

01177



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

CAMPO DEL CONOCIMIENTO: INGENIERÍA AMBIENTAL

COMPARACION DE DOS MEDIOS DE SOPORTE DE BIOPELICULA (LISO Y POROSO) PARA NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN DE LIXIVIADOS DE UN RELLENO SANITARIO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA (AMBIENTAL)

P R E S E N T A

PEDRO CASTREJÓN TABOADA

DIRECTOR:

DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ



MÉXICO, D. F. 2005

m. 347156



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 esta 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
AVENIDA DE
MEXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

VOTOS APROBATORIOS

DR. WILFRIDO RIVERA GÓMEZ FRANCO

Coordinador del Programa de Posgrado
en Ingeniería, U N A M
Presente

Por este medio comunico a usted que he leído la tesis titulada: **"COMPARACION DE DOS MEDIOS DE SOPORTES DE BIOPELICULA (LISO Y POROSO) PARA NITRIFICACION Y DENITRIFICACION DE LIXIVIADOS DE UN RELLENO SANITARIO"** para obtener el grado de MAESTRO EN INGENIERIA en el campo del conocimiento **INGENIERIA AMBIENTAL** , que presenta el alumno: **PEDRO CASTREJON TABOADA**.

Al mismo tiempo me permito informarle mi decisión de otorgar o no el voto aprobatorio.

JURADO

PRESIDENTE	DR. ALFONSO DURAN MORENO
VOCAL	DR. SIMON GONZALEZ MARTINEZ
SECRETARIO	DRA. GEORGINA FERNANDEZ VILLAGOMEZ
SUPLENTE	DR. PEDRO MARTINEZ PEREDA
SUPLENTE	DR. MARCO A. GARZON ZUÑIGA

VOTO APROBATORIO

FIRMA

FECHA

(SI) (NO)	<u>[Firma]</u>	<u>03/02/05</u>
(SI) (NO)	<u>[Firma]</u>	<u>26/07/05</u>
(SI) (NO)	<u>[Firma]</u>	<u>08/08/05</u>
(SI) (NO)	<u>[Firma]</u>	<u>08/11/05</u>
(SI) (NO)	<u>[Firma]</u>	<u>17/08/05</u>

Agradecimientos

Pensaba dejar los agradecimientos a la familia para el final (por considerarlos especiales), pero ya me cansé de dejar a la familia al último en mis prioridades y porque me acordé del frasco de mayonesa y las piedras grandes y chicas; primero debo meter las piedras grandes (que son mi familia) y luego las chicas (que son otros asuntos) para que quepan todos.

A mi esposa, Graciela, por ser esa persona que siempre ha sido y sigue siendo. Por ser el ángel que camina junto de mí en las buenas y en las malas, y por guiarme por el camino de la cordura y la paciencia. ¡Yo no sé como me aguantas! ¡Te amo Chelita!

A mis Barbies, Andrea y Bárbara; mis princesitas a quienes debo mi razón de vida, por hacerme el camino más placentero con sus ocurrencias y locuras, y para que recuerden siempre que: "El único lugar donde el éxito viene antes que el trabajo es en el diccionario"

A mis padres, con la única esperanza de que algún día puedan reconciliar sus vidas, porqué se que ambos lo desean.

Al Dr. Simón González Martínez por sus conocimientos, asesoría, tiempo, apoyos y enseñanzas, sobre todo aquella que un día me legaste y que transformó radicalmente mi pensamiento: "Estamos aquí para trabajar no para querernos, si surge la amistad es ganancia". Déjame decirte que me siento ganador contigo. Te considero un buen "Tipo"; Extraño pero "Evolucionado" más allá del común. ¡Gracias!

A Oscar, que aunque también eres Doctor, prefiero agradecerte más como amigo que como investigador tus conocimientos, tu paciencia, tu asesoría y tu siempre buen juicio ante mis dudas y comentarios. ¡Gracias! Oscar, espero que nuestra amistad perdure y se solidifique aún más con el tiempo.

A CONACYT por el apoyo económico brindado, sin el cual hubiese sido imposible realizar este trabajo.

A mis tutores: Dra. Georgina Fernández Villagómez, Dr. Pedro Martínez Pereda, Dr. Alfonso Durán Moreno y Dr. Marco A. Garzón Zúñiga, por sus comentarios oportunos a mi trabajo y asesoría a lo largo del mismo.

A la Escuela Militar de Ingenieros, "*Crisol de la ciencia y del Honor*" a quien debo mi formación como militar y como ingeniero y a quien espero corresponder con la formación de más y mejores profesionistas militares.

Al Ejército Mexicano y particularmente a la Universidad del Ejército y Fuerza Aérea (U.D.E.F.A.) por brindarme las facilidades de permiso y haberme dejado tomar esta oportunidad de superación personal, la cual espero corresponder en su momento.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, por acogerme en sus aulas y permitirme teñir mi piel de oro y mi sangre de azul haciéndome sentir "Puma"

Al Instituto de Ingeniería, por recibirme en sus instalaciones que fueron mi segunda casa por dos años y brindarme los apoyos e infraestructura necesarios para el desarrollo de mi trabajo de investigación.

A Andrés y Paulina, mis mejores amigos de pena, a quienes espero no haber hecho mucho daño con mis malas enseñanzas. Desearía que no se alejasen mucho. Recuerden: "I will survive".

A mis compañeros de estudio, a quienes espero no haber pisado nunca para alcanzar mi objetivo en esta carrera de locos.

A mis amigos, algunos de ellos maestros, becarios y/o trabajadores de la UNAM: Francis Soler, Eduardo Vega, Gabriela Vargas, Lupita Urquiza, Soledad Lucario, Victoria Navarrete, Don Pedro, Mi paisano Alejandro del taller, Alberto Valdivia, Isabel Comett, Ignacio Monje, Jessica López, Lilia Corona, Jorge Ceballos, J. Guadalupe Rubio, Catalina Maya.

A todos los que no menciono, pero no por ello menos importantes, que de alguna forma u otra me apoyaron con sus voces de aliento y esperanza.

Finalmente, para no pasarlos por alto, a todos aquellos que me pusieron piedritas y piedrotas en el camino, que lejos de amedrentarme, me fortalecieron. Una sonrisa para ellos, para que sigan siempre ahí, estáticos, sin romper la primera ley de Newton.

CONTENIDO

Página

RESUMEN

1	INTRODUCCIÓN	1
1.1	Hipótesis	4
1.2	Objetivos	4
1.3	Alcances	5
2	ANTECEDENTES	6
2.1	Biopelículas	6
2.1.1	<i>Crecimiento de biopelícula</i>	6
2.1.2	<i>Estructura de las biopelículas</i>	8
2.1.3	<i>Desprendimiento de las biopelículas</i>	9
2.1.4	<i>Sistemas con biopelículas</i>	10
2.1.5	<i>Medios de soporte para biopelícula</i>	12
2.2	Nitrógeno en aguas residuales	12
2.2.1	<i>Remoción de Nitrógeno</i>	14
2.2.2	<i>Nitrificación</i>	15
2.2.3	<i>Desnitrificación</i>	16
2.3	Ortofosfatos	18
2.4	Reactores discontinuos (SBR)	19
2.4.1	<i>Características de los reactores discontinuos</i>	19
2.4.2	<i>Ciclo de trabajo en los reactores discontinuos</i>	20
2.4.3	<i>Ventajas de los reactores discontinuos</i>	21
2.5	Lixiviados de rellenos sanitarios	22
2.5.1	<i>Tratamiento de lixiviados por medios biológicos</i>	24
2.5.2	<i>Tratamiento de lixiviados con biopelículas</i>	25

3	METODOLOGIA	26
3.1	Reactores experimentales	26
3.1.1	<i>Descripción de los reactores</i>	26
3.1.2	<i>Operación de los reactores</i>	28
3.2	Agua residual sintética	29
3.3	Características de los lixiviados	31
3.4	Condiciones de operación	32
3.4.1	<i>Carga orgánica</i>	32
3.4.2	<i>Suministro de oxígeno disuelto</i>	33
3.4.3	<i>Volumen</i>	33
3.4.4	<i>Temperatura</i>	33
3.5	Medios de soporte	34
3.5.1	<i>Poliuretano</i>	34
3.5.2	<i>Polietileno de alta densidad</i>	35
3.6	Etapas de experimentación	36
3.7	Toma de muestras	37
3.7.1	<i>Determinación de perfil de contaminantes</i>	37
3.7.2	<i>Análisis de muestras compuestas</i>	37
3.7.3	<i>Determinación de biomasa</i>	38
4	RESULTADOS Y SU EVALUACIÓN	39
4.1	Carga orgánica	39
4.2	pH y temperatura	41
4.3	Oxígeno disuelto	44
4.4	Remoción de contaminantes	45
4.4.1	<i>Remoción de materia orgánica</i>	45
4.4.1.1	<i>Análisis de muestras compuestas</i>	45
4.4.1.2	<i>Análisis de un ciclo representativo</i>	47
4.4.2	<i>Remoción de compuestos nitrogenados</i>	51
4.4.2.1	<i>Amonio</i>	51
4.4.2.2	<i>Nitritos</i>	56
4.4.2.3	<i>Nitratos</i>	59

4.4.2.4	Nitrificación y desnitrificación simultáneos	60
4.4.2.5	Análisis de ciclos para remoción de nitrógeno	64
4.4.3	<i>Ortofosfatos</i>	70
4.5	Sólidos suspendidos totales	71
4.6	Biomasa y Tiempo de retención celular	72
5	CONCLUSIONES	75
6	BIBLIOGRAFIA	77
	ANEXOS	83

FIGURAS

Núm.		Página
2.1	Formas del nitrógeno en función del pH	14
3.1	Reactores experimentales	27
3.2	Diagrama esquemático del funcionamiento de los reactores	27
3.3	Secuencia de un ciclo de operación	28
3.4.	Placa de Hule espuma de 15 x 10 x 0.5 cm	34
3.5	Placa de Polietileno de 20 x 15 x 0.1 cm	35
4.1	Variación de carga orgánica en los dos reactores a lo largo del experimento	40
4.2	Variación del pH en el tiempo	41
4.3	Variación de la temperatura con respecto al tiempo	43
4.4	Promedio diario de oxígeno disuelto	44
4.5	Comportamiento de la DQO _s con respecto del tiempo	46
4.6	Remoción de materia orgánica medida como DQO _s	47
4.7	Ciclos representativos del comportamiento de la DQO _s con y sin lixiviados	48
4.8	Remoción de DQO _s en función de la carga orgánica	49
4.9	DQOs de los efluentes en función del por ciento de lixiviados agregados a los reactores	50
4.10	Remoción de DQO _s en función de la cantidad de lixiviados agregados	51
4.11	Comportamiento del N-NH ₄ ⁺	52
4.12	Porcentajes de remoción de N-NH ₄ ⁺	52
4.13	Remoción de N-NH ₄ ⁺ con respecto a la carga orgánica	53
4.14	Perfil de funcionamiento de los ciclos con menor y mayor actividad sin lixiviados	54
4.15	Perfil de funcionamiento de los ciclos con mayor y menor actividad con lixiviados	55
4.16	Valores de remoción de N-NH ₄ ⁺ con respecto al porcentaje de lixiviados	56
4.17	Comportamiento de los nitritos durante el experimento	57
4.18	Perfiles de comportamiento de N-NO ₂ ⁻ sin lixiviados	58
4.19	Perfiles de comportamiento de N-NO ₂ ⁻ con lixiviados	58
4.20	Comportamiento del N-NO ₃ ⁻ a lo largo del trabajo experimental	60
4.21	Concentraciones de nitrógeno inorgánico (N-NH ₄ ⁺ , N-NO ₃ ⁻ , N-NO ₂ ⁻) en influente y efluentes	63
4.22	Remoción de N _{inorg} en los dos reactores a lo largo del experimento	63
4.23	Remoción de N _{inorg} con respecto al volumen de lixiviados	63

4.24	Ciclo de trabajo del reactor de hule espuma correspondiente al día 16	64
4.25	Ciclo de trabajo del reactor de polietileno correspondiente al día 102	66
4.26	Ciclo de trabajo del reactor de hule espuma correspondiente al día 135 con 0.5 % de lixiviados.	68
4.27	Ciclo de trabajo del reactor de polietileno correspondiente al día 135 Con 0.5 % de lixiviados	68
4.28	Comportamiento del P-PO ₄ a lo largo del trabajo experimental	70
4.29	SST en los efluentes de los reactores durante el periodo de experimentación	71
4.30	Producción de sólidos suspendidos totales	72
4.31	Relación del TRC con la Carga orgánica	74

TABLAS

Núm.	Descripción	Página
Tabla 2.1	Formas del nitrógeno comúnmente encontradas en aguas residuales	13
Tabla 3.1	Agua residual sintética y carga de contaminantes suministrado	30
Tabla 3.2	Proporciones de lixiviados adicionados a los reactores	30
Tabla 3.3	Caracterización de los lixiviados	32
Tabla 3.4	Rugosidad del material de polietileno	35
Tabla 4.1	Remociones de N-NH_4^+ en ambos reactores sin y con lixiviados	60

SIGLAS Y ABREVIATURAS

AGV	Ácidos grasos volátiles
APHA	Sociedad americana de salud pública
AWWA	Sociedad americana de trabajadores del agua
CLSM	Microscopio confocal láser de barrido
CO	Carga orgánica
DNA	Ácido desoxirribonucleico
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DQO	Demanda química de oxígeno
DQO _S	Demanda química de oxígeno soluble
DQO _T	Demanda química de oxígeno total
MOR	Materia orgánica recalcitrante
N ₂	Nitrógeno molecular
N _{INORG}	Nitrógeno inorgánico
NO	Óxido nitroso
N ₂ O	Dióxido de nitrógeno
N-NO ₂ ⁻	Nitrógeno del ión nitrito
N-NO ₃ ⁻	Nitrógeno del ión nitrato
N-NH ₃	Nitrógeno del amoníaco
N-NH ₄ ⁺	Nitrógeno del ión amonio
NVSS	Sólidos suspendidos volátiles nitrificantes
OD	Oxígeno disuelto
pH	Potencial de hidrógeno
PVC	Cloruro de Polivinilo
PO ₄ ⁻³	Ortofosfatos
P-PO ₄	Fósforo de ortofosfatos
SBR	Reactores secuenciales discontinuos
SBBR	Reactor secuencial discontinuo de biopelícula
SBR-AS	Reactor secuencial discontinuo de lodos activados
USEPA	Agencia de protección ambiental de Estados Unidos
SDT	Sólidos disueltos totales
ST	Sólidos totales
SST	Sólidos suspendidos totales
SVT	Sólidos volátiles totales
WPCF	Control federal de contaminación del agua (Estados Unidos)

RESUMEN

El tratamiento por medios biológicos se puede considerar como una opción para la remoción de contaminantes nitrogenados en lixiviados. El uso de tecnología por biopelícula en reactores secuenciales discontinuos ha demostrado ser una interesante alternativa para el empleo de los mismos en el tratamiento de lixiviados de relleno sanitario.

El empleo de un medio de soporte con características apropiadas operado dentro de reactores discontinuos bajo condiciones adecuadas, se ve como una buena posibilidad de incrementar la eficiencia de los procesos simultáneos de nitrificación y desnitrificación en la transformación de $N-NH_4^+$ hacia N_2 .

Este trabajo consistió en comparar dos medios de soporte de biopelícula con diferentes características superficiales (Liso y poroso) en lo que se refiere a las remociones de compuestos nitrogenados de lixiviados de un relleno sanitario y determinar la proporción máxima de lixiviados para tratamiento antes que las biopelículas se viesen afectadas por los mismos.

El experimento se dividió en dos etapas: la primera fue de construcción, puesta en marcha y operación de dos reactores discontinuos a nivel laboratorio, sin lixiviados y empleando agua sintética para controlar las condiciones del influente y fomentar el crecimiento de microorganismos en los soportes, y la segunda fue la operación con la adición de diferentes cantidades (en por ciento) de lixiviados para determinar en ambas fases el comportamiento de dichos reactores mediante parámetros de respuesta como DQO, $N-NH_4^+$, $N-NO_3^-$ y $N-NO_2^-$.

De manera general, se obtuvo 99% en ambos medios de soporte en la nitrificación y de 49 % y 40 % en la desnitrificación (Polietileno y hule espuma respectivamente) cuando se adicionó el 0.5 % de lixiviados, el cual resultó ser la proporción óptima para remoción de compuestos nitrogenados y material carbonoso el cual alcanzó 85 % de remoción de materia orgánica medida como DQO_s.

1 INTRODUCCIÓN

La generación y disposición final de residuos sólidos municipales es un tema que ha ganado interés en los últimos años ante el reto que representa su adecuado manejo y la protección al ambiente. Una correcta disposición de los residuos permitiría una gran disminución de volúmenes de almacenamiento, puntos de contagio, procreación de animales nocivos y generación de enfermedades. En el ámbito internacional el relleno sanitario es considerado como un método eficiente, económico, menos contaminante y seguro de disposición de residuos sólidos municipales (Alkalay *et al.*, 1998).

En rellenos sanitarios uno de los productos generados a partir de la descomposición de materiales depositados, son los lixiviados, los cuales se forman principalmente por la filtración de agua pluvial y en menor grado por la humedad de los residuos sólidos confinados. La interacción agua-residuo sólido forma una mezcla compleja de materiales orgánicos e inorgánicos, microorganismos y sólidos suspendidos en medio acuoso en la que la carga de contaminantes es superior hasta en más de 100 veces a la de un agua residual municipal típica y a la de muchos desechos industriales (Harris y Gaspar, 1984; Monje, 2004).

Cuando los rellenos sanitarios no cumplen con los criterios mínimos de diseño y operación, los lixiviados se convierten en una fuente potencial de contaminación para el agua subterránea y superficial pues contienen entre otras sustancias contaminantes grandes cantidades de amonio (Monje, 2004). El amonio constituye un problema ambiental: es tóxico cuando se encuentra en grandes concentraciones y como

fertilizante puede llegar a provocar la eutrofización del cuerpo receptor. Por lo tanto, a fin de evitar el deterioro ambiental, los lixiviados de rellenos sanitarios deben ser colectados y tratados adecuadamente antes de su descarga o contacto con el ambiente (Loukidou y Zouboulis, 2001).

En muchos países los lixiviados de rellenos sanitarios son tratados conjuntamente con las aguas residuales en plantas de tratamiento. Sin embargo, la normatividad es cada día más estricta en lo que se refiere a las descargas de nitrógeno y también debido al efecto de los constituyentes recalcitrantes contenidos en los lixiviados sobre los procesos de tratamiento ha aumentado el interés por separar ambos tratamientos (Welander *et al.*, 1997). En países como Alemania, este tipo de prácticas han sido prohibidas debido a las altas tasas de disolución de lixiviados con agua doméstica, especialmente debido a que están presentes compuestos órgano-clorados y volátiles. (Dollerer y Wilderer, 1996)

Diversos métodos se han estudiado para el tratamiento de los lixiviados combinados con aguas residuales municipales. Por ejemplo, sistemas de crecimiento suspendido como: lagunas de aireación, sistemas de lodos activados convencionales y reactores secuenciales discontinuos (SBR por sus siglas en inglés). El tratamiento biológico de contaminantes se considera como un sistema eficiente de tratamiento con un relativo bajo costo comparado con otros métodos físicos y químicos. Algunos de estos sistemas de tratamiento son los lodos activados y el tratamiento por biopelícula (Cohen, 2001).

Welander *et al* (1997), en sus estudios sobre remoción de nitrógeno en lixiviados mediante el empleo de biopelícula, concluyen que dicha tecnología es una interesante alternativa para la nitrificación de lixiviados, ya que puede ser llevada hasta tasas muy altas de remoción sin riesgo de pérdida de biomasa y sin ser afectada fuertemente por las bajas temperaturas. Esto se ve como una buena posibilidad de elevar la eficiencia de los procesos mediante el desarrollo de medios de soporte de biopelícula diseñados especialmente para nitrificación de lixiviados.

Diversos medios de soporte de biopelículas han sido utilizados para el tratamiento de lixiviados, entre ellos se pueden citar materiales como: carbón activado granular, plástico, poliestireno, cerámicas diversas y hule espuma entre otros, todos con diferentes formas y resultados. El espesor de las biopelículas es uno de los principales parámetros para el tratamiento de aguas residuales. De los factores que afectan el crecimiento de la biopelícula se deben considerar los más importantes: Concentración y tipo de nutrientes, turbulencia, oxígeno disuelto, carga orgánica, temperatura, pH y material del soporte (Cohen, 2001; Valdivia, 2005). El adecuado control y selección de estos factores define los procesos de crecimiento y desprendimiento de la biopelícula, lo cual permite tener películas menos o más gruesas (Comett *et al.*, 2004).

Van Loosdrecht *et al* (1995) refieren que una superficie rugosa promueve la acumulación de biopelícula probablemente debido a los espacios protegidos contra los esfuerzos cortantes en la superficie.

