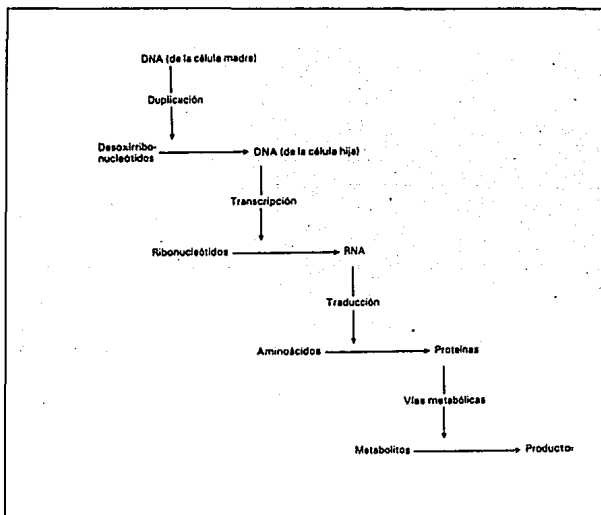


Figura A2-4. Flujo de información en los seres vivos. Las flechas horizontales representan las reacciones químicas. Las flechas verticales indican que la información contenida en la molécula está pasando mediante la reacción. El nombre específico de cada proceso de transmisión de información está anotado en cada flecha vertical.

Las células pueden realizar sus funciones de diversas formas, en un riñón, suspendidas en la sangre, o bien immobilizadas en los soportes de una planta de explotación marina. En un biofiltro, las células se desarrollan inmovilizadas sobre el material de soporte. A continuación, se describen algunos aspectos generales de la inmovilización.

### A2.3. ENZIMAS Y CÉLULAS INMOVILIZADAS.

Al reconocerse que las reacciones biológicas son catalizadas por proteínas (las enzimas, también llamadas biocatalizadores), se propuso su uso en forma aislada (sin los demás componentes celulares) para transformaciones específicas de un solo paso.

Esta idea se basa en que las enzimas tienen un alto grado de afinidad con ciertos sustratos; lo cual permite que, de una mezcla de sustancias, sólo sean transformadas aquellas que reconoce la enzima. Además, el uso de biocatalizadores tiene ventajas, ya que se opera en condiciones de temperatura y pH poco drásticas; en general, son poco contaminantes, y se pueden lograr altos rendimientos de conversión (Quintero, 1983).

Las enzimas existen dentro de las células (intracelulares), o bien son excretadas al medio ambiente (extracelulares). En ambos casos su uso y aplicación depende de una fuente que asegure la producción

de la enzima. Aunque los procesos de separación y purificación de los biocatalizadores, en general, son sencillos, requieren de personal con conocimiento del material biológico y de sus propiedades.

Ya que el costo de obtención de la enzima purificada es muy alto, otra alternativa ha sido la inmovilización de células completas.

El estudio de los métodos para que una enzima se fije, o sea atrapada por un material, y de las condiciones para utilizar la nueva forma del catalizador, constituyen la llamada ingeniería enzimática. Sin embargo, la inmovilización se refiere por lo general, tanto a enzimas, como a células completas. Karel, et. al. (1985) han revisado los aspectos más generales de la inmovilización celular.

Los procesos para obtener enzimas inmovilizadas llegaron a escala industrial en los 70's y, tanto la literatura científica como la técnica indican claramente que están provocando grandes cambios en la estructura industrial, especialmente en producción de alimentos, productos químicos y medicamentos.

El estado del arte en células inmovilizadas ha llegado al punto de que actualmente, los métodos de inmovilización para cualquier tipo de célula se consideran de rutina (Karel et. al., 1985). Sin embargo, en 1985, Karel et. al. advirtieron que dos importantes aspectos no habían sido aún adecuadamente investigados y revisados:

- evaluar si las células inmovilizadas pueden ser exitosamente adaptadas a una escala industrial, y
- elucidar los principios químicos y físicos en que se basa la inmovilización celular.

Desde ese entonces, las investigaciones sobre estos puntos se han multiplicado. La inmovilización de la célula ofrecen varias ventajas potenciales al compararse con los reactores de células suspendidas (Shuler, 1988), pero en la mayoría de las aplicaciones tecnológicas de las células inmovilizadas, el objetivo es aumentar el rendimiento de la reacción. Las ventajas de tener enzimas inmovilizadas se han resumido en la Tabla A2-1.

No obstante, la inmovilización celular también tiene sus limitaciones:

- el producto debe ser excretado de las células,
- puesto que el crecimiento celular está restringido, el producto no debe estar asociado con la inhibición, y
- el crecimiento celular y la formación de productos gaseosos puede deteriorar la matriz de inmovilización.

En ciertas aplicaciones el grado de reacción no es el interés primordial en el diseño, ya que muchas veces la ventaja de utilizar células inmovilizadas se refleja en una mayor estabilidad y control del proceso.

En la Figura A2-5 se presentan los métodos más comunes de inmovilización. Se han reportado más de dos mil soportes diferentes: madera, vidrio, metal, polímeros, etc. (Quintero, 1983).

En el biofiltro, las células están inmovilizadas sobre la superficie de las partículas del material orgánico del empaque. Una forma de inocular e inmovilizar es simplemente mezclar un cultivo en fase líquida con la composta hasta lograr una humedad del 60% aproximadamente.

Tabla A2-1. Principales ventajas de inmovilizar células o enzimas.

Reutilización de las enzimas.
Mejor control del reactor.
Disminuir costos relativos de catalizador y de operación.
Aumentar las productividades volumétrica.
Aumentar la concentración del producto a la salida.
Disminuir la concentración de sustrato a la salida.
El diseño de procesos puede simplificarse en dos formas: 1) confinando las células en partículas o superficies, se facilita la separación de los productos en solución y 2) si no es necesario el lavado, pueden usarse reactores continuos.
Puede lograrse que el reactor contenga una mayor densidad celular y así, mayor rapidez volumétrica de reacción.

Referencias: Quintero, 1983, Karel, 1985, Shuler, 1988

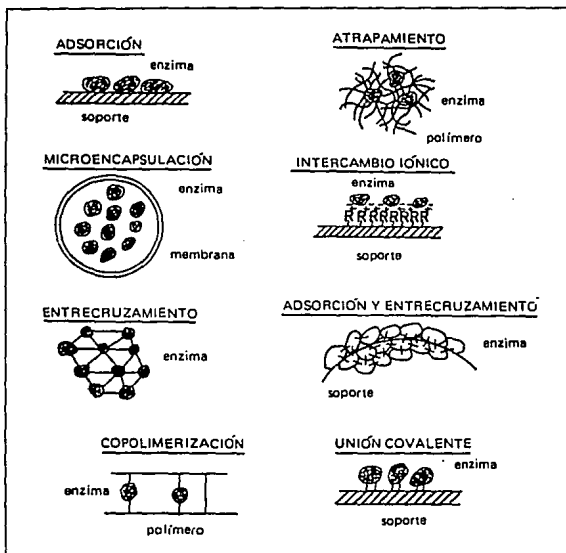


Figura A2-5. Diversos métodos utilizados para la inmovilización de células o de enzimas.