Cohen (2001) demostró que un material de soporte que tiene grandes espacios vacíos en el interior permite a los microorganismos fijarse a las paredes del mismo formando capas de mayor espesor en comparación con las formadas en medios de soporte lisos. Por otro lado, Lazarova y Manem (1995) resaltan la importancia de favorecer una biopelícula delgada, es decir, totalmente penetrada por nutrientes y oxígeno molecular, asegurando una biopelícula totalmente activa. Sin embargo, en biopelículas gruesas o parcialmente penetradas (50-200 μm) Tyagi y Vembu (1990) observan simultáneamente zonas aerobias y anaerobias. En la zona aerobia los compuestos como el amonio son oxidados por bacterias nitrificantes transformándolos en nitritos y nitratos. Este producto tiende a difundirse hacia las zonas de baja concentración. Una zona de baja concentración es la zona anaerobia y la otra es el agua. Si los nitratos y nitritos se difunden hacia el agua, éstos no sufren cambios; si se difunden hacia la zona anaerobia son reducidos para ser desnitrificados generando nitrógeno molecular logrando salir a la atmósfera (Garzón-Zúñiga y González-Martínez, 1996). Por otra parte, el material orgánico que se identifica como DQO y DBO se difunde hacia la biopelícula siendo transformado, en la zona aerobia, en dióxido de carbono y agua. Este

dióxido de carbono se disuelve en el agua o es arrastrado por el aire. Otra parte del material orgánico se difunde hacia la zona anaerobia generando ácidos grasos volátiles. En su mayoría los ácidos grasos volátiles son oxidados en la capa aerobia. Por ello se considera que la zona anaerobia juega un papel muy importante en los procesos degradativos.

Por lo anterior y considerando la posibilidad de lograr procesos de nitrificación y desnitrificación simultánea de compuestos con altas concentraciones de nitrógeno amoniacal (lixiviados), por medio de una biopelícula gruesa, donde el espesor es fomentado por el tipo de superficie del material de soporte, se plantea la siguiente:

1.1 Hipótesis

Una biopelícula que se desarrolla en un medio de soporte poroso o rugoso ofrece mayor capacidad de nitrificar y desnitrificar simultáneamente que una biopelícula que se desarrolla sobre un soporte de superficie lisa.

1.2 Objetivos

Objetivo principal

El objetivo principal de este trabajo es analizar y evaluar el comportamiento de dos reactores discontinuos con biopelículas desarrollándose sobre dos diferentes materiales de soporte para el tratamiento de agua residual y lixiviados de un relleno sanitario.

Objetivo secundario

Determinar la proporción de lixiviados que pueden ser tratados sin que su presencia afecte negativamente la actividad bacteriana en la remoción de materia orgánica y compuestos nitrogenados.

1.3 Alcances

- Construir, instalar y poner en marcha dos reactores discontinuos de biopelícula a nivel laboratorio.
- Utilizar dos materiales con diferentes características superficiales (hule espuma y polietileno de alta densidad) como medios de soporte para el crecimiento de la biopelícula.

El presente documento esta dividido en 5 capítulos. Además de la introducción (Capítulo 1), en el capítulo 2 se establece de manera general el marco teórico y antecedentes donde se proporciona información relacionada con biopelículas, el tratamiento de lixiviados con biopelícula, reactores SBR, medios de soporte para biopelícula y nitrificación/desnitrificación de lixiviados con biopelículas. El capítulo 3 presenta la metodología y los procedimientos analíticos utilizados como parte de la estrategia experimental. En el capítulo 4 se presentan y discuten los resultados y se comparan con lo encontrado en la bibliografía existente. Finalmente en el capítulo 5 se dan las conclusiones de la investigación respecto a la hipótesis, objetivos y alcances planteados con anterioridad.

2 ANTECEDENTES

2.1 Biopelículas

Las biopelículas son agrupaciones de microorganismos, principalmente bacterias que se aglomeran en una matriz gelatinosa de polímeros extracelulares secretados por ellas mismas (Byers, 1993). Estos polímeros extracelulares pueden sujetar a las bacterias a casi cualquier clase de material, siempre que dicho material sea inerte a la acción de los organismos sobre ella, tales como metales, plásticos, partículas del suelo y materiales de implantes médicos, entre otros. El único requisito para la formación de biopelícula es que haya una cantidad de agua disponible, un medio que las hospede y la cantidad de nutrientes necesarios (Costerton, 1995).

2.1.1 *Crecimiento de biopelícula*

Una biopelícula puede formarse por una sola especie de bacterias, pero muy frecuentemente las biopelículas consisten de muchas especies de bacterias, tanto como de hongos, algas, protozoos, etc. Las sustancias poliméricas extracelulares están principalmente representadas por polisacáridos (arriba del 65 %). Sin embargo, otras sustancias están presentes, tales como proteínas (10-15 %) ácidos nucleicos, grasas, DNA y ácidos húmicos. Casi todas las investigaciones referentes a la estructura química y naturaleza bioquímica de las sustancias poliméricas extracelulares se han realizado con cultivos de muestras de lodos activados (Falkentoft, 2000).

La adhesión de células bacteriales a una superficie y el desarrollo de una biopelícula incluyen diversos pasos. El paso de formación inicial juega un papel importante y tiene un impacto considerable sobre las propiedades físico-químicas de la biopelícula madura (Lazarova y Manem, 1995). A fin de sujetarse, las células parecen ser capaces de sentir cuando están cerca de una superficie. El primer asentamiento a la superficie es reversible y pareciera que la bacteria explora la superficie antes de proceder al siguiente paso que es la adhesión irreversible (Characklis y Marshall, 1990). Una vez sujetas a la superficie, los microorganismos de la biopelícula llevan al cabo una variedad de reacciones dependiendo de las condiciones ambientales. Finalmente, en pocos minutos después de llevada al cabo la adhesión, la célula inicia la formación de discretas microcolonias que forman unidades básicas organizacionales de biopelícula.

En algún momento dado y debido al continuo crecimiento de la biopelícula, ni el oxígeno ni los nutrientes pueden penetrar hasta las capas más profundas de la misma, forzando a los microorganismos del fondo primeramente al consumo endógeno de sus reservas y posteriormente al consumo de los polímeros extracelulares, lo cual causa el desprendimiento de la biopelícula. Los microorganismos que lograron quedar adheridos a la superficie del medio de soporte, al estar nuevamente en contacto con el oxígeno del agua, adoptan un metabolismo aerobio provocando una biopelícula totalmente penetrada e iniciando a reforzar sus polímeros extracelulares hasta lograr una biopelícula de mayor espesor. Este mecanismo de crecimiento y desprendimiento se realiza en forma cíclica hasta que el sistema alcanza cierta estabilidad y el espesor puede considerarse constante.

Algunos factores importantes para el crecimiento de una biopelícula son la porosidad o rugosidad y la carga electrostática de la superficie del medio de soporte pues la adherencia de microorganismos se debe básicamente a la acción electrostática entre éstos y el material de soporte, mientras que la porosidad proporciona una protección contra las fuerzas mecánicas. Es importante considerar que dentro del desarrollo de la biopelícula en una primera etapa se observan muy pocas especies, las cuales logran crecer rápidamente hasta cubrir completamente la superficie, es entonces cuando otros

grupos de microorganismos como los organismos nitrificantes, encuentran la posibilidad de meterse a la matriz gelatinosa adhiriéndose a ella, logrando una mayor complejidad del sistema por el aumento del número de especies presentes (Van Benthum *et al.*, 1997).

Van Loosdrecht *et al* (1995) refieren que una superficie rugosa promueve la acumulación de biopelícula probablemente debido a los espacios protegidos contra los esfuerzos cortantes existentes en la superficie.

2.1.2 Estructura de las biopelículas

La estructura de las biopelículas fue un tema de actualidad en los Años Noventa. La percepción original de que las biopelículas eran estructuralmente homogéneas con pequeñas variaciones en sus propiedades tales como porosidad, distribución del tamaño del poro, densidad y población microbiana, estuvo basada principalmente en las pruebas del microscopio óptico con resolución limitada y sobre el microscopio electrónico de barrido el cual requería que la biopelícula estuviera deshidratada antes de ser examinada. Una vez que el microscopio confocal láser fue introducido se hicieron posibles las pruebas no destructivas y con biopelículas hidratadas (Lawrence *et al.*, 1991).

El modelo conceptual de la biopelícula desarrollado por Costerton *et al* (1994), derivado de sus observaciones en el microscopio confocal láser, es ahora bien conocido. Éste predice el crecimiento de microorganismos en una forma de "hongo". Las microcolonias están situadas en la parte superior del "hongo" constituyendo una capa límite. Algunos de estos "hongos" crecen juntos y se fusionan, pero dejan canales de agua abiertos de tal manera que el agua puede penetrar a la mayor parte de la biopelícula mediante flujo convectivo. Costerton (1995) definió a las biopelículas como la mayor expresión fenotípica del género bacterial e infirió que la estructura de "hongo" de la biopelícula no es accidental, sino directamente de acuerdo con el crecimiento controlado de bacterias debido a complejos mecanismos de comunicación celular.

Recientes aplicaciones con el microscopio confocal láser de barrido (CLSM) mostraron claramente que las biopelículas consisten de discretas microcolonias separadas por canales de agua altamente permeables, en los cuales se ha demostrado que existe un flujo convectivo. La presencia de estos canales facilita significativamente el transporte de nutrientes dando soporte al crecimiento celular en la superficie de la biopelícula que está en contacto con los canales de agua (Okabe *et al.*, 1998). Wimpenny y Colasanti (1997), consideran tres tipos de estructura de biopelícula:

- 1) *El modelo de canal de agua*. Como el de "hongo" referido por Costerton *et al.*, (1994).
- 2) *El modelo de biopelícula de mosaico heterogéneo*. Este modelo refiere la estructura de una biopelícula delgada y cohesiva (~ 5 µm) desde la cual se extienden pilas separadas de colonias de microorganismos.
- 3) *El modelo de biopelícula densa*. Esta es la percepción original de las biopelículas con una superficie relativamente lisa y sin canales notables.

2.1.3 Desprendimiento de las biopelículas

El desprendimiento puede ser definido como la transferencia de partículas de una matriz sólida fija hacia la fase fluida. Existen 5 tipos de factores de desprendimientos (Falkentoft, 2000):

- **Erosión** –remoción de pequeños grupos de células de la superficie causada por fuerzas cortantes del movimiento del líquido.
- **Abrasión** –remoción de pequeños grupos de células de la superficie como resultado de la colisión entre partículas. Por ejemplo, en reactores de lecho fluidizado o biopelícula aerosoportada o durante el retrolavado de lechos fijos.
- **Desprendimiento** –remoción de grandes piezas de biopelícula como una masa adherida, algunas veces con exposición del soporte.
- **Depredadores** –organismos originados por los altos tiempos de retención celular.

➤ **Intervención humana** –mediante mecanismos para homogeneizar el espesor de las biopelículas.

La influencia de la estructura superficial del medio de soporte de la biopelícula sobre la estabilidad de la misma y su desarrollo, fue estudiado en un reactor de biopelícula por Gjaltema, *et al.*, (1997), quienes concluyeron que las características físico químicas de la superficie fueron menos importantes comparadas con el factor clave: la rugosidad de la superficie del medio de soporte. Cuando se incrementa la rugosidad del soporte se promueve una acumulación de biopelícula probablemente debido al blindaje contra los esfuerzos cortantes que ofrece la superficie rugosa. Van Loosdrechth *et al.*, (1995) refieren que una superficie rugosa promueve la acumulación de biopelícula probablemente debido a los espacios protegidos contra los esfuerzos cortantes existentes en la superficie.

El espesor de las biopelículas es uno de los principales parámetros para el tratamiento de aguas residuales. Dentro de los factores que aumentan el crecimiento de la biopelícula se deben considerar los más importantes: Concentración de nutrientes, tipo de nutrientes, turbulencia del sistema, oxígeno disuelto, carga orgánica, temperatura, pH y material del soporte (Cohen, 2001). El adecuado control y selección de estos factores define los procesos de crecimiento y desprendimiento de la biopelícula, lo cual permite tener películas más o menos gruesas (Comett *et al.*, 2004).

Los microorganismos forman capas delgadas sobre superficies lisas en comparación con las películas microbianas gruesas sobre materiales porosos. Cada sistema de tratamiento tiene un espesor típico de biopelícula (Cohen 2001). El espesor de una biopelícula usualmente varía de decenas de micrómetros a más de 1 cm, aunque un promedio de 1 mm o menos es común (Wanner y Gujer, 1984).

2.1.4 *Sistemas con biopelícula*

Los sistemas con biopelícula se basan en el principio de crecimiento de una película de microorganismos alrededor de un medio que las soporta u hospeda. Los procesos con

biopelícula de lecho móvil y fijo son nuevos sistemas de tratamiento que han cobrado mayor interés en los últimos años (Pastorelli *et al.*, 1997).

Los sistemas de tratamiento con biopelícula ofrecen algunas ventajas sobre los sistemas convencionales de tratamiento de lodos activados, por ejemplo, altas concentraciones y retención de biomasa, eliminación de largos períodos de sedimentación, coexistencia de actividad metabólica aerobia y anaerobia en el mismo ecosistema, mayores tasas de remoción, eficiente sedimentación de biomasa, reactores de menor volumen, menor sensibilidad a sustancias inhibitorias y tóxicas y cinética completamente independiente del volumen del reactor, además de soportar gran variedad de poblaciones microbianas, lo cual degrada diferentes sustancias contaminantes (Iwai y Kitao, 1994; Lazarova y Manem, 1995; Bishop, 1997; Comett *et al.*, 2004).

El principal inconveniente de la biopelícula es el evidente costo del medio de soporte el cual puede ser una parte significativa del total de los costos de inversión y la necesidad de mantener altas tasas de OD para mantener la nitrificación en tasas máximas (Welander *et al.*, 1997).

Choi *et al.*, (2001) efectuaron un estudio sobre las sustancias poliméricas extracelulares en relación con la remoción de nutrientes en un reactor SBBR (Sequencing Batch Biofilm Reactor). Postulan que el espesor de la biopelícula podría ser un factor importante en la eliminación de nutrientes y que una biopelícula delgada podría tener ventajas para la nitrificación al prever un flujo suficiente de oxígeno dentro de la biopelícula. En contraparte, se espera una mejor desnitrificación en una biopelícula gruesa a costa de una baja nitrificación. Otra ventaja de las biopelículas gruesas para la desnitrificación es el posible abastecimiento de una fuente de carbono interna por lisis de las células en una biopelícula profunda.

2.1.5 Medios de soporte para biopelícula

Diversos medios de soporte se han empleado para el tratamiento de lixiviados, entre ellos se pueden citar materiales como: carbón activado granular, polietileno (Kaldnes), hule espuma (Linpor), cerámicas, composta y turba entre otros, en donde se han obtenido diferentes remociones de materia orgánica y nitrógeno (Lafrance et al, 1996). Loukidou y Zouboulis (2001) utilizaron hule espuma y carbón activado granular y obtuvieron remociones de 65 % de materia orgánica como DQO y 60 % de remoción de nitrógeno.

Cohen (2001) demostró que un material de soporte que tiene grandes espacios vacíos en el interior permite a los microorganismos fijarse a las paredes del mismo bajo condiciones de bajo esfuerzo cortante formando capas de mayor espesor en comparación con las formadas en medios de soporte lisos.

Comett *et al.*, (2004) elaboraron un estudio de tratamiento de lixiviados usando dos medios de soporte distintos. Uno fue un material de poliuretano conocido como Linpor y el otro un material de polietileno conocido como Kaldnes. Concluyeron que el primero de ellos (con mayor porosidad) logró una mayor remoción de DQO que el segundo (con menor porosidad), alcanzando valores de 47 y 27 %, respectivamente. Asimismo, Linpor logró una mayor remoción de nitrógeno que Kaldnes con promedio de 72 % para Linpor y 42 % para Kaldnes. La biopelícula desarrollada en Linpor alcanzó mayores concentraciones de biomasa que Kaldnes. El promedio de sólidos en el primero fue de 170 g/m² contra 63 g/m² para el segundo.

2.2 Nitrógeno en aguas residuales

La química del nitrógeno es compleja debido a los diferentes estados de oxidación que puede asumir y a que los cambios de sus estados de oxidación pueden ser llevados a cabo por organismos vivos (Metcalf y Eddy, 2003). Los estados de oxidación más comunes en el ambiente son: en forma de amoniaco (NH₃), amonio (NH₄⁺) nitrógeno gas (N₂), ión nitrito (NO₂⁻) y ión nitrato (NO₃⁻).

La fracción orgánica de las aguas residuales consiste de una compleja mezcla de compuestos incluyendo aminoácidos, aminoazúcares y proteínas. Los compuestos que comprenden la fracción orgánica pueden ser solubles o particulados. El nitrógeno en estos compuestos es fácilmente convertido a amonio a través de la acción de microorganismos en ambientes acuáticos o del suelo. La urea, fácilmente convertida a carbonato de amonio, es raramente encontrada en aguas residuales municipales no tratadas (Metcalf y Eddy, 2003).

La tabla 2.1 muestra las diferentes formas del nitrógeno que comúnmente se encuentran en aguas residuales.

Tabla 2.1 Formas del nitrógeno comúnmente encontradas en aguas residuales (Metcalf y Eddy, 2003).

Nomenclatura	Abreviatura	Formas del nitrógeno
Amoníaco gas	NH ₃	N-NH ₃
Ion amonio	NH ₄ ⁺	N-NH ₄ ⁺
Nitrógeno amoniacal	NA	N-NH ₃ + N-NH ₄ ⁺
Nitritos	NO ₂ ⁻	N-NO ₂ ⁻
Nitratos	NO ₃ ⁻	N-NO ₃ ⁻
Nitrógeno inorgánico	NI	N-NH ₃ + N-NH ₄ ⁺ + N-NO ₂ ⁻ + N-NO ₃ ⁻
Nitrógeno Total Kjeldhal	NK	N-Org + N-NH ₃ + N-NH ₄ ⁺
Nitrógeno orgánico	N-Org	NK - (N-NH ₃ + N-NH ₄ ⁺)
Nitrógeno total	NT	N-Org + N-NH ₃ + N-NH ₄ ⁺ + N-NO ₂ ⁻ + N-NO ₃ ⁻

Dependiendo del pH de la solución, el nitrógeno amoniacal existe en solución acuosa tanto en forma de ión amonio (NH₄⁺) como de gas amoníaco (NH₃) de acuerdo con la siguiente reacción de equilibrio:



La figura 2.1 muestra el equilibrio entre el amoníaco y el ión amonio dependiendo del pH. El valor de equilibrio se encuentra a un pH de 9.3. Se observa también que a valores de pH inferiores a 7 el nitrógeno se encuentra siempre como ión amonio.

El nitrógeno de nitritos es relativamente inestable, es fácilmente oxidado a la forma de nitratos y raramente excede 1 mg/L en las aguas residuales o 0.1 mg/L en cuerpos de agua superficial o subterránea. Aunque se presentan en bajas concentraciones los nitritos pueden ser importantes en las aguas residuales y en estudios de contaminación de aguas porque es extremadamente tóxico para los peces y otras especies acuáticas.

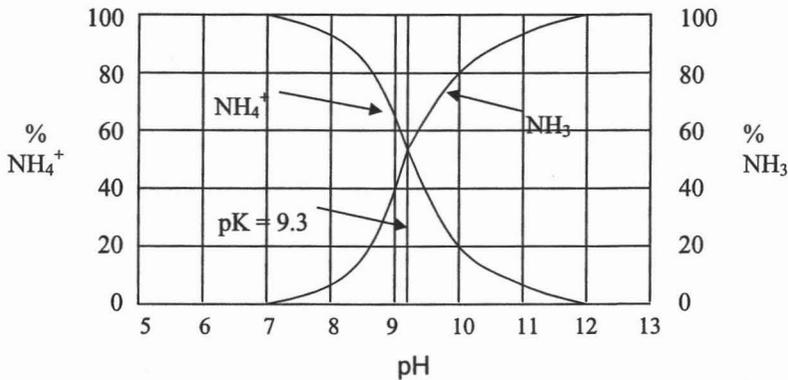


Figura 2.1 Formas del nitrógeno en función del pH (Metcalf y Eddy, 2003).

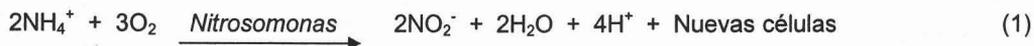
El nitrógeno de nitratos es la forma más oxidada del nitrógeno encontrada en las aguas residuales. Cuando un efluente secundario es considerado para recarga de aguas subterráneas la concentración de nitratos es importante. La USEPA, establece los límites de nitrógeno como nitratos para el agua potable en 45 mg/L debido a sus serios y en ocasiones fatales efectos (Metcalf y Eddy, 2003).

2.2.1 Remoción de Nitrógeno

Cuando el fósforo y el nitrógeno no se remueven del agua residual la eutrofización de los cuerpos receptores se acelera. Diversos métodos biológicos han sido empleados a nivel municipal e industrial para remover estos contaminantes.

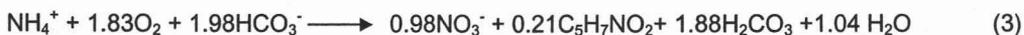
2.2.2 Nitrificación

La nitrificación es la oxidación biológica del amonio para formar nitratos. Los microorganismos involucrados son de los grupos *nitrosomonas* y *nitrobacter*, las cuales llevan al cabo la reacción en dos fases (Metcalf y Eddy, 2003):



Garzón-Zúñiga (2005), refiere que en aguas residuales la fase de nitratación se lleva al cabo por bacterias del grupo *nitrospira* y no por bacterias del grupo *nitrobacter* como tradicionalmente se ha estudiado.

La nitrificación que se alcanza durante el tratamiento depende de la cantidad de organismos nitrificantes presentes. La masa celular de organismos nitrificantes se refiere a la cantidad de sólidos suspendidos volátiles nitrificantes (NVSS). El coeficiente de rendimiento para las nitrosomonas ha sido reportado como 0.05-0.29 gNVSS/gN-NH₃ y para las nitrobacter varia de 0.02-0.08 gNVSS/gN-NO₂. Un valor de 0.15 gNVSS/gN-NH₃ es generalmente usado para propósitos de diseño. La reacción empírica general incluyendo la reacción de oxidación y reducción es (Metcalf y Eddy, 2003):



En aguas residuales con baja alcalinidad y/o con baja concentración de amonio se presenta la necesidad de agregar alguna sustancia para alcanzar la alcalinidad necesaria y mantener un pH en el nivel óptimo para la nitrificación. Generalmente se utiliza cal o bicarbonato (Metcalf y Eddy, 2003).

El pH del agua tiene influencia sobre la reacción de nitrificación. El intervalo entre 7.0 y 8.0 es donde se observa una menor alteración de la tasa de nitrificación (Metcalf y Eddy, 2003).

Es especialmente importante que haya suficiente alcalinidad en el agua residual para balancear los ácidos producidos por la nitrificación o, de lo contrario, el pH podría tener un efecto adverso sobre la nitrificación. Alrededor de 7.14 mg de alcalinidad (como CaCO_3) se consumen por mg de N-NH_3 oxidado. El consumo de alcalinidad tiene un efecto depresivo sobre el pH. La nitrificación reduce la concentración de la especie HCO_3^- e incrementa la concentración de la especie H_2CO_3 . Este fenómeno se modifica mediante la introducción de una fase de desnitrificación en el proceso de tratamiento, ya que al menos un medio de la alcalinidad es recuperada durante la desnitrificación (Metcalf y Eddy, 2003).

Los efectos de la concentración de oxígeno disuelto sobre la tasa de crecimiento específico de nitrosomonas son importantes cuando se combinan procesos de remoción de carbono/nitrógeno. En sistemas diseñados para remoción de carbono y nitrógeno las bacterias nitrificantes pueden alcanzar solo alrededor del 5 % del total de la biomasa. El incremento de la concentración de oxígeno disuelto aumenta la penetración de oxígeno hacia el flóculo, por lo tanto, aumenta la tasa de nitrificación.

Cuando aumenta la carga orgánica (oferta de alimento a los microorganismos) disminuye el tiempo de retención celular y la penetración de oxígeno en el flóculo, debido a que el oxígeno disuelto es rápidamente consumido por los microorganismos encargados de la oxidación de los compuestos carbonosos en las zonas externas de los flóculos. Por el contrario, cuando disminuye la carga orgánica aumenta el tiempo de permanencia de los sólidos en el sistema y la tasa de utilización del oxígeno disuelto disminuye, lo que permite que éste penetre más profundamente hacia el flóculo y consecuentemente se consiguen mayores tasas de nitrificación. Además de los ya nombrados, hay otros factores que afectan la nitrificación como es la presencia de

algunos compuestos orgánicos: Anilina, dodecilamina, n-metilanilina, etilenodiamina, benzocaina, bencilamina, entre otros (Metcalf y Eddy, 2003).

2.2.3 Desnitrificación

La desnitrificación es la conversión biológica del nitrógeno en forma de nitritos y nitratos hacia NO, N₂O y N₂. El proceso es efectuado por una variedad de organismos heterótrofos los cuales efectúan reacciones catabólicas para obtener oxígeno en ausencia de oxígeno molecular. En una primera fase un grupo de bacterias reduce nitratos a nitritos a través de una reacción catabólica. Posteriormente una reducción de esos nitritos es efectuada por otro grupo de organismos obteniéndose como productos N₂O y N₂. Entre los géneros de bacterias desnitrificantes se pueden citar: *Pseudomonas*, *Micrococcus*, *Acromobacter* y *Bacillus* (Surampalli *et al.*, 1997).

El proceso de rompimiento de sustancias orgánicas en la desnitrificación es similar al que se efectúa en los procesos aerobios; la única diferencia está en la fase final en la transferencia de electrones. Entonces, el término desnitrificación anóxica es más apropiado que el término desnitrificación anaerobia. Esto indica la necesidad de estrictas condiciones anóxicas en el sistema desnitrificante. Sin embargo, se ha visto que bajo condiciones de pH ácido, la desnitrificación puede llegar a tomar lugar aún en presencia de oxígeno. Más aún, en reactores de biopelícula fija así como en sistemas de crecimiento suspendido, pueden consistir de una capa de biomasa aeróbica y subcapas anóxicas, de tal modo que se pueda presentar una nitrificación y desnitrificación simultáneas (Metcalf y Eddy, 2003).

La desnitrificación se lleva al cabo comúnmente en un intervalo de temperatura de 10 a 30 °C. El intervalo óptimo de pH es de 6.5 a 8 y se ve afectada cuando se tienen valores de pH menores de 6 o mayores de 9. Las concentraciones de oxígeno disuelto superiores a 1.0 mg/L también inhiben la desnitrificación (Surampalli *et al.*, 1997).

Considerando que la desnitrificación se efectúa con el fin de que los organismos responsables aprovechen los nitratos y nitritos como fuente de oxígeno en ausencia de

oxígeno molecular para funciones catabólicas, y que esto va a asociado a la transformación de material orgánico como alimento, según los principios de la cinética enzimática y de la respiración, el consumo de oxígeno es directamente proporcional al consumo de sustratos orgánicos. Por esto, la rapidez de desnitrificación va a depender de la cantidad de alimento que se ponga a disposición de los microorganismos (Valdivia, 2005).

La reacción estequiométrica que describe la desnitrificación depende de la materia carbonosa involucrada. De acuerdo con Metcalf y Eddy (2003), para el metanol, que es la sustancia más extensamente empleada como fuente de carbón externa, la reacción es



2.3 Ortofosfatos

El fósforo está presente en el agua residual en forma de ortofosfato (PO_4^{-3}), polifosfato (P_2O_7) y otras formas orgánicas del fósforo. Los dos últimos términos engloban el 70 % del fósforo contenido en el agua residual. Los microorganismos utilizan el fósforo para la síntesis celular y en el transporte de energía. Como consecuencia de ello, entre el 10-30 % del fósforo presente se elimina durante el tratamiento biológico secundario. Para conseguir niveles bajos de fósforo en el efluente, es necesario eliminar más cantidad de la estrictamente necesaria para el mantenimiento y síntesis celular. Los métodos biológicos de eliminación de fósforo se basan en forzar a los microorganismos para que bajo condiciones controladas consuman más fósforo del necesario para el crecimiento celular normal y luego ser retirados del proceso en forma de lodos. La eliminación biológica de fósforo requiere generar en los reactores las condiciones ambientales adecuadas aerobias/anaerobias de manera secuencial ya sea en tiempo o en espacio (Metcalf y Eddy, 1996). El fósforo es esencial para el crecimiento de algas y otros microorganismos. Debido a que el crecimiento de algas en cuerpos de agua es nocivo, se debe controlar la cantidad de compuestos de fósforo que entra a los cuerpos receptores.

2.4 Reactores discontinuos (SBR)

Los reactores de operación discontinua son sistemas de llenado y vaciado que surgieron como una innovación tecnológica alternativa para el tratamiento de aguas residuales. En su forma más simple consisten en un tanque en el que diferentes etapas se suceden durante el tiempo que dura cada ciclo.

Existen datos históricos que indican que los reactores de llenado y vaciado no son una tecnología reciente ya que se tiene noticia que desde 1893 existen experiencias en Inglaterra cuando se iniciaron las primeras investigaciones con los sistemas de lodos activados y que resurgieron en ese mismo país entre 1914 y 1920. Sin embargo, fue hasta las décadas de 1960 y 1970 cuando se dio un resurgimiento de esta tecnología en Estados Unidos de América (Arora, 1985; Irvine, 1996)

2.4.1 Características de los reactores discontinuos

El proceso discontinuo SBR (por sus siglas en inglés) utiliza un reactor de llenado y vaciado con mezcla completa durante sus diferentes fases, donde los subsecuentes pasos de aireación y clarificación ocurren en el mismo tanque.

La estrategia del sistema SBR (Sequencing Batch Reactor) está caracterizado por el cambio periódico controlado de las condiciones tales como la concentración de oxígeno, volumen de recambio y la disponibilidad de las sustancias nutrientes. Estas condiciones ambientales son controladas mediante la manipulación de las diferentes fases de operación: llenado, reacción, sedimentación, decantación y vaciado a distintos intervalos de tiempo. La aplicación de condiciones periódicas de proceso permite el desarrollo del consorcio de microorganismos deseados en un solo reactor. Este hecho les confiere una operación versátil al poderse modificar, mediante controladores de tiempo y microprocesadores, la programación de la secuencia de las etapas del proceso.

Los sistemas de flujo discontinuo pueden ser operados de manera flexible porque su eficiencia es dependiente de las condiciones del flujo volumétrico. La duración del proceso puede ser ajustada a cambios de concentración y tasas de flujo volumétrico. Por ello los sistemas SBR son preferibles para el pre-tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios. Loukidou y Zouboulis, (2001) encontraron que este proceso es capaz de remover el contenido de nitrógeno en lixiviados de relleno sanitario casi completa y simultáneamente.

2.4.2 *Ciclo de trabajo en los reactores discontinuos*

Los reactores discontinuos operan por ciclos que se dividen en diferentes etapas que tienen asignadas funciones y tiempos específicos, según los objetivos que se persigan. El tiempo total de un ciclo es el comprendido entre el inicio del llenado y el final del reposo previo al siguiente ciclo. En la literatura se reportan como frecuentes tres ciclos por día o ciclos con duración entre 6 y 24 horas.

Todos los sistemas SBR tienen 5 pasos o fases en común, los cuales se llevan al cabo en secuencia como sigue (Irvine y Bush, 1979; Arora, 1985; Gonzalez, 1994 Ketchum, 1996)

1. Llenado
2. Reacción o mezcla
3. Sedimentado o clarificación
4. Vaciado y
5. Purga de lodos

El *llenado* es el periodo que corresponde al tiempo necesario para alimentar el agua residual al reactor. Se pueden diferenciar de manera general dos tipos de llenado: el *llenado estático* que, como su nombre lo indica, carece de cualquier tipo de mezcla y tiene como resultado una alta concentración de sustrato al final de la fase de llenado

debido a que no ocurren reacciones biológicas importantes al existir un contacto mínimo entre la biomasa y los nutrientes; el *llenado con mezcla*, que favorece el contacto entre la biomasa y el sustrato y, por consecuencia, distintos resultados dependiendo de las condiciones, por ejemplo, en condiciones aerobias conduce al consumo y a la disminución del sustrato. En condiciones anóxicas, con la presencia de nitratos, puede propiciar la desnitrificación y finalmente puede también conducir a reacciones anaerobias al agotarse el oxígeno disuelto y el oxígeno atómico. En la etapa de *reacción o mezcla*, normalmente el periodo de mayor duración y contacto entre la biomasa y el agua residual, se llevan al cabo diversas reacciones biológicas como la reducción de la concentración del sustrato, la nitrificación y la desnitrificación, la remoción de fósforo, la producción de ácidos grasos volátiles e incluso la reducción de biosólidos (Ketchum, 1996). González (1994) señala que como tercera fase, después de concluir el tratamiento biológico se debe permitir la *sedimentación* de la biomasa en suspensión. Posteriormente viene el *vaciado*, tiempo en que se retira el sobrenadante clarificado y tratado. La última fase que es la *purga de lodos* es indispensable para controlar el proceso ya que permite mantener en el reactor una concentración específica de microorganismos cuando se conoce la tasa de reproducción de los mismos. La purga puede realizarse durante el mezclado o cuando los lodos han sedimentado. El ciclo SBR finaliza cuando se alcanzan los parámetros del efluente requeridos.

2.4.3 Ventajas de los reactores SBR

Los reactores discontinuos presentan algunas ventajas en su operación, de acuerdo con la información que reportan algunos autores como Arora (1985), González (1994) y Ketchum (1996):

1. Flexibilidad para ajustar las condiciones de operación tales como la carga orgánica, la concentración de oxígeno disuelto en el reactor y la edad de los lodos.

2. Permiten el tratamiento de aguas residuales con concentraciones medias entre 500 y 3000 mgDBO/L, gracias a la facilidad que tienen para ajustar los tiempos de reacción y diluir el agua residual.
3. Pueden tolerar flujos extraordinarios y funcionar como tanques de igualación.
4. No se requiere recircular lodo activado, ya que éste siempre está presente en el reactor.
5. Es posible procesar una gran cantidad de sustrato con mayor facilidad que en un sistema de lodos convencional.
6. No se requiere tanque de sedimentación independiente.

Un sistema SBR puede ser operado como un reactor de lodos activados (SBR-AS) o como un reactor de biopelícula SBBR empacado con un material que sirva como soporte para el crecimiento de los microorganismos. El sistema SBR-AS se escoge cuando el crecimiento de los flóculos de lodos activados está garantizado. Sin embargo, un sistema SBBR es preferible en el caso de compuestos orgánicos cuando se requieren organismos especializados o cuando la relación DBO/DQO del agua residual es adecuada (Gee *et al.*, 2004).

2.5 Lixiviados de rellenos sanitarios

Los lixiviados son líquidos con altas concentraciones de materiales orgánicos e inorgánicos en forma soluble y suspendida que se generan en los residuos sólidos municipales confinados. Se producen principalmente por la lluvia que cae sobre la basura y percola a través de ella arrastrando las sustancias que forman parte de los desperdicios.

La composición química de un lixiviado experimenta cambios durante los procesos de degradación de los residuos sólidos municipales. Conforme éstos se estabilizan, los compuestos biodegradables disminuyen progresivamente, de tal forma que en los rellenos sanitarios, dependiendo de la edad, es posible encontrar lixiviados biodegradables ($DBO/DQO > 0.3$), lixiviados maduros ($DBO/DQO 0.1- 0.3$) o lixiviados

estabilizados ($DBO/DQO < 0.1$). Los estabilizados pueden permanecer estables por décadas manteniendo concentraciones de materia orgánica recalcitrante (MOR) del orden de miles de mg/L, lo que dificulta su tratamiento y condiciona su disposición en el medio ambiente (Artiola y Fuller, 1982; Amokrane *et al.*, 1997; Baig *et al.*, 1999).

Los factores que determinan la naturaleza, volumen y concentración de los lixiviados están ligados a factores climáticos (precipitación pluvial, temperatura) y a condiciones geohidrológicas del terreno (existencia y nivel freático, permeabilidad del suelo y pendiente del terreno). Por otro lado, el modo de operación del relleno y el tipo de desecho utilizado influirá también en las características del lixiviado. Así, por ejemplo, existen lixiviados de rellenos sanitarios de desechos sólidos municipales, lixiviados de rellenos de desechos sólidos de residuos peligrosos y lixiviados producto de la fermentación de la fracción orgánica de desechos sólidos municipales, entre otros (Noyola *et al.*, 1992).

El control y tratamiento de los lixiviados en México es tan reciente como la práctica misma del relleno sanitario. La mayoría de los rellenos sanitarios en México emplea lagunas de evaporación como método de control (Orta *et al.*, 1999) excepto Bordo Poniente (Cd. de México) en donde además de lagunas de evaporación, cuenta con una planta que trata parte de los lixiviados generados en el relleno sanitario (Etapa I y II) mediante una combinación de métodos físico-químicos (acidificación, neutralización, coagulación, oxidación química y filtración en arena). La planta está compuesta por dos módulos que operan en forma paralela. Cada uno maneja un gasto independiente de 1.5 L/s y las remociones que se obtienen en materia orgánica medida como DQO y color son de 40 a 60 % y de 70 a 85 %, respectivamente. Uno de los inconvenientes es el costo de tratamiento (\$ 9.00 USD/m³ de lixiviado) debido al alto consumo de reactivos. El peróxido de hidrógeno que se utiliza como oxidante resulta ser, además de costoso, difícil de conseguir ya que no se produce en el país (Monje, 2004).

La estabilización de los residuos sólidos y lixiviados ocurre en forma paralela en tres etapas. La primera es de tipo aerobio y de corta duración caracterizándose por una alta

demanda bioquímica de oxígeno. En esta etapa se registran incrementos de temperatura en el relleno y los lixiviados que se generan disuelven altas concentraciones de sales (NaCl, entre otras). A medida que el oxígeno se agota los residuos sólidos entran a una segunda etapa de estabilización a través de una descomposición en donde microorganismos facultativos producen cantidades importantes de ácidos grasos volátiles (AGV) (ácidos acético, propiónico, butírico, etc.) y CO₂. Los AGV contribuyen con las altas concentraciones de materia orgánica como DQO que se detectan en los lixiviados en esta segunda fase de estabilización (Qasim y Chiang, 1994).

En la tercera etapa los residuos entran en una fase de degradación anaerobia en donde los AGV y la materia orgánica presente son transformados a metano y CO₂ por bacterias metanogénicas que trabajan a pH neutros (6.6 - 7.3). La concentración de AGV disminuye drásticamente en los lixiviados y el pH empieza a incrementarse favoreciendo la producción de metano. Algunos materiales continúan con el proceso de solubilización y conforme el tiempo transcurre, los lixiviados son cada vez más estables y los cambios en su composición son menos importantes (Monje, 2004).

2.5.1 Tratamiento de lixiviados por medios biológicos

El principal objetivo de los tratamientos biológicos para el agua residual es remover la fracción orgánica soluble que queda después de un tratamiento primario, los sólidos suspendidos y los nutrientes tales como NH₄⁺, NO₃⁻, y PO₄⁺ (Qasim y Chiang, 1994).

Welander *et al* (1997) efectuaron diversas investigaciones sobre métodos alternativos para el tratamiento biológico de lixiviados, incluyendo los sistemas de crecimiento de biomasa suspendida como las lagunas de aireación, sistemas convencionales de lodos activados y reactores discontinuos. En todos ellos encontraron diversas limitaciones como la sensibilidad a las bajas temperaturas y pérdida de actividad de la biomasa.

2.5.2 Tratamiento de lixiviados con biopelículas

El tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios usando tecnología de reactores secuenciales discontinuos de biopelícula (SBBR, por sus siglas en inglés) no es nuevo. Irvine *et al* (1984) usaron un sistema SBR de lodos activados para tratamiento de lixiviados de una planta Industrial. Sin embargo, problemas con alta concentración de sólidos suspendidos en el efluente fueron observados con la aplicación del sistema de lodos activados. La misma situación ocurrió con sistemas de lodos activados de flujo continuo. La principal dificultad es frecuentemente el abultamiento de lodos o la formación de flóculos de lodos finamente dispersos, los cuales no pueden ser separados en los clarificadores. Este problema, provocado por las altas concentraciones de sales, es que organismos de lento crecimiento, como los nitrificantes u organismos capaces de degradar sustancias de lenta biodegradabilidad, son arrastrados fuera del sistema. El aparato de separación de sólidos (p.e. filtración del efluente) tiene que ser aplicado para alcanzar los requerimientos del efluente. Estos problemas pueden ser subsanados por el empleo de reactores de biopelícula.

3 METODOLOGIA

Este trabajo experimental se llevó al cabo en los laboratorios del Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México. Para ello, se realizó el montaje en paralelo, puesta en marcha, operación y estabilización de dos reactores a nivel laboratorio utilizando materiales distintos como medio de soporte de la biopelícula en cada reactor. Durante su funcionamiento se controlaron las condiciones de operación como son: Volumen de recambio, temperatura, oxígeno disuelto, carga orgánica y tiempo de retención hidráulico.

3.1 Reactores experimentales

3.1.1 Descripción de los reactores

Se utilizaron dos reactores fabricados en vidrio de 6 mm con dimensiones de 20 x 15 cm de base por 45 cm de altura para un volumen neto de 13.5 litros y un volumen útil de 8 litros (figuras 3.1 y 3.2). Dichos reactores funcionaron bajo el principio de los reactores discontinuos (SBR), específicamente bajo la modalidad de reactores discontinuos de biopelícula (SBBR, por su terminología en inglés, Sequencing Batch Biofilm Reactor).

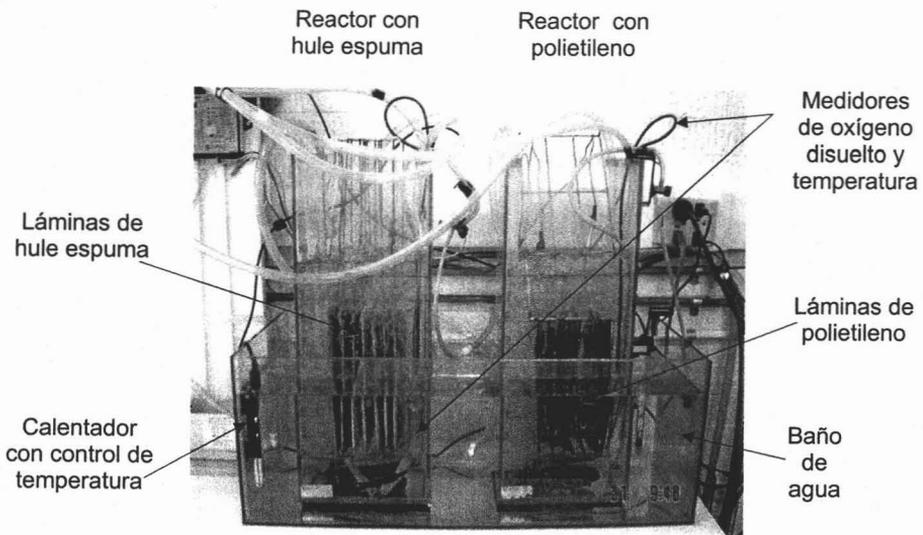


Figura 3.1 Reactores experimentales

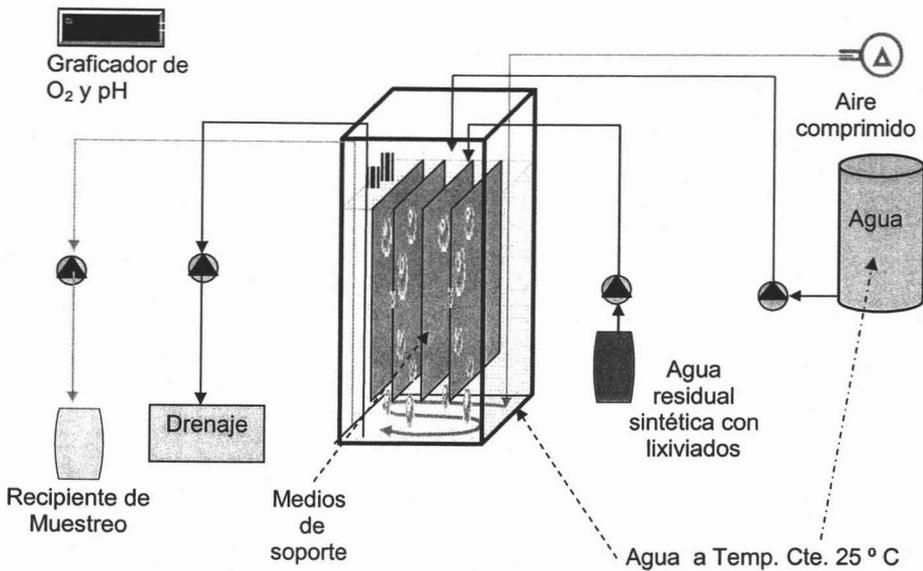


Figura 3.2 Diagrama esquemático del funcionamiento de los reactores

3.1.2 Operación de los reactores

Los reactores operaron en ciclos de 8 horas cada uno, distribuidos en 3 fases de operación de la siguiente manera (figura 3.3):

Fase 1. Llenado. Los reactores se alimentaron con agua residual sintética y con lixiviados (cuando correspondió) hasta alcanzar el volumen de 8 litros. Esta fase empleó 4 minutos.