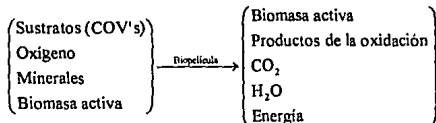
Las biopelículas son una manifestación de la inmovilización celular. Siebel y Charackils (1990) describen una biopelícula como la acumulación de células microbianas y componentes orgánicos que permanecen juntos en una matriz polimérica firmemente afianzados a un sustrato. Esta definición no es general y se refiere únicamente al caso en el que el sustrato es la fase sólida que sirve tanto de soporte para el desarrollo de la biopelícula como de fuente de alimentación. Existen casos en que el soporte es solamente fuente de minerales o incluso, inerte, mientras que el sustrato está presente en la frontera opuesta de la película. Uno de esos casos es el de la biofiltración.

Dentro del biofiltro, los microorganismos se desarrollan en la película líquida que rodea las partículas del material orgánico del material de empaque. Los sustratos incorporan desde la fase gaseosa que contiene los COV's. Las sales minerales y los iones son aportados por el material de empaque. La humedad debe ser suficientemente alta para permitir el desarrollo biológico y proporcionar mayor superficie de película líquida, pero no debe ser demasiado alta para evitar inundaciones, para no dificultar el paso de la fase gas, para no producir escurrimiento y lavado de microorganismos. Es por esto que, como se verá más adelante, el balance de humedad es uno de los aspectos más importantes del funcionamiento del biofiltro.

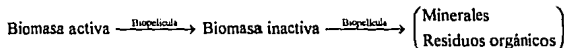
El entendimiento de los efectos de la inmovilización demanda establecer las propiedades físicas y químicas del conjunto células-soporte. El transporte difusivo y la distribución de sustrato y productos son de gran importancia. Además, se requieren indicios sobre el mecanismo por el cual, las células se mantienen en el soporte. La durabilidad del agregado dependerá de sus interacciones hidrodinámicas con su ambiente.

#### A2.4. ESTEQUIOMETRÍA.

Los procesos consumo-crecimiento y muerte-mineralización que tienen lugar en el biofiltro pueden esquematizarse como

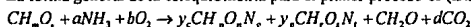


y



respectivamente.

La forma general de la estequiometría para el primer proceso es (Blanch, 1981):



sustratos	O <sub>2</sub>	célula
productos	H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub>

Esta ecuación representa la suma de varias reacciones involucradas en el metabolismo microbiano.

Para evaluar el rendimiento del producto o de las células, se requiere conocer la composición elemental de la célula,  $CH_pO_nN_g$ . Esta composición varía con la rapidez de crecimiento del organismo, debiéndose esto al mayor contenido de RNA en las células a mayores rapidez de crecimiento, y a una tendencia de las células a almacenar carbohidratos con una tasa de crecimiento baja. El crecimiento celular bajo limitaciones de carbono o nitrógeno también demuestra algunas diferencias en la composición elemental.

Tabla A2-3. Composiciones elementales representativas de algunos microorganismos,  $CH_pO_nN_g$

Organismo	Autor	p	n	g
cualquiera	Mayberry, et. al., 1968 <sup>1</sup>	2.0	0.5	0.25
cualquiera	Shuler y Kargi, 1992 <sup>2</sup>	1.8	0.5	0.2
S. cerevisiae	Harrison, 1962 <sup>1</sup>	1.64	0.52	0.16
Candida utilis	Herbert, 1976 <sup>1</sup>	1.87	0.56	0.2
K. aerogenes	Herbert, 1976 <sup>1</sup>	1.73	0.43	0.24
S. cerevisiae	Wang, et. al., 1977 <sup>1</sup>	1.82	0.51	0.17

<sup>1</sup> Véase Blanch (1981)    <sup>2</sup> Véase Baltzis, et. al. (1993).

Algunas composiciones típicas para la célula están dadas en la Tabla A2-3. Puede observarse que la composición propuesta por Shuler y Kargi define un promedio aceptable. Entonces las ecuaciones de balance de masa pueden escribirse para cada especie atómica.

#### COEFICIENTES DE RENDIMIENTO.

Los coeficientes  $y_c$  y  $y_p$  en las ecuaciones estequiométricas indican las fracciones de carbono orgánico contenido en el sustrato convertido a células y productos, respectivamente. Los valores de  $y_c$  y  $y_p$  se pueden calcular a partir del balance elemental de dichas ecuaciones. Por ejemplo, para el carbón

$$y_c + y_p + d = 1$$

con expresiones similares para H, O y N.

Además, se puede obtener una ecuación basada sobre los electrones disponibles en el sustrato, la biomasa y el producto. Los grados de reducción son  $C=4$ ,  $H=1$ ,  $O=-2$ , y  $N=-3$  (correspondiendo al nitrógeno de la biomasa). Definiendo  $\gamma$  como el número de equivalentes de electrones disponibles por gramo de átomos de carbón (Blanch, 1981),

$$\gamma_s = 4 + m - 2e \quad (\text{sustrato})$$

$$\gamma_b = 4 + p - 2n - 3g \quad (\text{biomasa})$$

$$\gamma_p = 4 + r - 2s - 3t \quad (\text{producto})$$

y la ecuación de balance resulta ser

$$\gamma_s - 4b = y_c \gamma_b + y_p \gamma_p$$

Los coeficientes estequiométricos muchas veces son más útiles, y más comúnmente utilizados, como razones que expresan el rendimiento del sustrato en términos de masa:

$$Y_{X/S} = \frac{\text{gramos de biomasa producida}}{\text{gramo de sustrato consumido}}$$

$$Y_{P/S} = \frac{\text{gramos de producto elaborado}}{\text{gramo de sustrato consumido}}$$

$$Y_{O_2/S} = \frac{\text{gramos de } O_2 \text{ producido}}{\text{gramo de sustrato consumido}}$$

$$Y_{CO_2/S} = \frac{\text{gramos de } CO_2 \text{ producido}}{\text{gramo de sustrato consumido}}$$

$$Y_{H_2O/S} = \frac{\text{gramos de } H_2O \text{ producida}}{\text{gramo de sustrato consumido}}$$

y de estos coeficientes se pueden derivar otros, también de uso común:

$$Y_{P/X} = \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} = \frac{\text{gramos de producto elaborado}}{\text{gramo de biomasa producida}}$$

etcétera,

$$Y_{e^-/S} = \frac{\text{gramos-equivalentes de electrones disponibles (e}^-)}{\text{gramo de sustrato}}$$

$$Y_{X/e^-} = \frac{Y_{X/S}}{Y_{e^-/S}} = \frac{\text{gramos de biomasa producida}}{\text{gramo-equivalente de e}^- \text{ disponibles en el sustrato consumido}}$$

etcétera.

Por lo común, cuando el coeficiente de rendimiento se refiere al consumo de sustrato, se omite el índice de referencia, por ejemplo  $Y_{X/S} = Y_X$ .