Fase 2. Reacción. Una vez llenos los reactores hasta el nivel establecido el cual fue controlado por un electronivel, se inyectó aire durante 452 minutos y se midió el oxígeno disuelto en el líquido mediante medidores de oxígeno, los cuales fueron conectados a un equipo graficador.

Fase 3. Vaciado. Al término de cada ciclo se vació la totalidad del agua tratada mediante el empleo de bombas peristálticas. Aquí cabe señalar que las fases de *sedimentado* y *purga* no se implementaron en este experimento, ya que la totalidad del agua tratada fue extraída con el objeto de evitar una acumulación de biomasa suspendida en los sistemas, la cual afectaría negativamente los resultados obtenidos. Esta fase empleó 24 minutos.

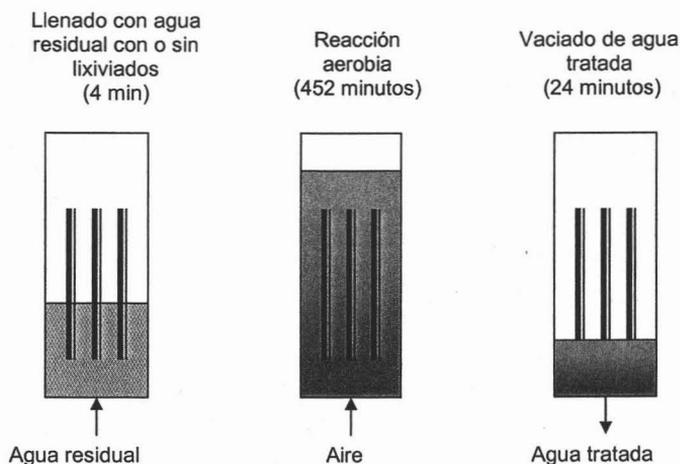


Figura 3.3 Secuencia de un ciclo de operación

Las paredes de los reactores se lavaron cada semana a fin de evitar el posible crecimiento de bacterias en las mismas. Para evitar la formación de zonas estáticas y asegurar la mezcla completa dentro de cada reactor se instaló una bomba sumergible (1/50 hp) para recirculación interna del agua.

Al principio del experimento durante la fase de estabilización, el agua residual sintética se suministró en forma directa; es decir, en la concentración de diseño: 100 mgDQOs/L. Durante estos días los reactores fueron abastecidos simultáneamente con dos bombas desde un recipiente de 120 L que contenía el agua sintética a tratar. Este recipiente podía cubrir la demanda de dos días de trabajo de ambos reactores, pero al realizar los análisis correspondientes al agua del influente después de un día de estancamiento del agua sintética a suministrar en dicho recipiente, se observaron diferencias significativas en las características de dicha agua, y por ello, se optó por modificar la forma de suministro. Posteriormente y hasta el final del experimento, el agua sintética y los lixiviados fueron suministrados de manera concentrada, siendo aforados los reactores con agua potable hasta el nivel de 8 L durante la fase de llenado; mientras tanto, el agua sintética con lixiviados se mantuvo en conservación a 5 °C en un refrigerador. Esta agua sintética concentrada fue abastecida a los reactores mediante dos bombas peristálticas previamente calibradas a un caudal de 170 ml/min. El vaciado del agua tratada se realizó mediante dos bombas peristálticas calibradas a 350 ml/min y descargada al drenaje municipal. Cabe mencionar que las aguas de este drenaje son tratadas en la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria.

3.2 Agua residual sintética

Para preparar el agua residual sintética se utilizaron diversas sustancias indicadas en la tabla 3.1. El empleo de estas sustancias fue de tal modo que la concentración de nitrógeno y fósforo en el influente simulara la de un agua residual típica, 20-25 mgN-NH₄⁺/L y 5 mg P-PO₄⁺/L y la DQO_s fuera de 100 mg DQO_s/L en la primera parte del experimento, cuando los reactores trabajaron sin lixiviados, a fin de mantener una carga orgánica de 5.6 gDQO_s/m²-d.

Tabla 3.1 Agua residual sintética y carga de contaminantes suministrado (Pérez, 2004)

Sustancia	Cantidad (mg/L)	Carga contaminante aportada
Maltodextrina	60 mg/L	50 mgDQO _s /L
Proteínas vegetales hidrolizadas	108 mg/L	50 mgDQO _s /L
NH ₄ Cl	95.5 mg/L	25 mgN-NH ₄ ⁺ /L
K ₂ HPO ₄	28 mg/L	5 mgP-PO ₄ ⁻ /L
Agua	8 L	Elementos traza

La tabla 3.2 muestra las cantidades de lixiviados empleadas en las dos fases de experimentación de los reactores. Es importante mencionar que la DQO_s de los lixiviados sin diluir fue de 5,000 mgDQO_s/L. La primera cantidad de lixiviados agregados a los reactores fue de 40 ml, lo cual representa el 0.5% con respecto al volumen de trabajo. Estos 40 ml de lixiviados fueron diluidos con agua en el momento del llenado de los reactores (8 L) para con ello aportar 25 mgDQO_s/L.

Tabla 3.2 Proporciones de lixiviados adicionados a los reactores

Fase	Lixiviados		DQO _s aportada (mg/L)		DQO _s Inf (mg/L)	Carga orgánica (gDQO _s /m ² ·d)
	(ml)	(%) en volumen	Lixiviados	Agua sintética		
1a.	0	0	0	100	100	5.6
2a.	40	0.5	25	75	100	5.6
	80	1.0	50	50	100	5.6
	120	1.5	75	25	100	5.6
	200	2.5	125	25	150	8.6
	280	3.5	175	25	200	11.4

Posterior y paulatinamente se fueron agregando mayores cantidades de lixiviados hasta llegar a un máximo de 280 ml, lo cual corresponde a 3.5 % del volumen de trabajo. Estos porcentajes de lixiviados fueron ajustados con base en trabajos previos existentes (González-Martínez y Valdivia 1999).

Se puede observar también en dicha tabla que en esta segunda fase se disminuyó la cantidad de proteínas vegetales hidrolizadas y maltodextrina con el fin de mantener la DQO_s del influente y mantener o en su caso alcanzar la carga orgánica de diseño. Los elementos traza se consideró serían suministrados por el agua.

Los análisis de laboratorio aplicados para determinación de las características del agua a tratar y tratada, se basaron en los métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales (Standard Methods, 1995). Los sólidos suspendidos totales (SST) se determinaron por filtración en papel miliporo secado a 105 °C en una estufa marca Felisa. Los sólidos suspendidos volátiles (SSV) se determinaron incinerando los SST a 550 °C en una mufla Lindberg 84. Se utilizaron filtros de fibra de vidrio GF/A de 55 mm de diámetro para separar la parte suspendida de la disuelta.

La demanda química de oxígeno soluble (DQO_s), el N-NO₃⁻, N-NO₂⁻, N-NH₄⁺ y P-PO₄⁺ se determinaron por fotometría utilizando reactivos Merck para análisis de dichos parámetros y un espectrofotómetro marca Milton Roy modelo 21D. La digestión de las muestras para la DQO se realizó en un termoreactor marca Hach modelo 45 600-00. Las muestras se filtraron a través de filtros de fibra de vidrio GF/A de 55 mm de diámetro. El pH y la temperatura se midieron con un potenciómetro marca Orión 520 A, colocándose directamente el electrodo dentro de los reactores.

3.3 Características de los lixiviados

Los lixiviados empleados fueron lixiviados jóvenes procedentes de la fase IV del relleno sanitario Bordo Poniente de la Ciudad de México. Los lixiviados son un líquido de color ocre, con olor característico muy desagradable al olfato, de apariencia transparente y sin turbiedad a la vista. Como parte de este trabajo y de forma exploratoria se llevó a cabo la caracterización de los lixiviados, la cual se presenta en la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Caracterización de los lixiviados

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
pH	8.0	SDT	17,352 mg/L
Dureza como CaCO ₃	2,200 mg/L	DBO	1,300 mg/L
Alcalinidad total	18,300 mg/L	ST	17,437 mg/L
Conductividad	4.34 mS/cm.	SVT	4,116 mg/L
DQOT	5,500 mg/L	SST	85 mg/L
DQO _s	4,950 mg/L.	DBO/DQO	0.25
N-NH ₄ ⁺	2,100 mg/L		

3.4 Condiciones de operación

3.4.1 Carga orgánica

El concepto de carga orgánica se refiere a la cantidad de contaminantes del influente suministrados con respecto a la cantidad de microorganismos presentes dentro del reactor y del tiempo (Garzón-Zúñiga y González-Martínez, 1995). Con la finalidad de que la carga orgánica no fuera un factor limitante en el proceso de nitrificación y en función de la restricción del número de placas posibles de introducir a los reactores, se fijó una carga orgánica teórica de 5.6 gDQO_s/m²·d para ambos reactores (Hem *et al.*, (1994). Se planeó dicha carga orgánica de 5.6 gDQO_s/m²·d para la primera de las fases del experimento (sin lixiviados) y de 5.6, 8.6 y 11 gDQO_s/m²·d para la segunda de ellas (con lixiviados). La carga orgánica se ajustó variando la concentración del sustrato (mezcla de agua sintética y lixiviados) mediante la combinación de diferentes cantidades de lixiviados, sin variar el volumen útil de los reactores ni el área superficial de las placas, la cual se mantuvo constante a lo largo del experimento. La tabla 3.2 muestra las distintas combinaciones de lixiviados con agua residual sintética.

3.4.2 Suministro de oxígeno disuelto

El oxígeno fue suministrado mediante la inyección de aire a presión tomado de una red de aire comprimido y controlado mediante un equipo regulador de presión y rotámetro. Se empleó un difusor flexible de burbuja fina colocado al fondo de cada reactor el cual fue limpiado cada semana a fin de evitar su obturación. La concentración de oxígeno disuelto se mantuvo dentro del rango de 2-5 mg/L y se registró mediante un sistema de medición por electrodos permanentemente colocados dentro de los reactores y conectados a un equipo graficador.

3.4.3 Volumen

El volumen total de trabajo fue 24 L/d-reactor y el volumen de recambio de los reactores fue de 8 litros por ciclo. Dicho volumen de trabajo se calibró considerando el volumen de desplazamiento ocasionado por las placas. El volumen de llenado de los reactores fue controlado mediante el empleo de dos electroniveles y un reloj temporizador. Este último controló la hora de arranque de las bombas de llenado y los primeros controlaron el momento de paro de dichas bombas.

3.4.4 Temperatura

Ambos reactores se mantuvieron permanentemente sumergidos hasta dos tercios de su altura en un recipiente con agua. Este último contó con una resistencia eléctrica a efecto de conservar la temperatura de los reactores entre 22 y 25 °C. De igual manera, el recipiente con agua potable para dilución contó con una resistencia eléctrica controlada por un termostato calibrado a 30 °C, de tal modo que cuando el agua potable se mezcló con el sustrato previamente inyectado a los reactores, la temperatura alcanzada por el líquido se mantuvo entre los 22-25 °C (Gee *et al.*, 2004).

3.5 Medios de soporte

3.5.1 Poliuretano

Las características superficiales principales de este material son las siguientes: Porosidad de 572 ± 25 orificios/cm². El diámetro de los orificios varía de 0.2 a 0.4 mm y se pueden observar como máximo 3 poros de 1.5 a 2.5 mm de diámetro en una superficie de 10 x 10 cm. El equipo utilizado para estas determinaciones fue un microscopio Carl Zeiss con una resolución de 0.2 μm y un alcance de medición de 200 mm (X) y de 100 mm (Y). La incertidumbre del aparato es 0.6 μm (X) y 1.1 μm (Y). El espesor promedio de las placas utilizadas fue de 5.46 mm y la densidad promedio fue de 15.2 kg/cm³.

En el primer reactor se emplearon 14 placas de poliuretano (hule espuma) de 15 x 10 x 0.5 cm (figura 3.5), sujetas en parejas a siete estructuras de acero inoxidable (a modo de bastidor) mediante hilo de nylon costurado por las orillas. Esto permitió dar rigidez a las placas y evitar que flotaran. Las siete placas proporcionaron un área superficial expuesta de 0.42 m².

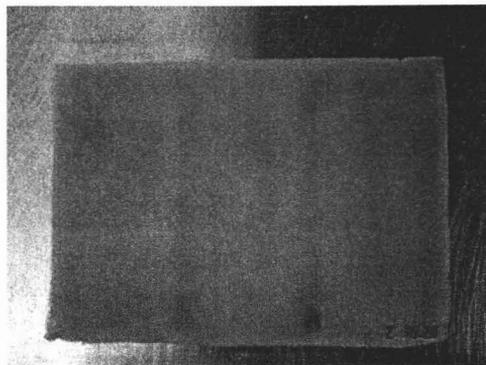


Figura 3.4. Placa de Hule espuma de 15 x 10 x 0.5 cm

3.5.2 Polietileno de alta densidad

En el segundo reactor se emplearon 7 placas lisas de polietileno de alta densidad (950.7 kg/m^3) con un espesor promedio de 1.06 mm y de 15 x 20 cm de lado. Previamente, las placas fueron asentadas con lija de agua del número 220 a fin de uniformizar la superficie. La rugosidad de este material se muestra en la tabla 3.4.

Tabla 3.4 Rugosidad del material de polietileno

Rugosidad			
Ra	R _{MAX}	RT	Rz
1.61	18.55	19.38	12.80

Donde: Ra = Rugosidad promedio de la curva R
RZ = Altura de irregularidad de diez puntos de la curva R
RT = Altura promedio de pico a valle del perfil de la longitud de evaluación

El equipo empleado para determinar estos parámetros fue un rugosímetro marca Hommelwerke Mod. T20DC con resolución de 0.05 a 100 μm y una incertidumbre de $\pm 0.03 \mu\text{m}$. El área superficial expuesta total de las 7 placas fue de 0.42 m^2 .

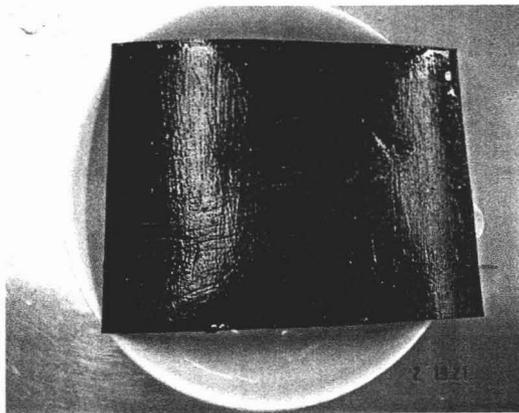


Figura 3.5 Placa de Polietileno de 20 x 15 x 0.1 cm

Las placas fueron introducidas de manera vertical en ambos reactores sobre guías (ranuras) laterales fabricadas en vidrio. El extremo inferior de las placas quedó a una altura de 10 cm del fondo de los reactores y la distancia entre placas fue de 12 mm a fin de permitir la circulación del líquido y la mezcla completa.

3.6 Etapas de experimentación

Este trabajo se llevó al cabo durante 336 días divididos en tres etapas. La primera de ellas con una duración de 100 días consistió en la construcción de los reactores, instalación de dispositivos de control como electroniveles, graficadores y reloj temporizador, obra hidráulica (suministro y desagüe de los reactores) e instalación eléctrica. La segunda etapa consistió en la estabilización de los reactores. Esta etapa con una duración de 56 días, se desarrolló utilizando únicamente como sustrato el agua sintética sin el empleo de lixiviados. Cabe mencionar que aunque previo a esta parte del trabajo se efectuaron la totalidad de las conexiones y arreglos de instrumentos de medición y control, hubo que realizar durante la misma algunas modificaciones a la forma de suministro y conservación del sustrato y del control de la temperatura. La tercera etapa, que puede considerarse como la parte experimental y de toma de datos, se dividió en dos fases. La primera de ellas con una duración de 120 días, consistió en la operación de los reactores únicamente con agua sintética, sin el empleo de lixiviados y manteniendo la misma carga orgánica. En la segunda fase de esta tercera etapa, la cual tuvo una duración de 60 días, se agregaron diversas cantidades de lixiviados de acuerdo con lo programado en la tabla 3.2.

A efecto de obtener los datos necesarios se estableció un programa de muestreo en el que se tomaron muestras compuestas del influente y efluente, así como muestras puntuales de los ciclos de trabajo, para determinar el desempeño de ambos sistemas con base en los parámetros de respuesta. Se elaboraron tablas y graficas para analizar el comportamiento de cada reactor.

3.7 Toma de muestras

Se realizaron dos tipos de muestreos: Muestreo para determinación de perfil de contaminantes y muestreo compuesto.

3.7.1 *Determinación de perfil de contaminantes*

La toma de muestras puntuales para determinación de los perfiles de contaminantes se efectuó de manera manual y directamente de los reactores a intervalos de una hora durante un ciclo y una vez a la semana. Este muestreo sirvió para determinar la forma en que se comportaron los contaminantes durante los ciclos de funcionamiento.

3.7.2 *Análisis de muestras compuestas*

La toma de muestras compuestas se realizó semanalmente mediante el empleo de dos bombas peristálticas calibradas a 125 ml/min que trabajaron al mismo tiempo que las bombas de desagüe (24 min) lo que permitió disponer de más de un tercio (3 L/ciclo) del agua del efluente de cada ciclo para su análisis. Estas bombas estuvieron conectadas con mangueras directamente a los reactores, las cuales descargaban en dos recipientes de plástico dentro de un refrigerador a 5 °C.

Para el caso del influente, en cada ocasión se preparó en un recipiente de 8 litros una muestra con agua de sustrato en la misma proporción y del mismo envase del que fue suministrado a los reactores; el recipiente se aforó enseguida con agua potable. Las características de esta solución influente se consideraron las mismas para ambos reactores. Los parámetros de respuesta que se midieron a cada muestra tomada fueron: DQO₅, N-NO₃⁻, N-NO₂⁻, N-NH₄⁺, P-PO₄³⁻, ST y SST. La biomasa por ser una prueba destructiva de las placas fue determinada únicamente al final de cada fase.

3.7.3 Determinación de biomasa

Para determinar la biomasa total de los reactores se retiró una media placa representativa de cada reactor; se exprimó y se enjuagó con agua destilada para el caso del hule espuma y se raspo con una navaja para el caso del polietileno colectando los residuos en dos cápsulas de porcelana, las cuales estaban a peso constante y se pusieron a secar a 105 °C (Comett *et al.*, 2004). Una vez secas las cápsulas, se dejaron enfriar y se determinó el peso de las mismas. La biomasa fue determinada por la diferencia de pesos de las cápsulas antes y después del secado. Esta diferencia de peso se multiplicó por el contenido total de placas (14 medias placas). Como prueba complementaria y para asegurar el completo exprimido de biomasa de la placa de hule espuma, previamente se pesaron 20 placas de iguales dimensiones y estadísticamente se determinó el peso promedio, el cual fue comparado con el de la placa que se exprimó. El resultado fue una variación despreciable.

4 RESULTADOS Y SU EVALUACIÓN

4.1 Carga Orgánica

La carga orgánica es uno de los parámetros comúnmente utilizado para el control de los sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales. La figura 4.1 muestra la forma en que se comportó la carga orgánica en ambos reactores a lo largo del experimento. En dicha grafica se observa que la carga orgánica se mantuvo relativamente uniforme desde el día 1 hasta el día 120 dentro de un intervalo de 4.1 a 5.8 gDQOs/m²-d con un promedio de 4.9 gDQOs/m²-d. Cabe mencionar que durante estos 120 días los reactores fueron alimentados solo con agua residual sintética. Es de notarse también que durante los primeros 30 días los valores de la carga orgánica se observan muy fluctuantes, lo cual puede ser atribuible a que los reactores se encontraban todavía en la fase de estabilización. A partir del día 121 se empezó a suministrar las primeras cantidades de lixiviados. Esto se efectuó aumentando paulatinamente las cantidades de lixiviados y disminuyendo la concentración del agua residual sintética de tal manera que la carga orgánica se mantuvo en promedio en 5.5 gDQOs/m²-d. Este valor se conservó uniforme hasta el día 158, fecha en donde se aumentó la cantidad de lixiviados aumentándose también la carga orgánica de ambos sistemas. A partir del día 159 y hasta el día 170, la carga orgánica de ambos sistemas se aumentó a un valor de 7.5 gDQOs/m²-d y al final del experimento aumentó aún más dicha carga orgánica hasta un valor de 9.8 gDQOs/m²-d.