Por último, cabe señalar que es muy común el uso de los coeficientes de rendimiento inversos, por ejemplo:

$$1/Y_{X/S} = \frac{\text{gramos de sustrato consumido}}{\text{gramo de biomasa producida}} = Y_{S/X}$$

## A2.5. CINÉTICA DE LAS REACCIONES BIOQUÍMICAS.

En esta parte se discutirán algunos aspectos microbiológicos generales en relación al tratamiento de gases de desecho con cierto énfasis en compuestos orgánicos volátiles (COV's).

En general, los gases de desecho contienen oxígeno, lo cual, implica que la eliminación biológica de un contaminante de la corriente gaseosa puede ser aeróbica.

Para que el proceso sea factible, los microorganismos que estén presentes en el sistema de tratamiento deberán ser capaces de usar esos contaminantes como única fuente de carbón y de energía. De esta manera, hay un constante interés por encontrar, seleccionar, aislar, y desarrollar buenos biocatalizadores (microorganismos).

Los procesos de biodegradación que tienen lugar en un bioreactor sin retiro de biomasa, como es el caso de la biofiltración, pueden ser divididos en dos etapas principales: consumo-crecimiento, y muerte-mineralización.

El primer proceso incluye la biodegradación del contaminante y la formación de biomasa. Este proceso depende de la cinética con que los microorganismos degraden el contaminante, y de las condiciones prevalentes en el bioreactor, tales como temperatura, pH, actividad del agua, o concentración de minerales.

El segundo proceso es la muerte y mineralización de la biomasa. La mineralización es necesaria para liberar los nutrientes minerales presentes en la biomasa inactiva. De este modo, están de nuevo disponibles para la formación de nueva biomasa activa (es decir, el crecimiento).

### CONSUMO-CRECIMIENTO.

La biodegradación de hidrocarburos es conocida desde el siglo pasado, pero hoy día aún se requiere estudiar la naturaleza de estos procesos. Por ejemplo, la biodegradación de hidrocarburos clorados ha sido estudiada sólo durante los últimos 10 años, y ha llegado a ser evidente que muchos de esos compuestos se acumulan en el ambiente, predominantemente en aguas subterráneas.

La rapidez de crecimiento, es decir, la rapidez de aumento en la cantidad de biomasa activa, depende de la misma cantidad de biomasa,  $X$ , ya presente. Para una combinación particular de microorganismos y sustratos, la rapidez específica de crecimiento,  $\mu$ , puede ser usada para describir el aumento de la biomasa a lo largo del tiempo:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad \dots(1)$$

La rapidez de crecimiento específico, tiene unidades de tiempo<sup>-1</sup>

La relación entre  $\mu$  y la concentración del sustrato, es de especial interés en el tratamiento biológico de desechos. La relación entre la rapidez específica de crecimiento y la concentración del sustrato,  $S$ , puede ser a menudo descrita por medio de la ecuación de Monod:

$$\mu = \frac{S \cdot \mu_{\max}}{S + K_s} \quad \dots(2)$$

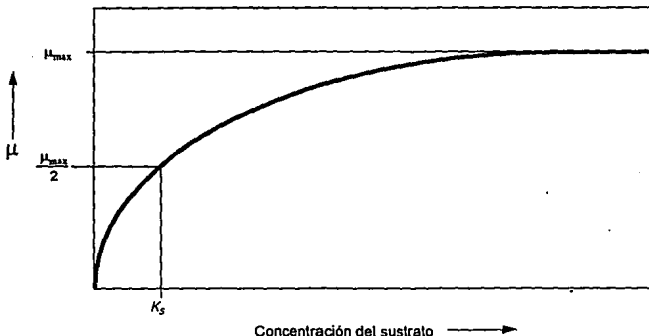


Figura A2-6. Rapidez de crecimiento específico ( $\mu$ ) como función de la concentración del sustrato de acuerdo con el modelo de Monod.

Esta ecuación contiene dos constantes: la máxima rapidez específica de crecimiento  $\mu_{m\acute{a}x}$  (tiempo<sup>-1</sup>), y la constante de afinidad del sustrato,  $K_s$ , conocida también como constante de Monod, o constante de saturación, es una medida de la concentración a la cual se llega a un valor máximo de  $\mu$ . Analíticamente,  $K_s$  representa la concentración del sustrato a la cual la rapidez de crecimiento es la mitad del valor de  $\mu_{m\acute{a}x}$ . La  $K_s$  es usualmente derivada de estudios en cultivo continuo que pueden ser usados para determinar la relación entre la rapidez de crecimiento y la concentración del sustrato. Gráficamente tal relación se muestra en la Figura A2-6.

Durante el crecimiento, el sustrato se transforma en biomasa a una razón constante mientras la rapidez de crecimiento sea constante. Esta razón es llamada el coeficiente de rendimiento,  $Y$ , (gramos de biomasa producida por gramos de sustrato utilizado).

La rapidez de consumo de sustrato por la células en crecimiento,  $dX/dt$  puede ser descrita por la siguiente ecuación, en la cual  $Y$  es el rendimiento de crecimiento y  $M$  el coeficiente de mantenimiento:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{\mu X}{Y} + MX \quad \dots(3)$$

El coeficiente de mantenimiento,  $M$ , describe la rapidez de consumo del sustrato requerida para mantener a las células vivas o la rapidez de crecimiento para compensar la rapidez de muerte de una población. Este coeficiente es usualmente pequeño en comparación con la máxima rapidez de crecimiento. Si el coeficiente de mantenimiento puede despreciarse, la ecuación 2 y la ecuación 3 pueden combinarse para describir la rapidez neta de consumo de sustrato como una función de la concentración del propio sustrato:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{X}{Y} \mu = \frac{X}{Y} \frac{\mu_{m\acute{a}x} S}{(S + K_s)} \quad \dots(4)$$

El modelo de Monod es el más simple que pueda tomar en cuenta el comportamiento asintótico de  $\mu$  hacia un valor máximo (Figura A2-6). Sin embargo, hay muchos modelos para describir las cinéticas biológicas. Si la concentración es muy grande, en la realidad se observa que, después de cierta



concentración, se inhibe la actividad biológica y en lugar de permanecer en estado de máxima rapidez de crecimiento específico, dicha rapidez va disminuyendo. Este efecto de inhibición no lo predice la ecuación de Monod. Un modelo que toma en cuenta este efecto de manera simple es el modelo de Andrews (también conocido como de Haldane), cuya expresión general es

$$\mu = \frac{S \cdot \mu_{\max}}{K_i + S \left(1 + \frac{S}{K_i}\right)} \quad \dots (5)$$

donde  $K_i$  determina la concentración abajo de la cual,  $\mu$  aumenta al aumentar  $S$ , y después de la cual,  $\mu$  disminuye al aumentar  $S$ , y se le conoce como constante de inhibición.

Dentro de la biopelícula, en el interior del biofiltro, la rapidez de crecimiento específico depende de la concentración de cada uno de los sustratos, así como de la concentración de oxígeno disponible. Baltzis y colaboradores (Shareefdeen y Baltzis, 1993) propusieron la utilización de un modelo que incluye posibles interacciones (inhibición, afinidad, etc) de los reactivos (sustrato y oxígeno). Poco después, el mismo equipo propuso un modelo cinético para  $NS$  sustratos (Baltzis y Shareefdeen, 1993). En ese modelo, el efecto del oxígeno se describe por una ecuación tipo Monod, mientras que la de cada sustrato lo es mediante el modelo de Andrews. En general, el modelo es de la forma

$$\mu_i = \mu_i(S_0, S_1, \dots, S_{NS}) = \mu_i^* \cdot \left( \frac{S_0}{K_0 + S_0} \right) \cdot \prod_{j=1}^{NS} \left\{ \frac{S_j}{K_{i,j} + S_j \left(1 + \frac{S_j}{K_{i,j}}\right)} \right\} \quad \dots (6)$$

$\mu_i$  es la rapidez de crecimiento específico de la biomasa debido al consumo del sustrato  $i$ . Esta forma tiene la ventaja de que sin ser un complejo modelo estructurado, o estocástico (no expuestos aquí), permite modelar una muy amplia gama de cinéticas biológicas y, además, cada parámetro que incluye tiene un significado bien conocido en bioquímica.

$\mu_i$  no depende la geometría del empaque, ni de la velocidad del flujo, ni de las dimensiones o geometría del biofiltro.  $\mu_i$  es una función universal que depende de la composición y de las condiciones del medio en que se lleven a cabo los procesos bioquímicos, tales como pH, temperatura, etc. Es difícil determinar cuales son las condiciones dentro de la biopelícula, y los modelos que hacen uso de la rapidez de crecimiento específico suponen un mecanismo por medio del cual se puedan relacionar las condiciones de la fase gas, con las que prevalecen dentro de la biopelícula.

Debido a que la rapidez de crecimiento, generalmente cae dentro de los casos de cinética de orden cero y cinética de primer orden, las soluciones de los problemas que combinan la difusión con expresiones de rapidez para orden cero y orden uno, son valiosas para encontrar los casos límite de comportamiento sin requerir de algún conocimiento muy detallado de las expresiones de rapidez de crecimiento específico de la biomasa.

#### MUERTE-MINERALIZACIÓN.

La degradación de un contaminante generalmente implica desarrollo de la biomasa. Para ello, además del carbono y de la energía liberada por el consumo de los sustratos, también se requieren algunos minerales, tales como nitrógeno, fósforo, y azufre, entre otros. Para el buen desempeño del biofiltro, estos minerales deberán estar disponibles en cantidades suficientes. Por lo general, esto se logra usando como empaque, materiales de origen orgánico, tal como composta o fango seco. En algunos casos, los minerales están disponibles, inicialmente, en fase acuosa de donde se transfieren hacia la fase sólida por rocío e impregnación.

La biomasa se compone de los microorganismos que están presentes en la biopelícula y que consumen sustratos dentro del biofiltro. No obstante, después de cierto tiempo, los microorganismos mueren y no funcionan ya como agentes de degradación de los COV's. De esta manera, se debe distinguir la biomasa activa, que está formada por microorganismos vivos que degradan los sustratos; y la biomasa inactiva formada por los microorganismos que están en una etapa vegetativa y que no degradan COV's.

Para una operación prolongada y eficiente, la biomasa inactiva tiene que ser retirada del biofiltro y se deben añadir nuevos nutrientes minerales, o bien, la biomasa debe mineralizarse para liberar nutrientes que de nuevo estén disponibles en la formación de biomasa activa. Este proceso se denomina mineralización de la biomasa. Aunque la preposición "bio" implica vida, la biomasa inactiva también incluye a los microorganismos muertos cuyo estado físico es similar al de la biomasa activa, es decir, que aún no se mineralizan e incorporan al material orgánico que soporta la biopelícula. La biomasa inactiva sigue contribuyendo a la reducción de la difusividad efectiva de los sustratos dentro de la biopelícula.

El proceso de mineralización en un biofiltro puede ser comparado con el composteo de material orgánico. Esta analogía ha sido expuesta originalmente por Hartmans (1994). En este caso, las partículas contienen un núcleo anaeróbico rodeado de una capa externa aeróbica. Primero, en el núcleo anaeróbico, el sustrato es hidrolizado y luego, se difunde a la capa aeróbica en donde es oxidado a  $\text{CO}_2$ .

Debido a los gradientes de concentración del oxígeno, se puede entender el aumento de su concentración en la partícula conforme pasa el tiempo.

Inicialmente, la rapidez del proceso es controlado por la cantidad de biomasa activa. Luego que la biomasa se ha desarrollado, sigue una etapa controlada por la difusión del oxígeno, ya que la demanda biológica de  $\text{O}_2$  aumenta al aumentar la cantidad de biomasa. Después de equilibrarse las rapidezces de crecimiento y de muerte de la biomasa con la disponibilidad del oxígeno, el proceso entra a una etapa en la cual la hidrólisis es el paso limitante. Durante esta etapa, como la cantidad de biomasa también depende del material hidrolizado disponible, la rapidez a la cual se consume el oxígeno disminuye gradualmente. En diez días, el consumo de oxígeno cambia, aproximadamente, desde 0.04, hasta 0.02 (moles de  $\text{O}_2$ )/(Kg de material orgánico-h).

Está misma situación es la que puede imaginarse que sucede en un biofiltro que ha estado operando por varias semanas.

Dependiendo de la densidad del empaque, un biofiltro con composta como material de empaque contiene entre 50 y 100 Kg. de material orgánico por metro cúbico, sugiriendo que sean posibles rapidezces de consumo de oxígeno de entre 1 y 4 (moles de  $\text{O}_2$ )/( $\text{m}^3$ -h). Con este resultado, si se para la eliminación compuestos  $\text{C}_n\text{H}_{2n}$ , se hace el cálculo estequiométrico de la oxidación, las rapidezces de eliminación de carbono orgánico están entre 0.7 y 2.7 (moles de C)/( $\text{m}^3$ -h). Estos valores corresponden muy bien con las rapidezces de eliminación reportadas en la literatura para biofiltros que han operado por periodos de entre varios meses y un año.

Ha sido reportada una comparación del efecto de los niveles de concentración de los nutrientes sobre la rapidez de mineralización, usando empaques ricos en nutrientes y pobres en nutrientes para los cuales se obtuvo una rapidez de eliminación de 35 y de 25 (g de C)/( $\text{m}^3$ -h) respectivamente (referenciado por Hartmans, 1994). En la literatura se han publicado datos de rapidez mucho más altos, algunas de las cuales exceden de 100 g C  $\text{m}^3$ - $\text{h}^{-1}$ , pero probablemente, únicamente puedan ser mantenidas por periodos cortos de tiempo, durante los cuales tiene lugar la etapa de rápido crecimiento, o mientras se saturan los sitios de adsorción sólido-gas.

Considerando que la rapidez de decaimiento de la biomasa activa es proporcional a la cantidad de biomasa que ha vivido el tiempo de vida media, y suponiendo que la vida media en promedio para las especies del consorcio microbiano no depende de las concentraciones de los sustratos, entonces, por

unidad de densidad de biomasa, la rapidez específica de decaimiento es una constante a condiciones constantes de operación, ya que la especie no evoluciona ni se muta dentro del biofiltro:

$$\mu_D = (\mu_D^*) \quad \dots (7),$$

donde  $(\mu_D^*)$  es la constante de rapidez de decaimiento específico.