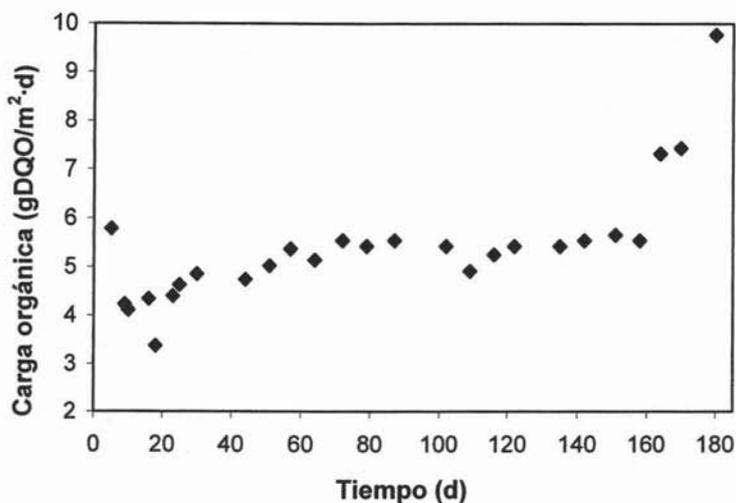


Figura 4.1 Variación de carga orgánica en los dos reactores a lo largo del experimento

Los promedios de remoción de materia orgánica, medida como DQO_s, para ambos reactores, fueron de 85 % mientras se mantuvo la carga orgánica de 5 gDQOs/m²·d. Al aumentar la carga orgánica a 7.5 y 9.8 gDQOs/m²·d las remociones disminuyeron paralelamente en ambos reactores hasta un valor de 34 %. Garzón-Zúñiga y González-Martínez (1996) reportan remociones de 90 % de materia orgánica medida como DQO a cargas orgánicas de 5 gDQO/m²·d (ver capítulo 4.4.1)

En lo que se refiere a la nitrificación, los valores de carga orgánica cercanos a 5.5 gDQO/m²·d (día 1 al 158) permitieron obtener valores de remoción de N-NH₄⁺ de 99 %. Cuando se aumentó la carga orgánica a 7.5 y 9.8 gDQO/m²·d disminuyeron las remociones de amonio a 68 % para el polietileno y 57 % para el hule espuma (capítulo 4.4.2).

De acuerdo a lo que refieren Harremöes (1982) y Hem *et al* (1994), a una carga orgánica superior a 5 gDQOs/m²·d se esperarían valores nulos en las tasas de nitrificación; sin embargo, Comett *et al* (2004) obtuvieron una total nitrificación a cargas

orgánicas entre 20 y 25 gDQOs/m²·d. En este experimento se pudo observar que aún cuando la carga orgánica alcanzó valores de 9.8 gDQOs/m²·d se obtuvieron remociones de amonio considerablemente altas, aunque no se pueda decir lo mismo de la remoción de materia orgánica, la cual fue afectada significativamente por la cantidad de lixiviados agregada.

4.2 pH y temperatura

El pH y la temperatura son parámetros importantes. De acuerdo con Szweringi *et al* (1986), el pH es importante especialmente en los procesos de nitrificación, pues las bacterias *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* prefieren condiciones ligeramente alcalinas y se inhiben a valores inferiores a 6 y superiores a 9.5 en presencia de amonio. En la figura 4.2 se encuentra graficado el pH promedio medido durante el experimento. Se puede observar que existe muy poca variación del mismo tanto en el tiempo como de un reactor a otro. Desde el inicio del experimento y hasta el día 120 el pH del influente se conservó en promedio dentro del intervalo de 7-7.5.

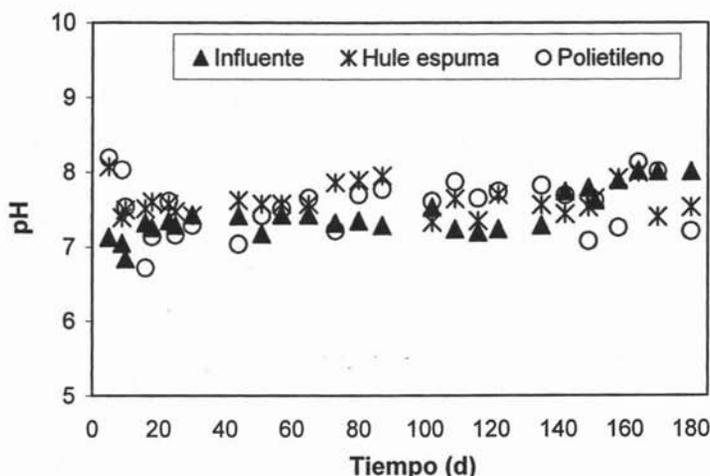


Figura 4.2 Variación del pH en el tiempo

Posteriormente, al agregar los lixiviados a partir del día 121 y hasta el final del experimento el pH en el influente se observa con cierta tendencia a aumentar hasta valores de 8. Esto podría atribuirse al propio pH de los lixiviados el cual es ligeramente alcalino.

Gee *et al* (2004) reportan que el pH óptimo para los procesos de nitrificación está en el intervalo de 8-9 y que los pH bajos pueden inhibir el crecimiento de los organismos nitrificantes favoreciendo el crecimiento de otros organismos no deseados; además, es sabido que la reacción de nitrificación es "consumidora" de alcalinidad o "productora" de acidez, razón por la cual en algunos casos puede ser necesario ajustar el pH (Loukidou y Zouboulis, 2001).

Para el caso de este experimento no se observó la necesidad de modificar el pH en ninguno de los dos reactores, ya que éste se mantuvo en ambos sistemas dentro del intervalo de 7-8. Esto puede ser atribuible a que de acuerdo a lo que reportan Gee *et al* (2004), un aumento en el pH se debe a la alcalinidad generada en la fase de desnitrificación, lo cual podría suponerse que equilibra la acidez generada en la fase de nitrificación. Aunado a lo anterior, Loukidou y Zouboulis (2001) demostraron que los lixiviados contienen suficiente alcalinidad, de tal modo que permiten que se efectúe una adecuada nitrificación refiriendo que el sistema biológico es capaz de amortiguar la producción de ácido.

La temperatura es también un parámetro importante en los procesos biológicos para tratamiento de aguas residuales. La importancia de ésta viene dada porque los cambios en la temperatura del agua residual pueden modificar la velocidad de las reacciones que intervienen en el proceso, así como el desarrollo de ciertas especies de microorganismos, además de afectar la solubilidad del oxígeno (Hem *et al.*, 1994; Metcalf y Eddy, 2003). Mitchel (1974) informa que la temperatura óptima para los organismos nitrificantes es de 30 °C y que su actividad se disminuye conforme se aleja de éste valor hasta quedar desactivadas cuando es menor a 7 °C o superior a los 40°C.

En lo que se refiere a la temperatura, la figura 4.3 muestra los valores promedio observados a lo largo del experimento en el influente y en ambos reactores. Se puede observar que durante los primeros 30 días las temperaturas varían entre 21 y 26 °C. Posteriormente a esta fecha y hasta el final del experimento, es clara la tendencia a mantenerse en un intervalo más cerrado entre 23-25 °C. Esto es debido a que el día 31 se instaló un sistema de calentamiento y conservación de la temperatura del agua de los reactores y del agua sintética del influente. Los reactores se mantuvieron introducidos permanentemente, hasta dos tercios de su altura, en un baño de agua a 25 °C y el agua utilizada para aforar los reactores se mantuvo de manera constante a 30 °C por medio del empleo de una resistencia eléctrica, mientras que el sustrato concentrado se conservó en un refrigerador a 5 °C. En la fase de llenado, la baja temperatura del sustrato concentrado se compensó con la temperatura del agua de dilución del sustrato, la cual como se mencionó, se mantuvo a 30 °C. Mediante este procedimiento se logró conservar la temperatura del agua de los reactores dentro de un intervalo de 23-25 °C notándose además una variación despreciable (0.1-0.3 °C) entre reactores (Helmer y Kunst, 1998).

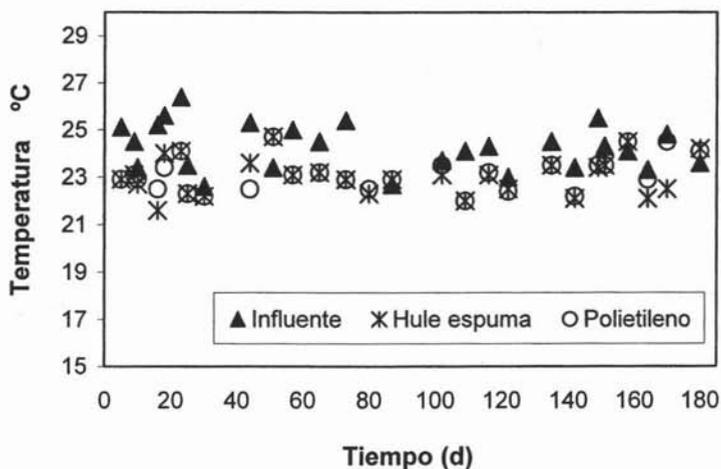


Figura 4.3 Variación de la temperatura con respecto al tiempo

4.3 Oxígeno disuelto

La figura 4.4 muestra los valores promedio en que se mantuvo el oxígeno disuelto en los reactores durante el experimento. Se puede observar que dichos valores se conservaron dentro del intervalo de 2.5 a 3.5 con un promedio en 3.0 y 3.13 para el hule espuma y polietileno respectivamente.

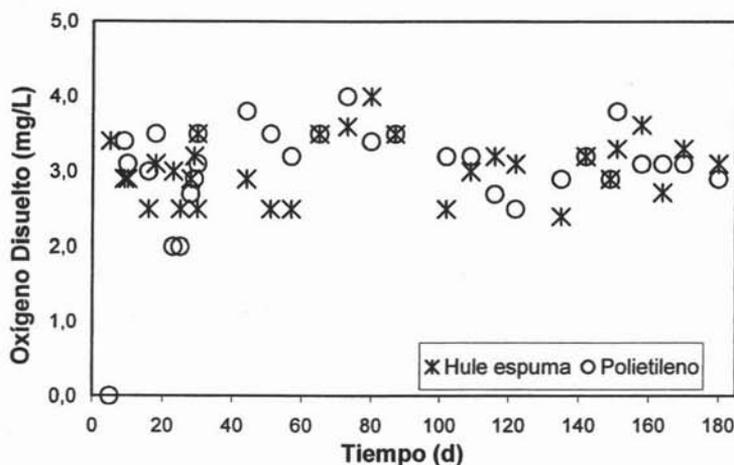


Figura 4.4 Promedio diario de oxígeno disuelto

Se considera necesario señalar las concentraciones de oxígeno disuelto en los reactores porque es un parámetro importante para el desarrollo de bacterias nitrificantes, las cuales efectúan los procesos de transformación del nitrógeno amoniacal a nitratos y porque de acuerdo con Metcalf y Eddy (1996), en teoría, en sistemas de lodos activados, la cantidad de oxígeno transferido en los tanques de aireación es igual a la cantidad de oxígeno demandada por los microorganismos para oxidar la materia orgánica y para mantener los niveles de oxígeno disuelto residual. Cuando el nivel de oxígeno limita el crecimiento de microorganismos pueden predominar los organismos filamentosos, empobreciendo las características de sedimentabilidad y la calidad de los lodos. En la práctica, se debe mantener la concentración de oxígeno disuelto en todos los puntos del reactor entre 1.5 y 4.0 mg/L;

el valor normalmente empleado es de 2.0 mg/L. Metcalf y Eddy (1996), señalan que las concentraciones por encima de 4.0 mg/L no suponen notables mejoras en el proceso, pero encarecen los costos por aireación. Por otro lado, Randall *et al* (1992) informan que cuando la concentración de oxígeno disuelto es inferior a 3.0 mg/L la nitrificación no se lleva al cabo y que la rapidez de nitrificación se hace independiente cuando la concentración de oxígeno disuelto es superior a 1.0 mg/L. Para garantizar que la nitrificación se lleva al cabo sin restricciones se recomienda que la concentración de oxígeno disuelto sea mayor a 3.0 mg/L.

Hem *et al* (1994) refieren que el punto donde el oxígeno disuelto es el factor limitante, sin influencia del amonio, se encuentra en 2 gO₂/gN-NH₄ y el punto donde sólo el amonio se convierte en el factor limitante está por arriba de 5 gO₂/gN-NH₄. Con ello se deduce que la transición de la dependencia del oxígeno al amonio para la nitrificación ocurre en el intervalo de 2-5 gO₂/gN-NH₄.

4.4 Remoción de contaminantes

4.4.1 Remoción de materia orgánica

En lo que respecta a la materia orgánica medida como DQO, se midió de manera puntual y compuesta. Se optó por tomar la DQO soluble (DQO_s) como parámetro de referencia ya que las sustancias que se emplearon para el agua sintética (Tabla 3.1) fueron sustancias solubles.

4.4.1.1 Análisis de muestras compuestas

En la figura 4.5 se grafica el comportamiento de la DQO_s de muestras compuestas a lo largo del experimento. En ella se observa una clara tendencia de la DQO_s del influente a mantenerse cercana a los 100 mg/L, lo cual permitió mantener la carga orgánica de diseño en 5 gDQO_s/m²·d. A partir del día 160, fecha que se empezó a aumentar la proporción de lixiviados, la DQO_s del influente también aumentó gradualmente hasta

alcanzar un valor de 170 mg/L, valor que corresponde a la máxima carga orgánica de 9.8 gDQO_s/m²·d.

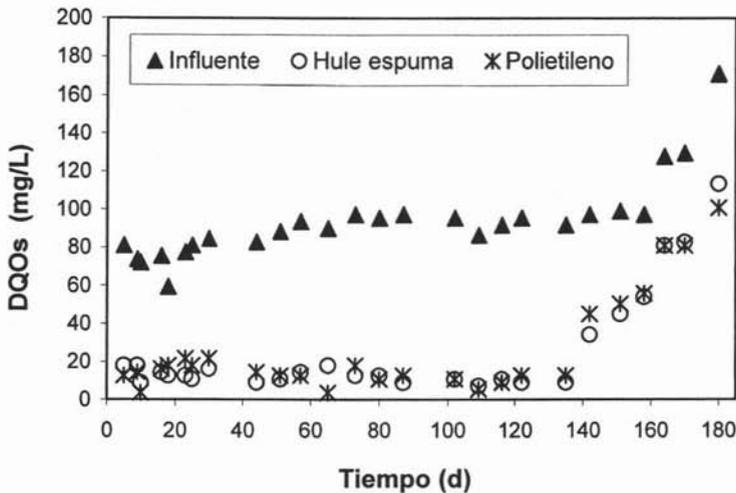


Figura 4.5 Comportamiento de la DQO_s con respecto del tiempo

Los valores de DQO_s de los efluentes se observan uniformemente bajos desde el inicio del experimento y hasta el día 120. A partir de entonces se observan valores más altos en los efluentes de ambos reactores. Esto es debido a que desde esa fecha se inició el suministro de lixiviados, los cuales se fue aumentado gradualmente la cantidad alimentada.

La figura 4.6 muestra la manera en que la remoción de materia orgánica se vio afectada a lo largo del experimento. En la grafica se observan valores de remoción muy similares en ambos reactores alcanzándose en algunos casos remociones de 92 % (día 109) para el hule espuma y 96 % (días 10 y 64) para el polietileno, con un promedio de 85 % para ambos reactores cuando éstos trabajaron sin lixiviados (día 1 al 120). Una vez que se adicionaron los lixiviados, las remociones se observaron notablemente disminuidas en proporción directa a la concentración de los mismos reduciéndose desde 91 y 86 %, logradas el día 135, hasta 34 y 36 % para el hule espuma y polietileno, respectivamente, alcanzadas el día 180.

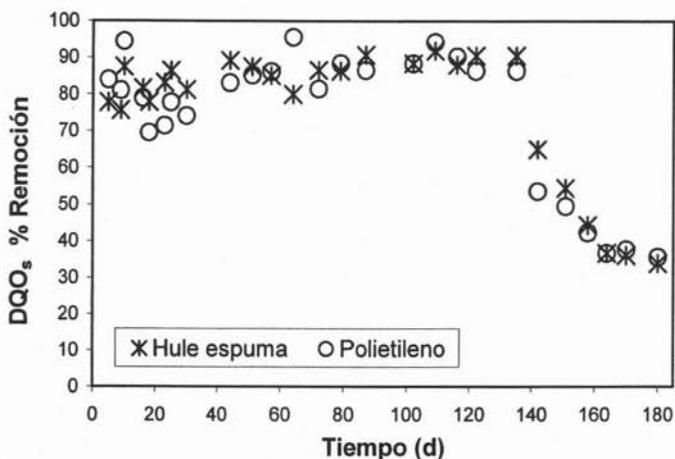


Figura 4.6 Remoción de materia orgánica medida como DQO_5

Comett *et al* (2004), reportan remociones de materia orgánica de 47 % para un material de hule espuma (Linpor) y 39 % para un material de polietileno (Kaldnes), atribuyendo esta diferencia a la estructura porosa del Linpor pues fomenta el crecimiento de microorganismos en los poros y con ello una biopelícula mas profunda. Sin embargo, para el caso de este experimento se observaron eficiencias mayores en el polietileno en la mayoría de las corridas tanto sin lixiviados como con ellos. Esto puede atribuirse a que los microorganismos creciendo dentro del hule espuma limitaron el paso de nutrientes y oxígeno al interior, lo cual afecta negativamente los procesos de nitrificación (Comett *et al.*, 2004).

4.4.1.2 Análisis de un ciclo representativo

La figura 4.7 muestra el comportamiento de la DQO_5 de los reactores sin y con lixiviados para los días 120 y 180, respectivamente. Estos día fueron seleccionados por ser los últimos de trabajo tanto sin como con lixiviados. Para el primer caso, los valores promedio alcanzados en el efluente se encuentran por debajo de 10 mg DQO_5 /L, valor que en ambos reactores se alcanzó dentro de las dos primeras horas de reacción. En el segundo caso, cuando se agregó el 3.5 % de lixiviados, la remoción se vio afectada

obteniéndose un comportamiento como el que se muestra en la figura 4.7. El valor más bajo del efluente fue de 120 mgDQO₅/L. Aún así, se puede observar que este valor obtenido se logra igualmente en las dos primeras horas de reacción. Con base en estos datos y en lo referente a la remoción de materia orgánica como DQO₅, se podría pensar en reducir los ciclos de operación, pues el mínimo valor alcanzado se logra en solo dos horas. Comparativamente entre reactores, se nota una ligera mayor remoción de 14 mg DQO₅/L del hule espuma cuando se agregó la mayor proporción de lixiviados (día 180). En otras proporciones adicionadas no se observaron diferencias importantes y sin lixiviados tampoco se puede afirmar una diferencia significativa entre reactores.

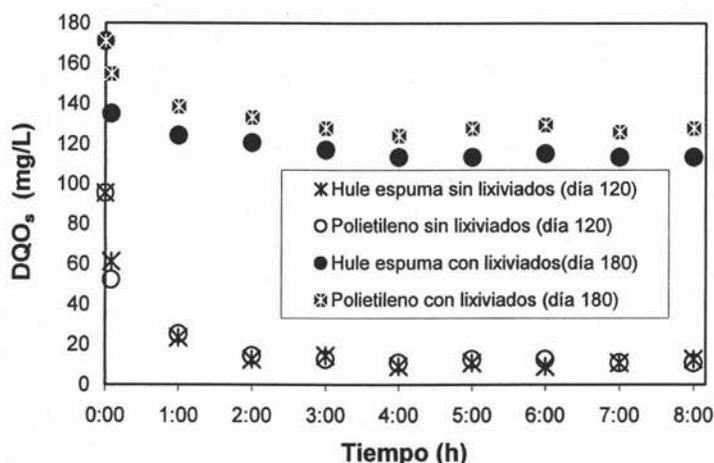


Figura 4.7 Ciclos representativos del comportamiento de la DQO₅ con y sin lixiviados

La figura 4.8 muestra la relación entre la remoción de DQO₅ y la carga orgánica. En ella se observa un grupo de valores superiores al 70 % de remoción de DQO₅ que corresponden a la operación de los reactores sin adición de lixiviados. Se observa también que con la carga de 5.5 gDQO₅/m²·d los valores varían desde el 42 al 90 % de remoción de DQO₅. Esto se debe a que se combinaron los lixiviados con las aguas residuales sintéticas para dar una DQO₅ total de 100 mg/L sin que se modificara el valor de la carga orgánica. Al aumentar la proporción de lixiviados disminuyó la remoción de DQO₅.

En la figura 4.8 los valores de remoción de DQO_s más bajos corresponden a los ciclos en los cuales se adicionó mayores cantidades de lixiviados haciendo que aumentaran los valores de la DQO_s y, como consecuencia, de la carga orgánica hasta llegar a valores cercanos a los 10 mgDQO_s/m²-d.