Diversas expresiones cinéticas tanto para crecimiento como para decaimiento de biomasa pueden encontrarse en Lamba y Dudukovic (1974), Blanch (1981) y Bailey y Ollis (1986) entre otros.

#### CINÉTICA INTRÍNSECA DE LAS CÉLULAS INMOVILIZADAS.

Si las células están intactas y viviendo, entonces, los diversos procesos son controlados por el transporte de membrana y dependen del estado nutricional de la célula. En ese caso, las expresiones de rapidez pueden ser aplicables sobre un estrecho intervalo de condiciones dentro de la biocapa y, por lo tanto, para un estrecho margen de condiciones de operación del biofiltro. Sin embargo, la experiencia demuestra que los sistemas celulares sin crecimiento son inestables (Karel, et. al., 1985).

## A5. APÉNDICE AL CAPÍTULO 5. ALGUNOS ASPECTOS DEL MODELADO DE BIOREACTORES.

En este apéndice se exponen las generalidades de la modelación de bioreactores y su objetivo no es el de ser exhaustivo, sino el de jugar el papel de una referencia especialmente preparada para acompañar el resto del trabajo, especialmente al capítulo 5, que versa sobre la modelación de sistemas de biofiltración. Lo que me llevó a preparar este apéndice es la intención, no de imponer mi concepto de modelación, sino el de describirlo al lector para poder justificar la metodología que seguí durante el desarrollo del modelo. De no haber sido así, me hubiera visto obligado varias veces a desviar su atención, al tener que incluir frecuentemente notas y comentarios sobre modelado.

Si bien el modelado de sistemas es una disciplina tradicional en ingeniería química, el enfoque de este apéndice difiere radicalmente del que percibí en mis cursos de licenciatura. Aquí me enfoco por un lado, a la filosofía con la que se debe ver el modelado, más que como realizar balances o programas de cálculo numérico, que más bien entran en el campo de la simulación. Por otro lado, he intentado concentrar algunas aspectos específicos que se encuentran dispersos en espléndidas revisiones y ponencias a cerca del modelado. No he intentado interpretar (insisto) conceptos de otros autores, y las las referencias se limitan sólo a las citas textuales. Estoy conciente que está lejos de mi capacidad, por ahora, presentar una revisión y una síntesis madura a cerca del tema. Además, ni están todos lo que son, ni son todos los que están. Sin embargo, creo que es apropiado exponer la perspectiva bajo la cual desarrolle el modelo en el apartado 5.6.

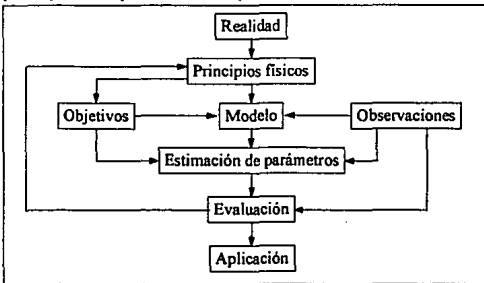
### A5.1 EL CONCEPTO DE MODELADO.

El concepto de modelado es utilizado tanto en investigación experimental, como en ingeniería aplicada. Nosotros utilizamos modelos para describir sistemáticamente los fenómenos observados experimentalmente, para entenderlos mejor, o para explicarlos en términos de teorías aceptadas. Nosotros utilizamos los modelos para predecir los efectos de diversas condiciones de operación antes de que estas tomen lugar en la realidad, por ejemplo, en el diseño de equipo o en el procedimiento de optimización de sistemas ya existentes.

En cualquier caso, un modelo es una descripción de las características de los diversos fenómenos que toman lugar en un proceso. Es conveniente presentar la descripción en forma de varias ecuaciones matemáticas. Un modelo también puede tener la forma de graficas, una serie de datos numericos, o un procedimiento lógico de cálculo e interpretación.

Algunas veces un modelo tiene la forma de una instalación experimental, en donde, los fenómenos que toman lugar en él, pueden ser descritos por las mismas ecuaciones matemáticas que en el proceso original. Uno podría decir entonces, que ambos procesos están descritos por el mismo "modelo", entendiendo por este, las ecuaciones matemáticas y las suposiciones físicas que nos llevan a su descripción. Aquí se utiliza la palabra modelo en ese mismo sentido.

Los fenómenos experimentales si se observan con una precisión suficiente, serán siempre complejos y de naturaleza no lineal. Por razones prácticas queremos modelos que sean relativamente simples. Por lo tanto, la mayoría de ellos estarán salpicados de aproximaciones y deliberadas simplificaciones que los alejan de la realidad física. Esto implica que el intervalo de condiciones para el cual el modelo funciona con una aceptable precisión queda limitado. Aparentemente, la realización de un modelo siempre involucra un compromiso entre simplicidad, precisión y funcionalidad. Aunque pareciera arbitrario y subjetivo fijar la balanza hacia una y otra cualidad, en realidad esto depende de un escudriño objetivo de la aplicación que se le va a dar al modelo y de la evaluación sistemática de las suposiciones, consideraciones, y simplificaciones que involucre el desarrollo del modelo desde su concepción hasta su uso y comprobación. Esto implica un proceso cíclico de perfeccionamiento y prueba, como se observa en el cuadro A5.1.



Cuadro A5.1. Naturaleza cíclica del desarrollo de un modelo. (Himmelblau, 1985).

Desde luego, la experiencia y los conocimientos y habilidades relevantes al proceso en cuestión que posea el modelador, si son parte importante del desarrollo de un modelo. El profesor Rutherford Aris, ha hecho incapie varias veces en que

*"no es necesario desarrollar modelos sofisticados, pero se debe ser muy sofisticado para simplificar un modelo".*

## A5.2 PROPÓSITOS Y ALCANCES DEL MODELADO.

La clasificación de modelos es muy diversa y subjetiva de acuerdo con el punto de vista bajo el cual se quieran clasificar y el procedimiento a partir del cual se obtengan. De acuerdo con sus propósitos, Shinnar propuso en 1978, distinguir entre los modelos de aprendizaje, y los modelos predictivos, y posteriormente, Thoenes (1980), distinguió aun más a los modelos de aprendizaje como simples y complejos, ya que identifico que esos podían tener diferentes propósitos.

Los modelos simples de aprendizaje pueden ser prácticos para formular teorías generales tales como las que uno puede utilizar en la enseñanza. Uno puede aislar un cierto fenómeno de un proceso más complejo, y modelarlo separadamente para un uso más general.

Un ejemplo *ad oc* es el efecto combinado de la difusión con la reacción química a través de películas líquidas. El modelado de este fenómeno describe a grandes rasgos las variables más importantes que intervienen, y su influencia sobre el comportamiento de este fenómeno. Pero si se quiere modelar un reactor de burbujeo, un reactor de película descendente por las paredes o un reactor de percolación; en esencia, la conceptualización de la absorción con reacción será la misma pudiéndose describir con el mismo modelo simple. El modelo simple puede explicar los efectos esenciales y permitir la determinación de coeficientes por métodos experimentales simples y de resultados más generales. Es decir, aplicables para cualquiera de los reactores mencionados. Su comprobación es más

sencilla y, a los experimentos que trabajan bajo las condiciones (bien controladas) en que fue desarrollado el modelo simple, se les llama "experimentos a condiciones modelo".

Los modelos complejos de aprendizaje tendrán que ser usados para estudiar el efecto combinado de un gran número de fenómenos, especialmente si algunos son altamente no lineales. Algunos ejemplos los discute Thoenes (1980) pero, el modelo desarrollado en el apartado 5.3 es un ejemplo de ese tipo de modelos en el cual se ignoran algunos procesos que son difíciles de separar o de identificar sus interacciones con los demás y en cambio, se han postulado funciones que describan los procesos complejos que ocurren en la biofiltración (por ejemplo, dispersión, retardo, rapidez de producción global, coeficientes efectivos de difusión, coeficiente global de transferencia de masa). Es un dilema el conceptualizar la forma de un modelo complejo de aprendizaje. Los procesos estudiados pueden ser tan complicados que una descripción precisa de todos los fenómenos observados puede ser impráctico y requerir de una enorme cantidad de experimentos. Incluso, puede resultar un modelo de vasta complejidad, poca funcionalidad y difícil de generalizar. Pero aún con acertadas simplificaciones, un modelo complejo a menudo contendrá un gran número de parámetros, que sólo serán válidos para intervalos muy limitados de condiciones de operación. Como consecuencia, al aplicar el modelo a otras condiciones, primero se deberán determinar los valores de todos los parámetros. Esto no siempre es práctico o incluso factible. Algo bien conocido, es el hecho de que el coeficiente de dispersión determinado para un reactor empacado a una escala laboratorio es generalmente más grande que el coeficiente de dispersión del reactor a escala industrial incluso con el mismo material de empaque y condiciones de operación similares (vease Shah, 1979). Al hacer modelos complejos de aprendizaje, si uno no sabe conceptualizar el fenómeno, justificar las suposiciones, y jerarquizar y sistematizar los fenómenos involucrados, puede terminar como dicen los modeladores, *sabiendo casi todo acerca de casi nada*.

El profesor Luyben concluye resume esto en una frase (Luyben, 1990):

*"...Sin duda, el resultado más importante de desarrollar un modelo matemático de un sistema de ingeniería química es el entendimiento que se gana de lo que en realidad hace al proceso hacer tic-tac".*

Un modelo matemático suficientemente informativo es esencial para el diseño óptimo de equipo, la selección óptima tanto de su régimen de operación, como de la estrategia de control y su adaptación con el resto del proceso.

### A5.3 EL MODELO DE BIORREACTORES.

Los procesos que ocurren en un bioreactor están caracterizados por una extraordinaria complejidad, ya que los fenómenos físicos y bioquímicos, asociados con los procesos de transporte, están superpuestos a la vez que ocurre la síntesis microbiológica. La complejidad aumenta ya que el proceso ocurre simultáneamente a diferentes escalas: la micro (fenómenos en las poblaciones microbianas y en las células individuales), la meso (con difusión en el medio, a través de las interfaces y gradientes locales) y la macro (hidrodinámica, distribuciones y tiempos de residencia). Esas condiciones junto con la hidrodinámica y la estructura del sistema multifásico dependen además, de la configuración del reactor bioquímico.

La imposibilidad de marcar una frontera entre los fenómenos que ocurren simultáneamente a diferentes escalas conlleva a la necesidad de realizar una evaluación aproximada de la influencia de los diferentes niveles de interacción, lo que resulta en la construcción de modelos matemáticos aproximados

para reactores, considerándolo como un sistema compuesto a su vez por subsistemas individuales, lo cual está basado en los principios del análisis de sistemas.

El cálculo de la rapidez de transporte del oxígeno en un sistema gas-líquido-célula se complica por la presencia de aglomerados celulares, por la no uniformidad en la distribución de las fases, por la presencia de zonas locales con baja concentración de oxígeno, etc.

Las columnas empacadas contienen redes de contacto entre los elementos que conforman el empaque, los cuales a menudo están distribuidos aleatoriamente. La forma particular en que estos elementos están dispuestos dentro de la columna es lo que da origen a la distribución espacial, distribución de tamaños y distribución de vacíos en el empaque. Estas distribuciones a menudo tienen valores que las caracterizan únicos. A cualesquiera condiciones de flujo, algunos de los espacios vacíos contendrán muy poco o nada del líquido, mientras otros estarán virtualmente llenos de líquido debiéndose esto a las fuerzas interfaciales, a la condiciones locales del empaque, o las condiciones de flujo de la fase gas o líquida (Hanley et. al., 1994a).

Es esencial al modelar cualquier reactor biológico tomar en cuenta los efectos del mezclado y de la transferencia de masa en sus diferentes escalas ya que en la práctica, esto puede brindar significativos ahorros en material y de trabajo en el desarrollo y diseño de estos equipos.

Desde un punto de vista matemático, el modelado reduce toda complejidad del sistema en consideración a un formalismo que consiste en el establecimiento de las relaciones entre los parámetros de salidad del sistema, sus parámetros de estado y los parámetros de entrada, con las variables de control. Generalmente cuando se modelan sistemas bioquímicos esta formalización se lleva a cabo utilizando una combinación de relaciones determinísticas y estocásticas.

En los métodos actuales de modelado de reactores bioquímicos, existen puntos fundamentales que los distinguen los procedimientos convencionales. No se pretendera aquí presentar un análisis de estos puntos. El modelado de bioreactores se ha convertido en una área muy vasta que bien justificaría una monografía.

#### A5.4 FUNDAMENTOS DEL ENFOQUE DE SISTEMAS PARA EL DESARROLLO DEL MODELO MATEMÁTICO DE UN REACTOR BIOLÓGICO.

El modelo matemático de un reactor es en cierto sentido la función primaria para desarrollar cualquier instalación moderna en ingeniería química, y deberá reflejar en mayor o menos grado el conjunto completo de fenómenos fundamentales, empezando por el mecanismo cinético de la reacción y terminando con la interacción entre el sistema modelado y el resto de las instalaciones. El análisis de la operación de los bioreactores ha demostrado que la calidad de la operación, por así decirlo, depende de la interacción de varios efectos fisicoquímicos, bioquímicos y de transporte que difieren de naturaleza, tanto a nivel de volumen elemental, como del equipo como un todo. En cualquier análisis del complejo conjunto de procesos que tienen lugar en un bioreactor, es conveniente emplear los principios de un enfoque de sistemas (en el sentido de la teoría de sistemas). Los conceptos fundamentales de un enfoque de sistemas, que permiten resolver eficientemente los problemas intrínsecos que acompañan cada uno de los puntos arriba mencionados son:

- Formulación rigurosa de los objetivos de la investigación y los criterios para la solución óptima del problema.
- Determinación de las etapas iniciales de solución al problema postulado.

- Un progreso proporcional secuencial a lo largo de los pasos interrelacionados de la investigación.
- Ejecución de repetidos ciclos de investigación de las etapas individuales con una aproximación sucesiva a la solución.
- Un apego al principio jerárquico de investigación de sistemas, con una jerarquía descendente durante el análisis y ascendente durante la síntesis y solución del problema global.

La noción de sistema es esencial para el concepto de análisis de sistemas.