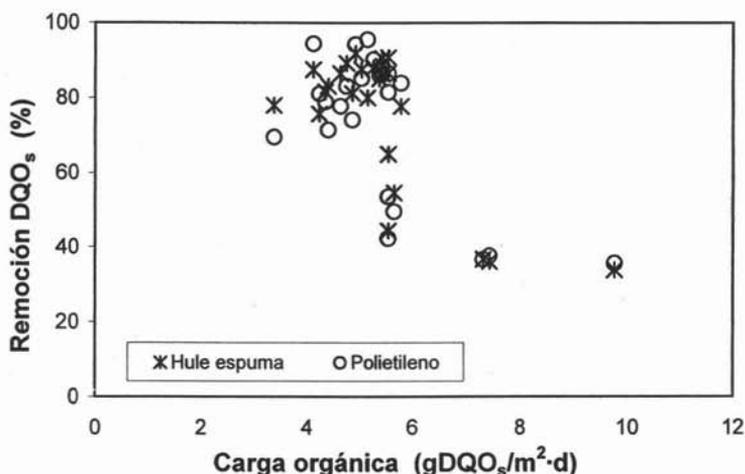


Figura 4.8 Remoción de DQO_s en función de la carga orgánica

En la figura 4.9 se puede observar el comportamiento de la DQO_s como función del porcentaje de los lixiviados agregados. Es importante señalar que este porcentaje se refiere al total del volumen de cada ciclo, es decir, los reactores trabajaron con un volumen útil de 8 litros y cuando se agregó el 0.5 % de lixiviados se agregaron 40 ml. Debido a que la DQO_s de los lixiviados puros fue de 5,000 mg/L estos 40 ml representaron un DQO_s aportada de 25 mg/L (tabla 3.2 del capítulo de metodología).

La figura 4.9 muestra los valores de DQO_s alcanzados de los efluentes de los reactores como una función de las cantidades de lixiviados suministrados. Los tres primeros puntos del influente corresponden a 0.5, 1.0 y 1.5 % de lixiviados adicionados. Aún cuando la carga orgánica para estos tres primeros puntos fue la misma (5 gDQO_s/m²-d), los valores de DQO_s obtenidos en los efluentes aumentaron con la

cantidad de lixiviados. Esto puede atribuirse a que mientras la DQO_s del agua sintética disminuía, la DQO_s de los lixiviados suministrados aumentaba, por lo que aumentaban las sustancias recalcitrantes suministradas a los reactores. De acuerdo con Monje (2004) este es un resultado esperado debido a la cantidad de compuestos recalcitrantes contenidos en los lixiviados y a la baja relación de DBO/DQO (<0.25) para este caso. Una forma en que posiblemente puedan ser aumentadas las remociones de materia orgánica es, aumentando los tiempos de adaptación de los microorganismos a los compuestos de los lixiviados en sus diferentes proporciones.

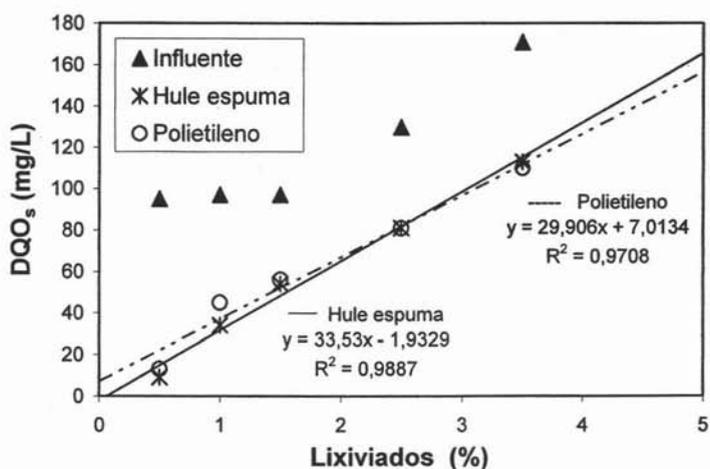


Figura 4.9 DQO_s de los efluentes en función del por ciento de lixiviados suministrados a los reactores.

Los siguientes dos y últimos puntos de esta misma figura corresponden a 2.5 y 3.5 % de lixiviados adicionados. En estos puntos los valores de los efluentes tienden a seguir aumentando, pero cabe señalar que en estos casos la carga orgánica aumentó a 7.4 y 9.8 $gDQO_s/m^2 \cdot d$, respectivamente. Se puede observar que, comparativamente entre reactores, las tendencias de comportamiento fueron similares y no se aprecian diferencias que puedan considerarse significativas.

En la figura 4.10 se puede apreciar como las remociones de DQO₅ para ambos reactores disminuyen de manera no lineal conforme aumenta la cantidad de lixiviados agregados. Los valores de remoción de DQO₅ indican una tendencia hacia valores mínimos cercanos al 40 % al aumentar la carga orgánica.

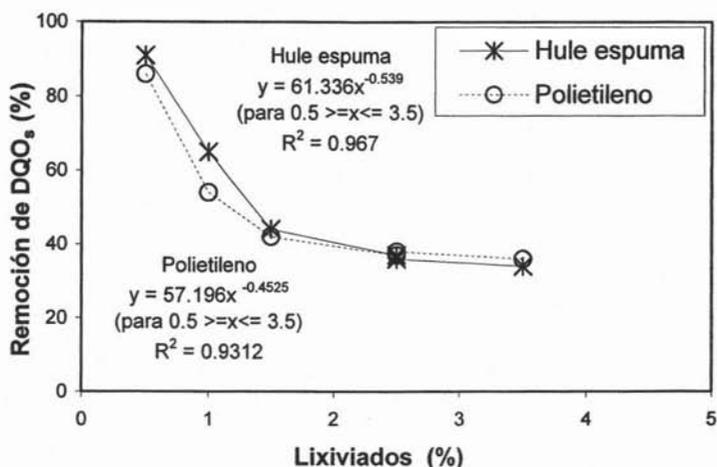


Figura 4.10 Remoción de DQO₅ en función de la cantidad de lixiviados agregados.

4.4.2. Compuestos nitrogenados

4.4.2.1 Amonio

En lo que respecta al N-NH₄⁺ se puede ver en la figura 4.11 que la concentración en el influente se mantuvo alrededor de 20-25 mg N-NH₄⁺/L, mientras que los efluentes se movieron en el intervalo de 5-20 mg/L para ambos reactores cuando éstos trabajaron sin lixiviados hasta el día 120. En el día 135, uno de los días en que los reactores trabajaron con la menor proporción (0.5 %) de lixiviados, se obtuvo una mayor remoción de N-NH₄⁺ en ambos reactores; esto podría indicar una estimulación de los procesos de nitrificación por el aporte de los lixiviados en baja proporción.

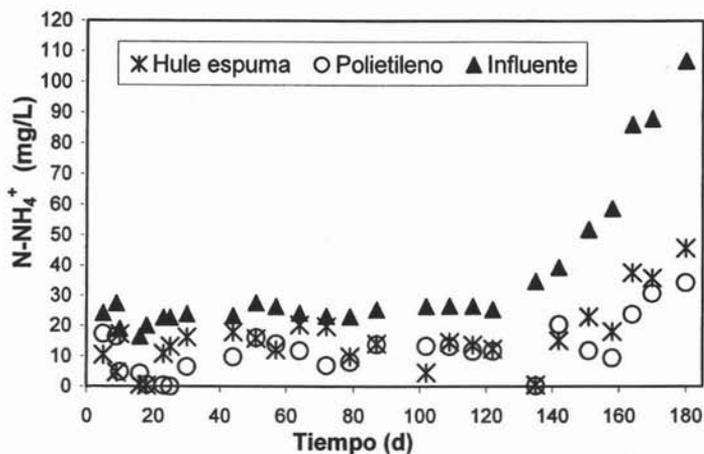


Figura 4.11 Comportamiento del $N-NH_4^+$

En la figura 4.12 se observan los valores de remoción de amonio. La tendencia de comportamiento no es clara en ninguno de los dos reactores a lo largo del experimento pues los valores entre los que fluctúan los efluentes son dispersos.

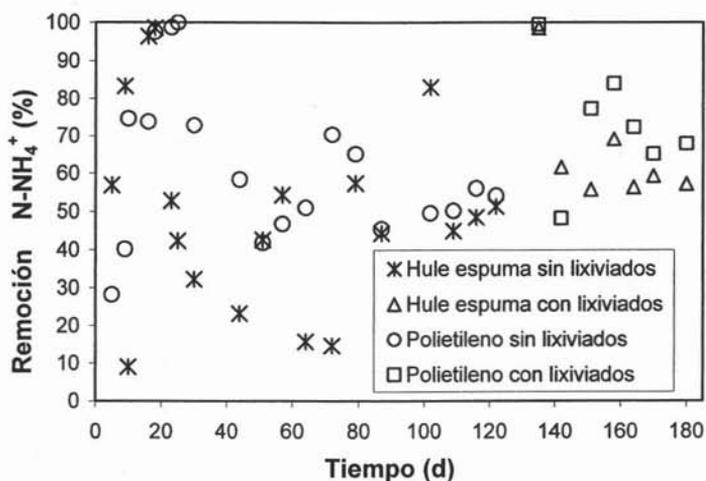


Figura 4.12 Porcentajes de remoción de $N-NH_4^+$

Se observa en la figura anterior que las remociones del reactor de polietileno (puntos cuadrados) tienden a mantenerse agrupadas dentro del intervalo de 48 a 84 %, a pesar

de que le fueron adicionados los lixiviados en sus diferentes cantidades, esto puede ser indicativo de una mayor resistencia a los lixiviados, de los microorganismos creciendo en el material de polietileno.

Con el fin de poder efectuar una comparación entre ambos reactores, los valores de remoción de $N-NH_4^+$ sin y con lixiviados se muestran en la tabla 4.1.

Tabla 4.1 Remociones de $N-NH_4^+$ en ambos reactores sin y con lixiviados

	Reactor	Remoción de $N-NH_4^+$ (%)			
		Mínimo	Máximo	Promedio	Desviación
Sin lixiviados	Hule espuma	9	100	49	27
	Polietileno	28	100	62	20
Con lixiviados	Hule espuma	62	99	65	15
	Polietileno	48	99	74	15

La carga orgánica es otro factor que también influye en la remoción de amonio. La figura 4.13 muestra que las más altas remociones de $N-NH_4^+$ para ambos reactores se obtuvieron para cargas orgánicas entre 4 y 6 $gDQO_5/m^2 \cdot L$. Los puntos negros en esta figura indican las remociones de $N-NH_4^+$ que se obtienen a cargas de 5.5, 5.7, 7.3, 7.4 y 9.8 $gDQO_5/m^2 \cdot L$ y corresponden a las fechas en que los reactores trabajaron con lixiviados.

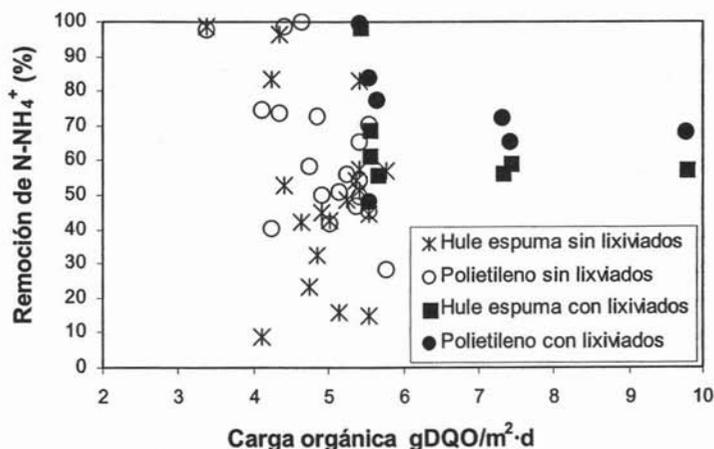


Figura 4.13 Remoción de $N-NH_4^+$ con respecto a la carga orgánica

Se puede observar en la figura 4.13 que las remociones de N-NH_4^+ se vieron afectados significativamente cuando se aumentó la proporción de lixiviados y, consecuentemente, la carga orgánica, disminuyendo de 99 % ($\text{CO} = 5.5 \text{ gDQO}_5/\text{m}^2\cdot\text{d}$) a 56 y 65 % para hule espuma y polietileno respectivamente ($\text{CO} = 9.8 \text{ gDQO}_5/\text{m}^2\cdot\text{d}$). Sin embargo, también bajo esta condición (con lixiviados) los valores de remoción para el polietileno se mantuvieron por arriba de los del hule espuma.

La figura 4.14 muestra los perfiles de dos ciclos para cada reactor sin lixiviados. Estos ciclos corresponden a los días en que se observó la menor y la mayor actividad. Los días con menor actividad se muestran con líneas punteadas y en este caso los reactores obtienen remociones de 15 y 34 % para el hule espuma y polietileno, respectivamente. En el caso de los ciclos con mayor actividad (líneas continuas) se obtuvieron remociones del 100 %. Se observa que el N-NH_4^+ en ambos reactores tiene un comportamiento regular y predecible desde el punto de vista de que la tendencia es de una rápida disminución desde el primer momento del inicio del ciclo para luego disminuir de manera continua hacia el final del mismo.

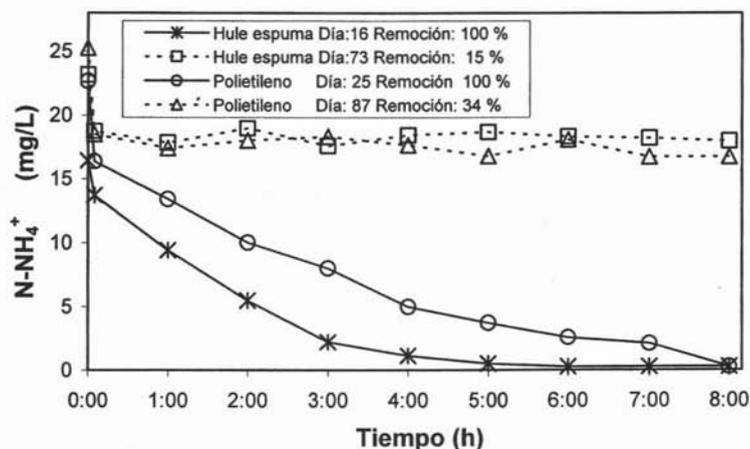


Figura 4.14 Perfil de funcionamiento de los ciclos con menor y mayor actividad sin lixiviados

La figura 4.15 muestra el comportamiento de dos ciclos de funcionamiento cuando los reactores trabajaron con lixiviados. Las curvas con líneas discontinuas indican los ciclos con menor actividad y las líneas continuas se refieren a los días en que se presentó la mayor de las actividades. Los valores mínimos de remoción logrados fueron de 58 % para el polietileno y 51 % para el hule espuma. Los máximos valores obtenidos fueron del 99 % en ambos reactores.

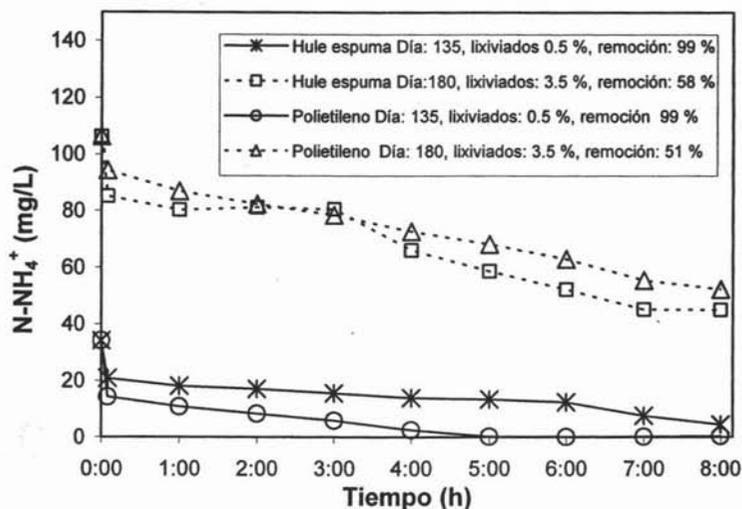


Figura 4.15 Perfil de funcionamiento de los ciclos con mayor y menor actividad con lixiviados

Los valores de remoción de $N-NH_4^+$ correspondientes a los diferentes porcentajes de lixiviados utilizados se muestran en la figura 4.16. Los mayores valores se obtuvieron cuando se agregó el 0.5 % de lixiviados lográndose remociones de 99 % para ambos reactores. Lo anterior habla de una respuesta positiva de las bacterias nitrificantes ante la presencia de pocos lixiviados. A medida que se fue agregando mayor cantidad de lixiviados disminuyeron en ambos reactores las remociones, atribuible al aumento de la carga de nitrógeno contenido en los lixiviados, la cual se aumentó hasta en 400 %. Otro punto de interés es el de 3.5 % de lixiviados, donde la carga orgánica de los sistemas aumentó a $9.8 \text{ gDQO}_5/\text{m}^2\text{-d}$ disminuyendo la remoción de $N-NH_4^+$ a 68 y 57 % para el polietileno y hule espuma, respectivamente.

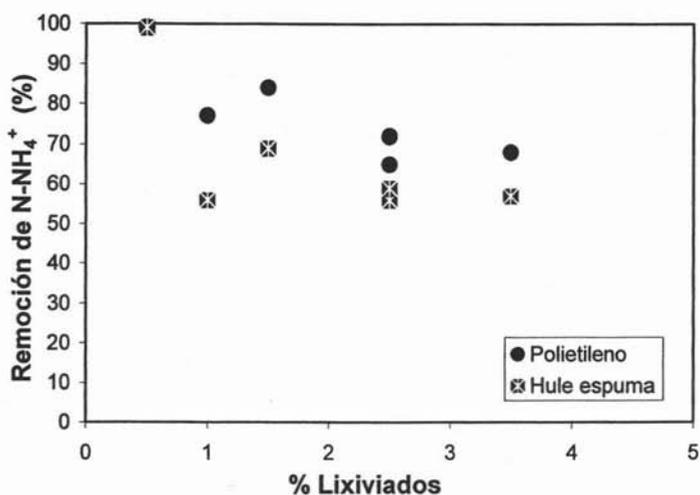


Figura 4.16 Valores de remoción de N-NH_4^+ con respecto al porcentaje de lixiviados

4.4.2.2 Nitritos

En la segunda fase de la nitrificación los nitritos son oxidados a nitratos por otro grupo de bacterias autótrofas. Las *nitrosomonas* oxidan el amonio a nitritos y, tradicionalmente se sabe que las *nitrobacter* oxidan los nitritos a nitratos, sin embargo, Wagner *et al* (1996), Daims *et al* (2001) y Garzón-Zúñiga (2005) refieren que en aguas residuales, la nitratación se efectúa por bacterias del grupo *nitrospira* y no por *nitrobacter*. La presencia de nitritos es una fase transitoria en el proceso de nitrificación, por ello se espera que sean detectados en cantidades muy pequeñas. La figura 4.17 muestra que la presencia de nitritos en ambos reactores a lo largo de este experimento tuvo un comportamiento irregular, aún cuando sus valores en el influente siempre fueron despreciables. Al inicio del experimento se observaron concentraciones en los efluentes por arriba de 3.0 mg/L. A medida que el tiempo fue avanzando las concentraciones disminuyeron a valores por debajo de 0.5 mg/L. Posteriormente volvieron a aumentar

las concentraciones de nitritos en los efluentes una vez que se agregaron los lixiviados a los reactores.

Cabe mencionar que las diferencias de comportamiento entre ambos reactores en lo que se refiere a este parámetro no son significativas. Sin embargo, se puede notar que los valores de producción de nitritos del reactor de polietileno se mantuvieron por arriba de las del reactor de hule espuma.

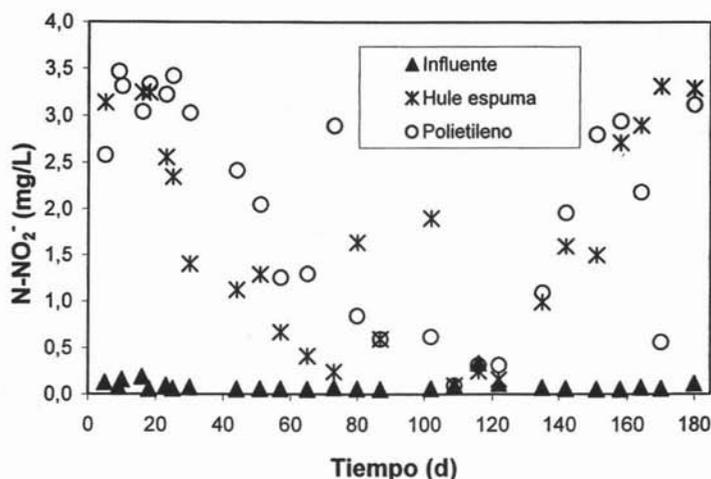


Figura 4.17 Comportamiento de los nitritos durante el experimento

La figura 4.18 muestra tres perfiles de comportamiento del N-NO_2^- de cada reactor correspondientes a ciclos de tres fechas distintas, cuando no todavía se agregaban los lixiviados. Las 4 curvas que tienden a valores por arriba de 3 $\text{mg N-NO}_2^-/\text{L}$ corresponden a los primeros ciclos cuando los reactores iniciaban su funcionamiento y estaban en proceso de estabilización. Se puede observar en ambos reactores un aumento en la concentración de N-NO_2^- con respecto al tiempo para alcanzar valores máximos de 3.4 mg/L . Las curvas con valores mínimos corresponden a fechas posteriores y muestran valores prácticamente nulos, los cuales, de acuerdo con Welander *et al* (1997), son indicativos de la estabilización de los reactores.