Un bioreactor como sistema complejo, es a su vez un subsistema en una estructura de aún más alta jerarquía, a decir, un sistema biotecnológico, que está caracterizado por un conjunto de fenómenos y sucesos elementales interrelacionados que ocurren a varias escalas. La representación cuantitativa de estos procesos elementales y de su interacción está basada en el uso de las leyes fundamentales de la física, la química y la bioquímica, y se estructura en forma de un modelo matemático para el sistema. La aproximación de este modelo, es decir su capacidad de descripción de un proceso complejo, real, depende de lo detallado y válido de la representación de las leyes que describen los procesos elementales y su interacción. Para un grado de aproximación que no sea pequeño, está aproximación del modelo depende de la precisión en la evaluación experimental de los parámetros incorporados en él.

En el análisis de los procesos que ocurren en un reactor biológico, el conjunto completo de fenómenos dentro de éste, deben ser subdivididos en escalas:

Microescala (microcinética del proceso), mesoescala (mesocinética de proceso), y macroescala (macrocinética del proceso). El grupo de fenómenos fisicoquímicos, bioquímicos, y de transporte que se llevan a cabo a nivel de células individuales involucran factores que definen la microescala apropiada para reactores biológicos. El análisis de los procesos que ocurren en estas células se evalúa íntegramente como la rapidez de crecimiento celular, su división, su destrucción, etc. La macroescala está determinada por los factores intrínsecos de los efectos hidrodinámicos de transporte y distribución a gran escala, la estructura con la cual está conformado el aparato, la naturaleza y los medios de alimentación de materia y energía, etc. Insistiendo, como una separación fina entre estas dos escalas de fenómenos no puede ser identificada, surge la necesidad de introducir y representar los efectos a un nivel intermedio.

Al seguir un enfoque de sistemas para el análisis de los procesos en un reactor bioquímico, el análisis del conjunto completo de estos procesos deberá llevarse a cabo bajo las bases de un esquema jerárquico (Kafarov et al., 1987).

No es el objetivo de este apéndice entrar en detalles del enfoque jerarquizado y del enfoque estructurado. La bibliografía es amplia y en constante aumento. Una consecuencia del análisis de la estructura jerárquica de un sistema es que si se desea, se pueden definir más claramente detalles como:

- La distribución de los elementos de fase con respecto a los tiempos de residencia en el equipo.
- La forma de la distribución de las fases con respecto a la distribución de las células microbianas, y con respecto a su edad y su tiempo de vida en el reactor.
- Los efectos de la interacción mecánica entre las fases, tales como colisión, desintegración y conglomeración.
- La distribución de zonas obstruidas, zonas de paso libre y sitios de pobre y alta absorción de gas con respecto a: el grado de conversión bioquímica, la viscosidad, la densidad, la tensión superficial y otras propiedades fisicoquímicas del sistema multifásico las cuales en general varían de acuerdo con las condiciones locales a microescala.



# Notas

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Pág. \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"ZARAGOZA"

CARRERA: INGENIERIA QUIMICA

COORDINACION CICLO TERMINAL

### CONSTANCIA

Por este medio se hace constar que el alumno MORENO MILLAN MARIO, con número de cuenta 8714019-2, a la fecha ha cubierto 430 créditos, que corresponden al 100% de la carrera y obtuvo un promedio de 9.55.

Se extiende la presente, para los fines que al interesado convengan, en México Distrito Federal, a los veintiocho días del mes de Abril de mil novecientos noventa y cuatro.

ATENTAMENTE  
"POR MI RAZA HABLARE EL U"

I.Q. TERESA GUERRA DAVILA  
COORDINADORA DE  
COORDINACION DE  
CICLO TERMINAL

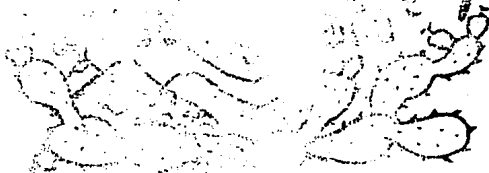


# Universidad Nacional Autónoma de México


SECRETARIA DE ASUNTOS ESTUDIANTILES

PROGRAMA DEL SERVICIO SOCIAL MULTIDISCIPLINARIO

El Programa del Servicio Social Multidisciplinario hace constar que el alumno MORENO MILLAN MARIO, con número de cuenta 8714019-2, de la carrera INGENIERO QUIMICO que se imparte en la FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA, realizó su servicio social en el programa DIFUSION CIENTIFICA Y TECNOLOGICA, que con clave 94-12/048-3688 llevó a cabo en la ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ZARAGOZA, durante el período comprendido del 10 de Enero al 10 de Julio de 1994.



"POR MI RAZA HARLARA EL ESPIRITU"  
Cd. Universitaria D.F. a 15 de Agosto de 1994



DR. JUVENTINO SERVIN PEZA  
DIRECTOR GENERAL

*Mario Moreno Millán*

*Curriculum Vitae.*

*Al 8º de noviembre de 1994.*

## CONTENIDO.

DATOS GENERALES.....	1
FORMACIÓN ACADÉMICA.....	2
ÁREAS DE INTERÉS.....	2
ASISTENCIA A CURSOS.....	2
ASISTENCIA A EVENTOS.....	3
PREMIOS Y DISTINCIONES.....	4
CURSOS IMPARTIDOS.....	4
CONFERENCIAS IMPARTIDAS.....	4
OTRAS ACTIVIDADES IMPORTANTES DE LOS ÚLTIMOS 3 AÑOS.....	5
LISTA DE ABREVIATURAS EMPLEADAS.....	5

---

### DATOS GENERALES.

Nombre : Mario Moreno Millán.

Fecha de nacimiento :

Lugar de nacimiento :

Dirección actual :

Teléfonos :

En la Ciudad de México:

## FORMACIÓN ACADÉMICA.

Licenciatura	: Ingeniería Química.
Institución	: Facultad de Estudios Superiores "Zaragoza", UNAM.
Generación	: 1990-1994.
Promedio	: 9.55 (Nueve punto cincuenta y cinco.)
Tesis	: Biofiltración: Fundamentos, Modelado, y Experimentación.

Cursando la Maestría en:  
Ingeniería Química - UAM-Iztapalapa.

## ÁREAS DE INTERÉS.

- Optimización de Procesos.
- Preparación e impartición de cursos para personal técnico y de operación.
- Educación en Ingeniería Química.
- Ingeniería de Reactores.
- Fenómenos de Transporte.

## ASISTENCIA A CURSOS.

- "Ciclo de Cursos Ingeniería de Proyectos"; Asistencia; de abril de 1992 a febrero de 1993"; IMIQ sección Atzacapozalco.
- "Una Introducción a los Polímeros y Métodos de Fabricación"; Objetivos cumplidos; del 20 al 22 de mayo de 1992; 10 horas; ENEP, plantel Zaragoza, UNAM.
- "Programación FORTRAN"; Objetivos cumplidos; del 15 al 25 de marzo de 1993; 20 horas; FES, plantel Zaragoza, UNAM.
- "Aplicación del Procesador de Textos Word Perfect 5.1 en la Docencia"; objetivos cumplidos; del 22 al 26 de marzo de 1993; 25 horas; ENEP, plantel Zaragoza, UNAM.
- "Desarrollo Tecnológico en la Ingeniería Química"; Participación; Septiembre de 1993; IMIQ; Cuernavaca, Morelos.

- "Modulo de Introducción a la Computación y al Uso de Computadoras Personales"; Calificación de 10.0 (diez); del 8 al 26 de noviembre de 1993; 30 horas; Dirección General de Servicios de Computo Académico, UNAM.
- "Ley de Boltzmann de Distribución de Energia" impartido por el Dr. Cetina Rosado; Asistencia; del 21 de febrero al 2 de marzo de 1994; 10 horas; Facultad de Estudios Superiores, plantel Zaragoza, UNAM.
- "Sistemas de Calidad y Principios de Mejora Continua"; Objetivos Cumplidos; 12 de marzo al 16 de abril, 1994.
- "Mejoramiento de la Enseñanza en Ingeniería y Ciencias"; impartido por Armando Rugaría. Objetivos Cumplidos; 7 y 8 de abril de 1994; 14 horas; FES, plantel Zaragoza, UNAM.
- "Tratamiento de Residuos Industriales"; Asistencia; UAM-Atzacapozalco.
- "Biotecnología"; Asistencia; Universidad La Salle.
- "Membrane Technology", por Lopez-Leiva, Universidad de Lund, Suecia, dentro de: Firts International Congress of Biochemical Engineering; D.F., México.
- "Curso de Calidad, el camino hacia el cambio"; ULSA, 24 al 28 de Octubre de 1994.
- "Evaporación y Cristalización en la Industria Azucarera", 4 y 5 de Noviembre de 1994; IMIQ-NIRO.

## ASISTENCIA A EVENTOS.

- "IX Reunión Nacional de Secciones Estudiantiles IMIQ"; Septiembre de 1993; Cuernavaca Morelos.
- "Primer Simposium Internacional ESQUIE"; 29 de septiembre al 1º de octubre de 1993; ESQUIE del IPN.
- "Los mejores Estudiantes de Ingeniería Química de México, en Celaya"; Abril de 1994; Patrocinado por el Tecnológico de Celaya; Celaya, Guanajuato.
- Congerso Nacional del AMIDIQ, 1994; Cholula, Puebla.
- "First International Symptomium on Bioprocess Engineering", IBT; Cuernavaca, Morelos, june 20-24, 1994.
- "X Reunión Nacional de Estudiantes de Ingeniería Química", Septiembre de 1994; Morelia Michoacan.
- "XXXIV Convension Nacional del IMIQ"; Noviembre de 1994; Veracruz, Veracruz.

## PREMIOS Y DISTINCIONES.

- "Diploma de Aprovechamiento en la Carrera de Ingeniería Química Durante 1990"; 10 de Septiembre de 1991; UNAM.
- "Segundo Lugar en el Primer Concurso de Matemáticas"; 22 de mayo de 1992; ENEP, plantel Zaragoza, UNAM.
- "Colaboración como parte del Comité Organizador de la Sección Estudiantil IMIQ 1991 y 1992"; 4 de diciembre de 1992; ENEP, plantel Zaragoza, UNAM y el IMIQ.
- "Diploma de Aprovechamiento en la Carrera de Ingeniería Química Durante 1991"; 11 de Febrero de 1993; UNAM.

## CURSOS IMPARTIDOS.

- Tutoría de "Introducción a los Fenómenos de Transporte, Teorías y Aplicaciones"; semestre 94-1, FES plantel Zaragoza; UNAM.
- Tutoría de "Teorías y aplicaciones de los fenómenos de Transporte"; semestre 94-1, FES plantel Zaragoza; UNAM.
- Curso de "Química General"; del 16 de marzo de 1994 al 3 de mayo de 1994; FES plantel Zaragoza, UNAM.
- "Introducción al Análisis de Reactores Químicos"; Tutoría para impartir en la FES-Zaragoza, semestre 95-1.

## CONFERENCIAS IMPARTIDAS.

- "El estudiante de Ingeniería Química"; 27 de septiembre de 1993"; FES plantel Zaragoza; UNAM-Coordinación de la Investigación Científica.
- "El estudiante de Ingeniería Química"; 28 de septiembre de 1993"; FES plantel Zaragoza; UNAM-Coordinación de la Investigación Científica.
- "Eliminación de Tolueno por Medio de Biofiltros"; 19 de mayo de 1994, Congreso AMIDIQ 1994, UDLA, Cholula, Puebla.
- "La biofiltración: Tecnología Prometedora para el Control de Compuestos Orgánicos Volátiles en la Industria Nacional"; aceptado para presentación en la XXXIV Convención Nacional IMIQ, del 5 al 7 de septiembre de 1994.
- Seminario "Modelado Estructurado de Bioreactores Multifásicos", para impartir en la AUM-Iztapalapa el 29 de noviembre de 1994.



## OTRAS ACTIVIDADES IMPORTANTES DE LOS ÚLTIMOS 3 AÑOS.

- Coorganización de la "4a. semana de la Ingeniería Química 1993" (junto con Ing. Manuel Lopez Ramos, IMP y el Ing. Alejandro Ruiz Cancino, FES-Z, UNAM, y con apoyo de: IMIQ Atzacapozalco, IMIQ México-Centro, IMP y la Carrera de Ingeniería Química, FES-Z).
- Organización de 27 conferencias de ciencia y tecnología, en colaboración con la carrera de Ingeniería Química, FES-Z, el CONACyT, la Academia de la Investigación Científica, Institutos de la UNAM, el IMP, Klüber Lubrication, Industrias Peñoles, Dupont y el IPN.
- Organización de 9 visitas a industrias y complejos petroquímicos, en colaboración con Celanese Mexicana S.A., Klüber Lubrication, Dupont de México, PEMEX, Cloro de Tehuantepec.
- Organización de 2 minicursos técnicos en colaboración con Industrias Peñoles y con Klüber Lubrication.
- Miembro del H. Comité Académico de la Facultad de Estudios Superiores "Zaragoza" desde octubre de 1992.
- Presidente de la Sección Estudiantil del IMIQ en FES, plantel Zaragoza del 4 de diciembre de 1992 al 1 de octubre de 1994.
- Asistencia a cuatro reuniones nacionales de presidentes de sección estudiantil IMIQ.

### LISTA DE ABREVIATURAS EMPLEADAS.

AMIDIQ : Asociación Mexicana de Investigadores y Docentes en Ingeniería Química.	IMIQ : Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos.
CONACyT : Consejo Nacional para la Ciencia y la Tecnología.	IMP : Instituto Mexicano del Petróleo.
ENEP : Escuela Nacional de Estudios Profesionales.	IPN : Instituto Politécnico Nacional.
ESIQUE : Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas.	PEMEX : Petróleos Mexicanos.
FES : Facultad de Estudios Superiores (para el caso del plantel Zaragoza, antes ENEP).	UAM : Universidad Autónoma Metropolitana.
IBT : Instituto de Biotecnología, UNAM.	UDLA : Universidad de las Américas.
	ULSA : Universidad La Salle.
	UNAM : Universidad Nacional Autónoma de México.