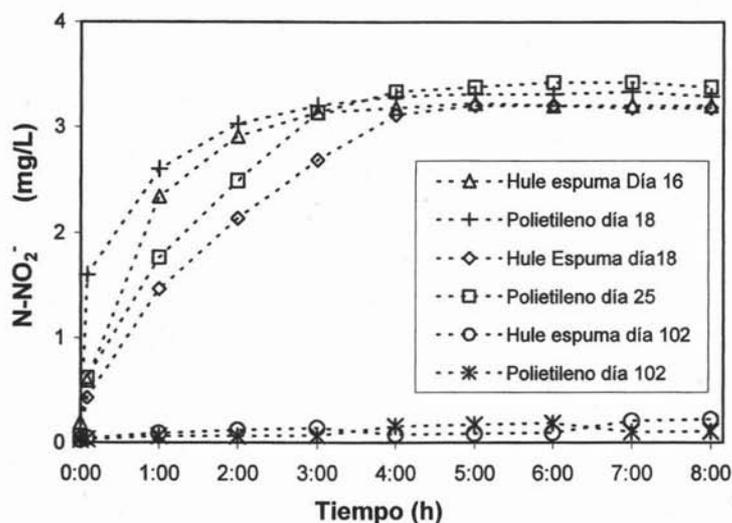


Figura 4.18 Perfiles de comportamiento de $N\text{-NO}_2^-$ sin lixiviados.

Los perfiles de comportamiento de $N\text{-NO}_2^-$ de 3 ciclos con lixiviados se muestran en la figura 4.19, donde se puede notar, a diferencia de los ciclos sin lixiviados que, conforme aumentó el por ciento de éstos en los reactores, las concentraciones de nitritos también aumentaron.

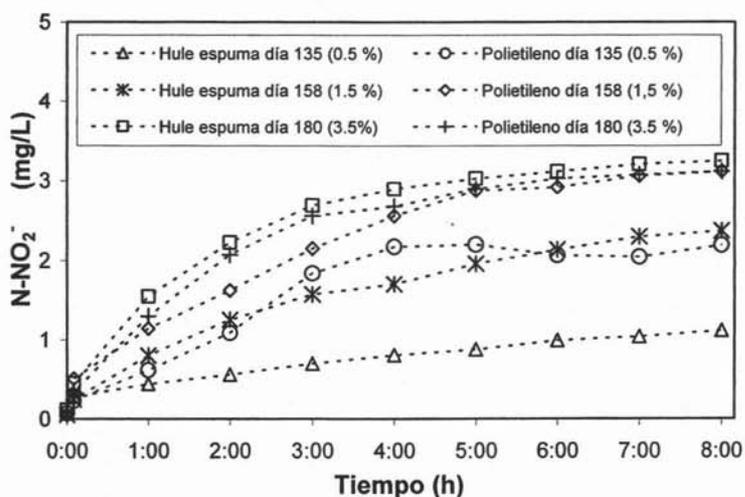


Figura 4.19 Perfiles de comportamiento de $N\text{-NO}_2^-$ con lixiviados

Welander *et al* (1997) refieren que en el caso del tratamiento de lixiviados, los cuales generalmente tienen altos contenidos de nitrógeno, se encuentran dificultadas respecto a la nitrificación, especialmente en la acumulación de iones nitrito en los sistemas. En esta figura se observa, de manera similar a la figura 4.13 que los valores tienden a la estabilidad con máximos cercanos a los 3 mg/L.

4.4.2.3 Nitratos

La nitrificación es el término usado para describir el proceso biológico de dos pasos en el cual el $N-NH_4^+$ es oxidado primero a $N-NO_2^-$ y luego a $N-NO_3^-$. Por ello, es de esperarse que en un sistema diseñado para nitrificar se obtengan en el efluente valores de $N-NO_3^-$ altos y estequiométricamente equivalentes a las cantidades de nitrógeno amoniacal del influente. Pero cuando un sistema está diseñado para nitrificar y desnitrificar se esperarían valores bajos de $N-NO_3^-$ y de $N-NH_4^+$. En los sistemas con este diseño, generalmente las fases de nitrificación y desnitrificación están separadas en tiempo o en espacio y el seguimiento del comportamiento del nitrógeno en sus distintas etapas resulta más asequible. Sin embargo, en sistemas como el de este experimento en donde se esperan procesos simultáneos de nitrificación y desnitrificación resulta menos sencillo presentar de manera aislada la forma en que se comportan las distintas formas del nitrógeno en cualquier momento del tratamiento y particularmente la del $N-NO_3^-$. Por ello, este subcapítulo solo se limita a presentar los datos generales de los nitratos en el influente y efluentes respectivos de cada reactor con la intención de que en el siguiente subcapítulo quede más clara la forma en que se efectuó la remoción de nitrógeno en cada uno de los reactores.

La figura 4.20 muestra la manera en que se comportó el $N-NO_3^-$ a lo largo del experimento, sin embargo, ésta no es indicativa de la existencia o ausencia de procesos de nitrificación. De esta figura solo se puede señalar que el $N-NO_3^-$ en el influente se observa irregular, lo cual podría atribuirse a las diferentes concentraciones de esta forma de nitrógeno en el agua con que fue preparado el sustrato y quizá a la posible presencia de reacciones en el recipiente de influente antes del llenado de los reactores.

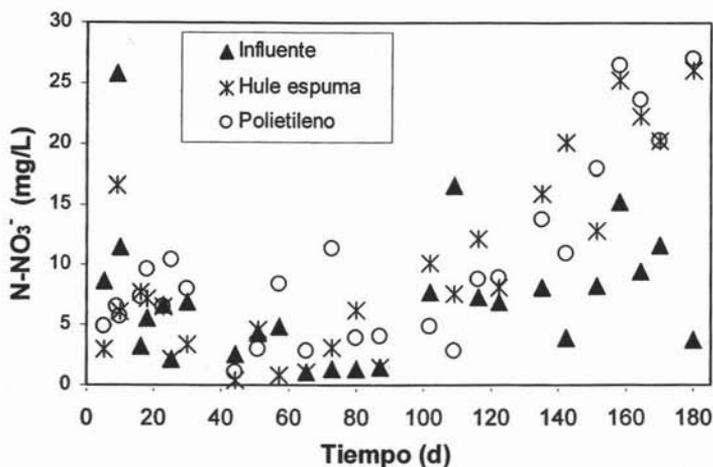


Figura 4.20 Comportamiento del N-NO_3^- a lo largo del trabajo experimental.

4.4.2.4 Nitrificación y desnitrificación simultáneos

La remoción biológica tradicional de nitrógeno de amonio involucra dos distintos procesos, la nitrificación del amonio seguida de la desnitrificación a N_2 bajo condiciones anóxicas. Otros autores sostienen que la nitrificación/desnitrificación simultánea propicia la acumulación de nitritos y la actuación de bacterias nitrificantes/desnitrificantes como la *Thiosphaera pantotropha* o *Nitrosomonas sp* sin pasar por la fase de producción de nitratos (Helmer y Kunst, 1998). En este trabajo se presentan los resultados que presumen la presencia de procesos de nitrificación y desnitrificación simultánea vía nitratos y que muestran que el medio de soporte es un factor importante para el crecimiento de películas gruesas que favorecen este tipo de procesos.

En la 4.4.2.1 se mencionó la remoción de N-NH_4^+ pero es necesario notar que en la remoción total de nitrógeno se deben considerar los compuestos nitrogenados existentes en el agua a tratar como N-NH_4^+ , N-NO_3^- , N-NO_2^- y nitrógeno orgánico en el influente y en el efluente.

Para analizar la remoción de compuestos nitrogenados, éstos fueron considerados como nitrógeno inorgánico en el influente y en el efluente de cada reactor (figura 4.21). Se puede observar a primera vista en esta figura que existe una diferencia entre el nitrógeno inorgánico del influente y los efluentes de cada reactor, lo que indica que, en mayor o menor grado se presentaron procesos de nitrificación y desnitrificación simultánea que promovieron la remoción de nitrógeno.

Las cantidades de N-NO_2^- y N-NO_3^- formados fueron menores que las correspondientes al N-NH_4^+ presente originalmente. Garzón-Zúñiga y González-Martínez (1996) afirman que esto puede explicarse debido a la desnitrificación simultánea en un medio aerobio y, de acuerdo con Helmer y Kunst (1998), se puede suponer que hubo una conversión a gas como producto final por la desnitrificación pues se observa que a lo largo del experimento las cantidades de nitrógeno inorgánico en el efluente fueron menores que las correspondientes al influente.

En la primera fase del experimento hasta el día 120, los valores promedio de nitrógeno inorgánico en los que se mantuvo el influente se encuentran en el intervalo de 25-32 $\text{mgN}_{\text{inorg}}/\text{L}$ y los promedios de los efluentes están entre 15 y 25 $\text{mgN}_{\text{inorg}}/\text{L}$ para ambos reactores. En esta fecha fue cuando se inicio la dosificación de lixiviados; se puede observar que en ese mismo día los efluentes alcanzaron sus valores más bajos (15-16 $\text{mgN}_{\text{inorg}}/\text{L}$). Estos valores corresponden a la mayor de las remociones para el funcionamiento de los reactores con lixiviados y al porcentaje mínimo agregado (0.5 %). A partir de entonces los valores de N_{inorg} en los efluentes aumentaron de manera proporcional a los del influente, originado por el aumento de la carga de nitrógeno al aumentar la cantidad de lixiviados agregados y, aunque se puede observar mayor cantidad de N_{inorg} removido conforme se aumentaron los lixiviados (figura 4.21), las remociones de N_{inorg} para ambos reactores disminuyeron como se muestra en las figuras 4.22 y 4.23.

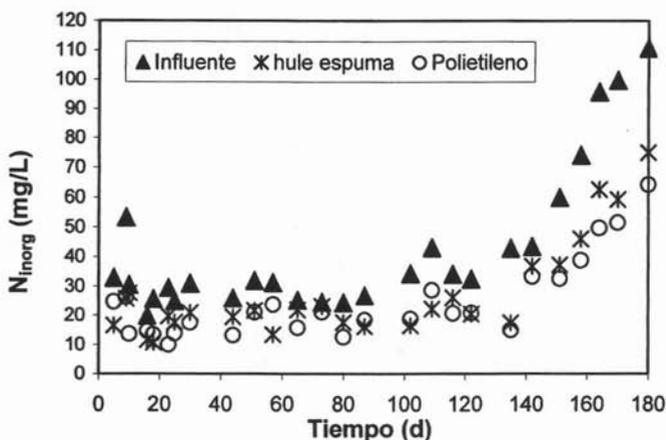


Figura 4.21 Concentraciones de nitrógeno inorgánico ($N-NH_4^+$, $N-NO_3^-$, $N-NO_2^-$) en influente y efluentes

La figura 4.22 muestra los porcentajes de remoción de N_{inorg} de ambos reactores a lo largo del experimento. Dichos valores de remoción no presentan un comportamiento regular pues varían en un intervalo muy amplio entre un mínimo de 14% y un máximo de 66 % de remoción para el reactor de polietileno y de 6 a 59 % para el de hule espuma. El promedio de remoción fue de 43 % para el polietileno y 36 % para el hule espuma con una desviación estándar de 13 y 16 % respectivamente. A partir del día en el que se inicia la adición de lixiviados se observa un comportamiento más regular en donde los valores de remoción del reactor de polietileno son ligeramente superiores a los del reactor de hule espuma.

La figura 4.23 muestra los valores de remoción de N_{inorg} en ambos reactores cuando estos trabajaron con lixiviados. Se puede ver que el valor mínimo al que tiende la remoción de $N-NH_4^+$ en el reactor de polietileno es de 48 % y de 38 % en el caso del hule espuma. También se observa que la remoción disminuye de forma regular al aumentar el volumen de lixiviados.

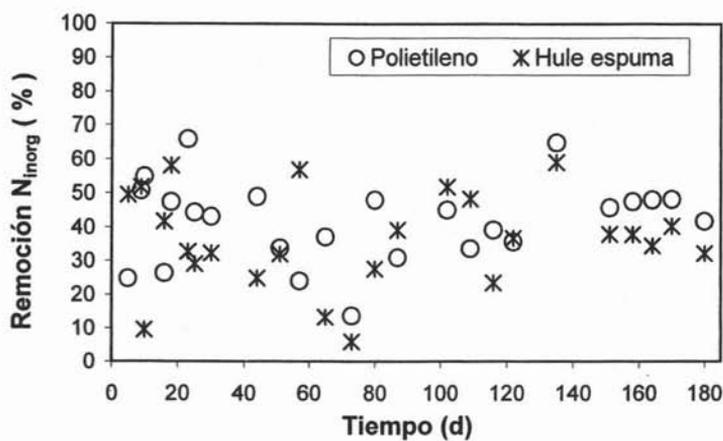


Figura 4.22 Remoción de N_{inorg} en los dos reactores a lo largo del experimento

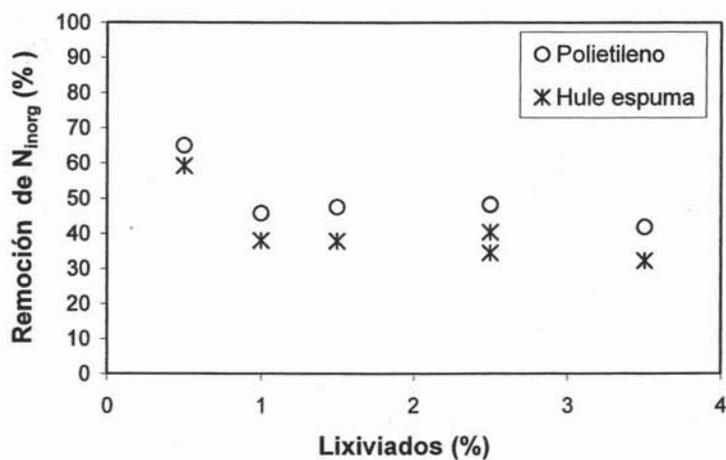


Figura 4.23 Remoción de N_{inorg} con respecto al volumen de liiviados

4.4.2.5 Análisis de ciclos para remoción de nitrógeno

En este subcapítulo se presentan las curvas de comportamiento correspondiente a un ciclo de trabajo de cada reactor sin y con lixiviados con la finalidad de ilustrar de manera general la forma en que se comportaron los reactores en lo que se refiere particularmente a la remoción de nitrógeno. Primero se presentan las curvas correspondientes a ciclos sin lixiviados mostrándose aquellos con mayor actividad y remoción de nitrógeno (días 16 para el hule espuma y 102 para el polietileno). Posteriormente se presentan los ciclos correspondientes a los días en que los reactores trabajaron con lixiviados (día 135 para ambos reactores).

La figura 4.24 muestra el ciclo del reactor de hule espuma del día 16, fecha en que dicho reactor obtuvo el valor máximo de remoción de N-NH_4^+ . Se registraron los siguientes valores de entrada: $\text{N-NH}_4^+ = 22.5 \text{ mg/L}$, $\text{N-NO}_3^- = 3 \text{ mg/L}$ y $\text{N-NO}_2^- = 0 \text{ mg/L}$. La carga orgánica para este ciclo fue de $4.3 \text{ gDQO}_5/\text{m}^2\cdot\text{d}$, las variaciones de O_2 se movieron dentro del intervalo de 2-5 mg/L y el valor promedio del pH se mantuvo en 7.85.

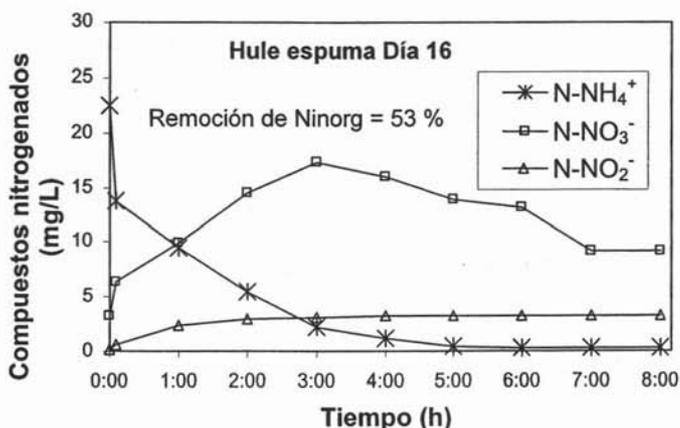


Figura 4.24 Ciclo de trabajo del reactor de hule espuma correspondiente al día 16.

Se observa en la figura anterior que el valor más bajo de N-NH_4^+ (2.2 mg/L) fue alcanzado en las tres primeras horas de reacción, mismo tiempo en que se logró el valor máximo de N-NO_3^- (17.3 mg/L). Con esto se puede afirmar que la transformación de nitrógeno amoniacal fue a través de procesos de nitrificación. También se observa una clara disminución de los nitratos hasta un valor mínimo de 9 mg/L y la producción de nitritos a un valor máximo de 3 mg N-NO_2^- /L. Lo anterior podría indicar la existencia de las condiciones apropiadas en el interior de la biopelícula que promovieron la desnitrificación simultánea, a pesar de que altas concentraciones de oxígeno fueron suministradas. Los valores finales del efluente fueron: $\text{N-NH}_4^+ = 0$ mg/L, $\text{N-NO}_3^- = 9$ mg/L y $\text{N-NO}_2^- = 3$ mg/L. La remoción de nitrógeno inorgánico para este caso fue de 53 %.

La figura 4.25 muestra un ciclo de trabajo del reactor de polietileno correspondiente al día 102. Las condiciones de trabajo de este día fueron: Carga orgánica = 5.4 gDQOs/m²·d, oxígeno disuelto = 3.2 mg/L y pH = 7.61. Los valores de influente fueron: $\text{N-NH}_4^+ = 26.4$, $\text{N-NO}_3^- = 7.8$ y $\text{N-NO}_2^- = 0$ mg/L. En este caso cabe resaltar que aun cuando los procesos de nitrificación no fueron tan marcados como en el hule espuma, la remoción de nitrógeno inorgánico fue superior, lo cual es atribuible a mejores procesos de desnitrificación simultánea que evitaron una mayor acumulación de nitratos. La curva del N-NH_4^+ presenta un constante descenso a lo largo de todo el ciclo y la curva de nitritos aunque se nota un ligero aumento después de la tercera hora de trabajo, no alcanza valores por arriba de 1.5 mg/L y al final desciende hasta un valor inferior a 1.0 mg/L. Los valores del efluente fueron: $\text{N-NH}_4^+ = 4.08$ mg/L., $\text{N-NO}_3^- = 2.3$ mg/L y $\text{N-NO}_2^- = 0.8$ mg/L. La remoción de nitrógeno inorgánico para esta fecha fue de 79 %.

Para el caso del reactor con polietileno, ninguno de los ciclos con mayor remoción de N-NH_4^+ (Días, 9, 10 y 28) coincide con el ciclo de mayor remoción de N_{inorg} (día 102). Esto se explica ya que un mejor proceso de desnitrificación se presentó el día 102 en donde los valores de los compuestos inorgánicos nitrogenados se observan con valores bajos al final del ciclo.

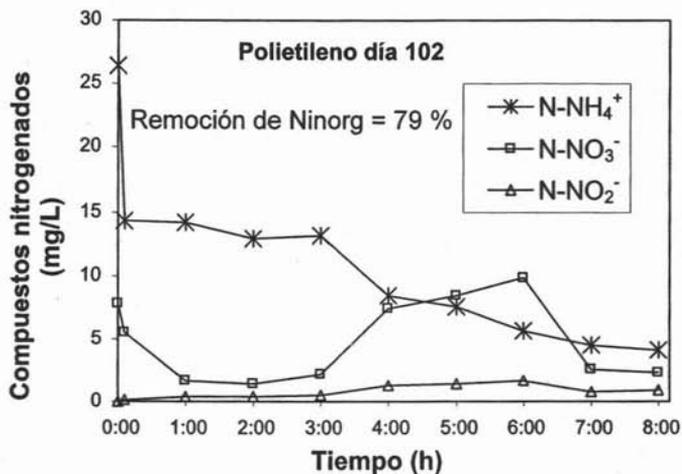


Figura 4.25 Ciclo de trabajo del reactor de polietileno correspondiente al día 102.

Las figuras 4.26 y 4.27 muestran los ciclos de los reactores de hule espuma y polietileno, respectivamente, del día 135 cuando éstos trabajaron con 0.5 % de lixiviados. El valor de N-NH_4^+ del influente para ambos reactores fue de 35 mg/L. Para el caso del hule espuma la carga orgánica de ese día fue de 5.4 g/DQO₅/m²·d, el pH fue de 7.7 y el oxígeno disuelto promedio fue de 2.6 mg/L. La concentración de N-NO_3^- del influente fue de 8 mg/L y los nitritos se pueden considerar despreciables.

Para el caso del hule espuma, se puede observar en la figura 4.26 que en los primeros 5 minutos el amonio sufrió una disminución a un valor de 21 mg/L lo cual puede ser atribuible a fenómenos de adsorción de las moléculas de compuestos nitrogenados a la biopelícula (Gieseke *et al.*, 2002). Posteriormente, el amonio fue transformado paulatinamente hasta alcanzar un valor final de 5 mg/L. Mientras tanto, el N-NO_3^- sufrió un descenso hasta un valor de 5 mg/L en la primera hora de trabajo seguido de un constante aumento hasta su valor final al término del ciclo de 15 mg/L. Los nitritos, sin sufrir grandes cambios en su comportamiento, alcanzaron un valor final de 1 mgN- NO_2^- /L. La remoción de nitrógeno inorgánico fue de 51 %.

Para explicar la baja producción de nitratos y nitritos en comparación con el amonio transformado se propone que en el interior de la biopelícula formada sobre los medios de soporte se llevó al cabo una nitrificación y desnitrificación simultánea (Loukidou y Zouboulis, 2001).

Un mecanismo propuesto para la desnitrificación simultáneas es que N-NO_2^- y N-NO_3^- son formados en la parte aerobia de la biopelícula y difundidos a ambos lados de la biopelícula. La parte del óxido de nitrógeno que se difunde hacia las capas anaerobias es reducido a nitrógeno molecular. El resto es liberado al líquido y eventualmente se difunde hacia las capas profundas de la biopelícula para ser reducido (Garzón-Zúñiga y González-Martínez, 1996).

Gönenc y Harremoës (1990) sugieren que la nitrificación es insignificante en la parte exterior de la biopelícula donde ocurre la mineralización. Esta propuesta permite suponer una biopelícula multicapa, incluyendo la película líquida, una capa heterótrofa aeróbica, una capa nitrificante y una capa anaeróbica próxima a la superficie del medio de soporte (Hem *et al.*, 1994).

Para el caso del polietileno (figura 4.27), el valor de N-NO_3^- de entrada fue 8 mg/L, el de N-NO_2^- fue prácticamente nulo y el de amonio fue de 35 mg/L. En este reactor, al igual que en el reactor de hule espuma, el amonio sufrió una caída drástica de 35 a 15 mg/L en los primeros 5 minutos de reacción para luego descender más lentamente hasta su valor mínimo de 1 mg/L, el cual se logró a la quinta hora de reacción. La caída drástica se puede explicar, como se dijo anteriormente, por fenómenos de adsorción de compuestos nitrogenados en la biopelícula. Para el caso del N-NO_3^- también se presentó una caída inmediata de 8 a 4 mg/L en los primeros 5 minutos para posteriormente iniciar el proceso de nitrificación a lo largo del ciclo logrando un valor máximo de 18 mg/L en la cuarta hora de trabajo y luego descender posteriormente a un valor mínimo de 14 mg/L al final del ciclo. La remoción de nitrógeno para esta fecha fue de 65 %.

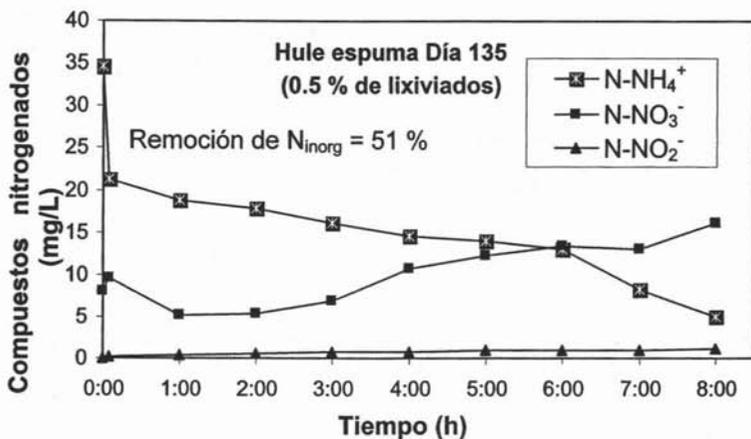


Figura 4.26 Ciclo de trabajo del reactor de hule espuma correspondiente al día 135 con 0.5 % de lixiviados

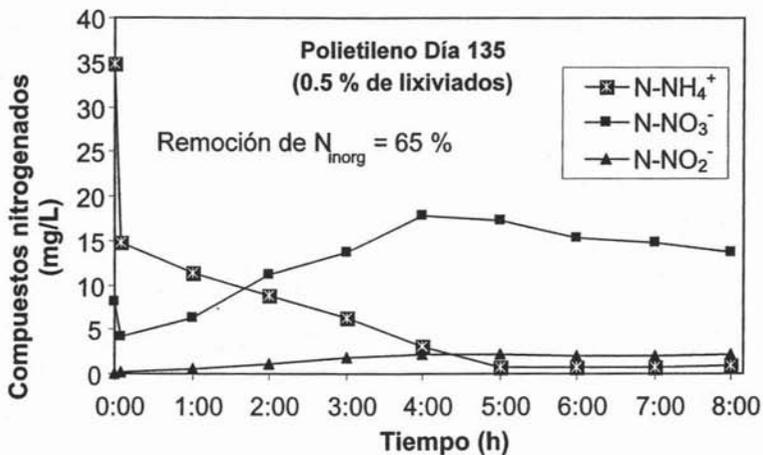


Figura 4.27 Ciclo de trabajo del reactor de polietileno correspondiente al día 135 con 0.5 % de lixiviados.

Se puede observar que en ambos reactores se presentaron excelentes procesos de nitrificación y que la desnitrificación, aunque en menor grado, se llevó a cabo con remociones superiores a muchos de los ciclos sin lixiviados. Esto podría ser atribuible a los elementos traza necesarios para el desarrollo de microorganismos y que se encontraron en cantidades suficientes en los lixiviados.

Por otro lado, la tasa de desnitrificación depende de la adecuada provisión de una fuente de carbón para los organismos desnitrificantes. Generalmente, en plantas de tratamiento de aguas residuales donde la eliminación de nutrientes es el principal proceso, frecuentemente es necesario adicionar sustrato orgánico a fin de alcanzar una desnitrificación completa. Una relación de C:N ($4 \text{ gCH}_3\text{OH/gN-NO}_3$) se ha encontrado que es necesaria para una desnitrificación completa. Una menor proporción puede resultar en una menor desnitrificación y por lo tanto incrementar las concentraciones de N-NO_3^- en el efluente (Loukidou y Zouboulis, 2001).

Cuando una relación C:N es mayor que la óptima resultará un incremento en las concentraciones de material orgánico del efluente y altos costos innecesarios para agregar compuestos con alto contenido de carbón, como metanol. En este experimento, a pesar de que no se suministró carbón desde una fuente externa para cubrir dichas necesidades, la relación promedio de C:N del sustrato alimentado fue de 4:1 y la desnitrificación se presentó en niveles aceptables inclusive cuando se adicionaron los lixiviados.

Las curvas de DQOs de los ciclos analizados en las figuras 4.26 y 4.27 correspondientes al día 135, se muestran en el Anexo. Se puede observar en dicha figura que la fuente de carbono de DQO (biodegradable) se agota en las dos primeras horas para el hule espuma y en la primera hora para el polietileno. Esto puede ser la razón por la cual la desnitrificación no continua y los nitratos se acumulan para el caso del polietileno.

4.4.3 Ortofosfatos

Los porcentajes de remoción de P-PO₄ a lo largo del experimento se presentan en la figura 4.28. El análisis general para los dos reactores indica solo ligeras remociones de 32 % para el caso del polietileno y 29 % para el hule espuma.

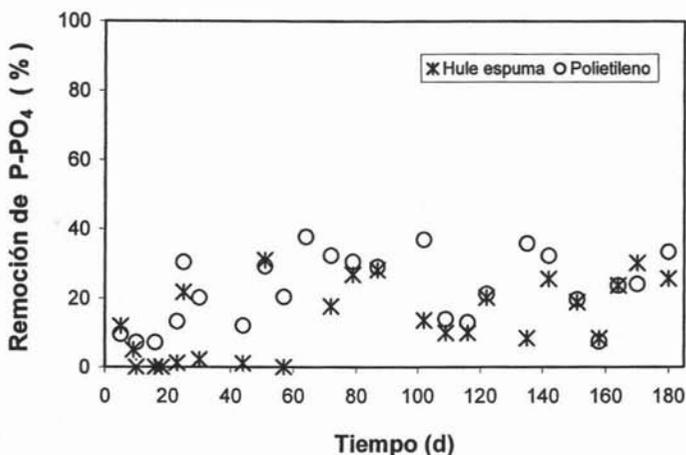


Figura 4.28 Comportamiento del P-PO₄ a lo largo del trabajo experimental.

Eckenfelder (1985) refiere que la captura y almacenamiento de materia orgánica por las bacterias acumuladoras de fósforo solamente puede ocurrir en condiciones anaerobias y no anóxicas ya que el oxígeno que contienen los nitratos y nitritos puede ser usado como receptor de electrones en ausencia de oxígeno disuelto. En este trabajo se considera que no hay bacterias acumuladoras de fósforo ya que las condiciones predominantes de los sistemas fueron, en todo momento, aerobias.

En lo que se refiere a la temperatura, están reportados en la literatura valores diferentes. Randall *et al* (1992) encontraron que las especies capaces de acumular fósforo incluyen organismos psicrófilos, mesófilos, en incluso termófilos

En cuanto al pH la literatura reporta como ideal para las bacterias acumuladoras de fósforo un pH entre 6.6 y 7.4. A valores menores el crecimiento de los microorganismos decrece y a valores mayores se sabe que el fósforo se precipita en presencia de carbonatos y/o bicarbonatos como fosfato de calcio (Garzón-Zúñiga y González-Martínez, 1996). El pH de este experimento se mantuvo, en todo momento, por abajo de 8.0.

4.5 Sólidos suspendidos totales

La figura 4.29 muestra los sólidos suspendidos totales (SST) en el influente y los efluentes de ambos reactores a lo largo del experimento. Los valores mínimos de sólidos en el influente fueron de 4 mgSST/L y los máximos de 25 mgSST/L para algunos días de experimentación conservando un promedio de 10 mgSST/L. Los sólidos suspendidos en los efluentes de los reactores no muestran un patrón definido, alcanzándose efluentes máximos con valores de 32 mg/L en ambos reactores y promedios de 17 y 11 mg/L para el hule espuma y polietileno, respectivamente.

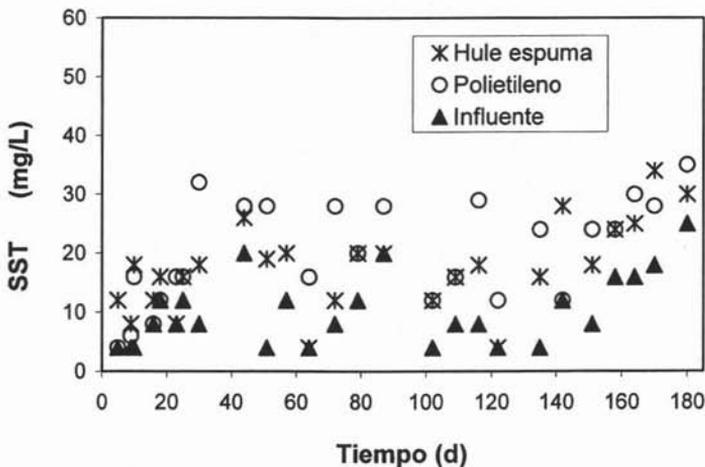


Fig. 4.29 SST en influente y efluentes de los reactores durante el periodo de experimentación.

Se puede observar también en esta figura que los sólidos en el influente aumentan en los últimos días de experimentación, lo cual se atribuye al aumento de las concentraciones de lixiviados que fueron agregados.

De la figura 4.29 se desprende la figura 4.30, donde esta última se obtiene de las diferencias entre los valores de SST del influente y los SST de los efluentes para cada reactor. La figura 4.30 muestra que a pesar de que en ambos sistemas hubo una baja producción de sólidos, en el reactor de hule espuma se observa una menor producción que en el reactor de polietileno logrando un máximo de 24 mgSST/L este último y 16 mgSST/L el primero. Los promedios obtenidos durante todo el periodo experimental fueron de 8 mgSST/L para el hule espuma y 11 mgSST/L para el polietileno.

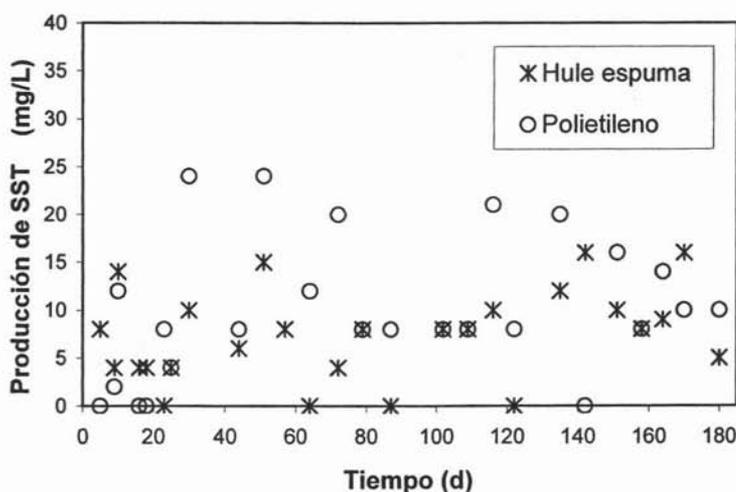


Fig. 4.30 Producción de sólidos suspendidos totales.

4.6 Biomasa y tiempo de retención celular

La biomasa total en cada reactor fue determinada como masa seca y el promedio determinado fue de 38 g/m² para el hule espuma y 27 g/m² para el polietileno.

Aunque la producción de biomasa fue afectada por los diversos cambios operacionales, las concentraciones de biomasa variaron entre 50 y 27 g/m² para el hule espuma y de 34 a 17 g/m² para el polietileno no observándose cambios significativos en este sentido cuando los reactores trabajaron con lixiviados.

Comett *et al* (2004) refieren acumulaciones de biomasa de 170 g/m² para el Linpor (hule espuma) y de 63 g/m² para el Kaldnes (polietileno) y relacionan este dato a la estructura porosa del Linpor. De acuerdo con Comett *et al* (2004), este hecho haría esperar mejores remociones con el hule espuma que con polietileno, sin embargo, esto se demostró contrario en los capítulos anteriores en donde las remociones promedio de DQO_s y N-NH₄⁺ obtenidas fueron: DQO_s: 56 % para el hule espuma y 85 % para el polietileno y N-NH₄⁺: 99 % para ambos reactores (ver figuras 4.6. y 4.16).

De acuerdo con Loukidou y Zouboulis (2001), generalmente la concentración de biomasa en procesos de biopelícula de lecho móvil es alrededor de 9 veces mayor que en un sistema de lodos activados debido a mayores niveles de biomasa activa. Sin embargo, la producción de lodos fue relativamente pequeña durante este experimento, debido a los largos tiempos de retención celular que se fomentaron en los reactores. Este hecho explica también la baja producción de SST.

En una planta de tratamiento de aguas residuales la tasa de crecimiento de las nitrificantes es mucho menor que la de las heterótrofas, lo que requiere mayores tiempos de retención celular (TRC). Un valor típico de TRC para alcanzar la nitrificación es de 4 a 14 días a 25 °C. Rusten y Eliassen (1993) mencionan que un tiempo de retención de sólidos de 12-13 días, considerando únicamente el tiempo aerobio, es necesario para obtener una nitrificación completa en un SBR con biomasa suspendida.

La figura 4.31 muestra la relación del tiempo de retención celular con la carga orgánica. En este experimento se determinó el TRC obteniéndose valores que variaron de 19 a 36 días y de 10 a 21 días para los reactores de hule espuma y polietileno, respectivamente. En esta figura se puede observar que el TRC se mantuvo en

promedio en 28 días para el hule espuma y 17 días para el polietileno. Mientras la carga orgánica se mantuvo por debajo de $6 \text{ gDQO}_5/\text{m}^2\cdot\text{d}$, los TRC se mantuvieron aproximadamente constantes con solo una pequeña variación, sin embargo, a medida que se aumentó la carga, el TRC fue disminuyendo hasta alcanzar su valor mínimo correspondiente a la mayor carga orgánica.

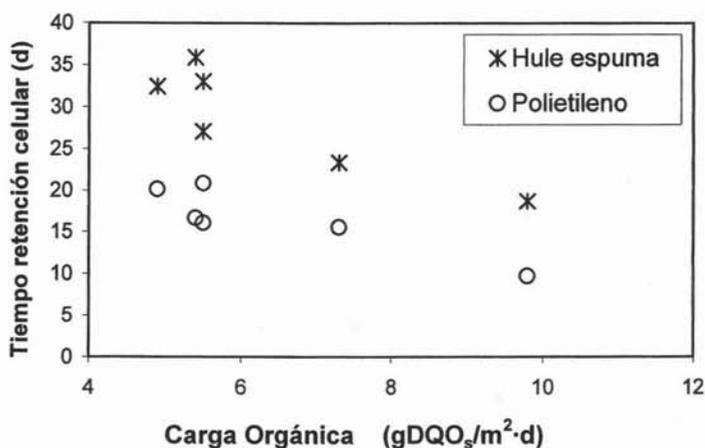


Fig. 4.31 Relación del TRC con la Carga orgánica

En esta figura es notorio el hecho de que los valores del TRC del reactor de polietileno se mantuvieron en todo momento por debajo de los del reactor de hule espuma, lo cual se atribuye a la superficie porosa de este último material que permitió la acumulación de biomasa dentro de los poros, característica que no presenta el polietileno.

5 CONCLUSIONES

- 1.- La remoción de materia orgánica como DQO_s alcanzó valores máximos de 92 y 96 % para el hule espuma y polietileno, respectivamente, y remociones promedio de 85 % para ambos cuando éstos trabajaron sin lixiviados. Después de agregar los lixiviados, la remoción de materia orgánica alcanzó valores máximos de 91 y 86 % para el hule espuma y polietileno, respectivamente, cuando los reactores trabajaron con solo el 0.5 % de lixiviados. A concentraciones mayores de lixiviados (3.5 %) la remoción disminuyó hasta 34 y 36 % para el hule espuma y polietileno, respectivamente. La remoción de materia orgánica lograda en ambos reactores (>85 %) muestra que los procesos biológicos por biopelícula representan una buena alternativa para remover materia orgánica biodegradable de lixiviados jóvenes (DBO/DQO > 0.3), especialmente a bajas concentraciones de lixiviados.
- 2.- En lo que se refiere a la remoción de N-NH₄⁺, ambos reactores lograron en algunos casos una nitrificación total con valores máximos de 99 % de remoción cuando trabajaron sin y con lixiviados. Los valores promedio de remoción de N-NH₄⁺ logrados fueron 62 % para el polietileno y 50 % para el hule espuma sin lixiviados y 74 % para el polietileno y 66 % para el hule espuma con lixiviados.

- 3.- La remoción de N_{inorg} presentó mejores resultados cuando los reactores trabajaron con lixiviados que sin ellos. Con lixiviados los promedios de remoción fueron de 40 y 49 % para el hule espuma y polietileno, respectivamente, contra 35 y 42 % cuando trabajaron sin lixiviados. Con ello se demuestra que hubo mejores procesos de nitrificación y desnitrificación simultáneos en el polietileno que en el hule espuma.
- 4.- El por ciento de lixiviados que se considera adecuado para obtener las mayores remociones tanto de materia orgánica como de nitrógeno es de 0.5 % con respecto al volumen del reactor.
- 5.- El hule espuma alcanzó mayor acumulación promedio de biomasa (38 g/m^2) que el polietileno (27 g/m^2). Esto se atribuye al volumen interno de los poros del hule espuma, los cuales permiten la acumulación de microorganismos, característica que no presentan las placas de polietileno.
- 6.- Las remociones de DQO para ambos reactores disminuyeron de manera no lineal al aumentar la proporción de lixiviados agregados. La tendencia fue mantenerse en valores constantes alrededor del 35 % a partir de que se adicionaron 2.5 a 3.5 % de lixiviados.
- 7.- El tiempo de retención hidráulico en ambos sistemas se considera posible de ser disminuido de 8 a 4 horas ya que las máximas remociones de DQOs y N_{inorg} fueron obtenidas dentro de las primeras 4 horas de operación.
- 8.- Los tiempos de retención celular aunque fueron superiores a los comúnmente indicados en la bibliografía, permitieron la colonización de los medios de soporte con los organismos esperados garantizando la remoción de materia orgánica y N_{inorg} .

BIBLIOGRAFÍA

- Alkalay D., Guerrero L., Lema J. M., Mendez R. y Chamy R. (1998). Review: Anaerobic treatment of municipal sanitary landfill leachates: the problem of refractory and toxic components. *World Journal of Microbiology and Technology*. 14, 309-320.
- Amokrane A., Comel C. y Veron J. (1997). Landfill leachates pre-treatment by coagulation-flocculation. *Wat. Res.*, 31 (11), 2775-2782.
- Arora M. L. (1985). Technology evaluation of sequencing batch reactors. *Journal WPCF*, 57 (8) 867-875.
- Artiola-Fortuny J. y Fuller W.H. (1982). Humic substances in landfill leachate: I. Humic acid extraction and identification. *J. Environmental Quality*. 11 (4), 663-669.
- Baig S., Coulomb I., Courant P. y Liechti P. (1999). Treatment of landfill leachates: Lapeyrouse and Satrof case studies. *Ozone Science and Engineering* 21 (1), 1-22.
- Bishop P. L. (1997). Biofilm structure and kinetics. *Wat. Sci. Tech.*, 36 (1), 287-294.
- Bortone G., Malaspina F., Stante L. y Tilche A. (1994). Biological nitrogen and phosphorus removal in an anaerobic/aerobic SBR with separated biofilm nitrification. 17th IAWQ Biental International Conference. Budapest, Hungary. pp. 187-206.
- Bryers J. D. (1993). Bacterial Biofilms. *Curr. Opin. Biotechnol.*, Vol. 4, pp. 197-204.
- Characklis W. G. y Marshall K. C. (1990). Biofilms. Ed. Wiley-Interscience pp. 796.

- Choi E., Yun Z., Park Y., Lee H., Jeong H., Kim K., Lee H., Rho K. y Gil K. (2001). Extracellular polymeric substances in relation to nutrient removal from a sequencing batch biofilm reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 43 (6), 9-16.
- Cohen Y. (2001). Biofiltration. The treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: a review. *Bioresource Technology Vol. 77*, pp. 257-274.
- Comeau Y., Oldham W. K. y Hall K. J. (1987). Dynamics of carbon reserves in biological dephosphatation of wastewater. Rome, 1987. Pergamon Press Oxford.
- Comett I., González-Martínez S. y Wilderer P. (2004). Treatment of leachate from the anaerobic fermentation of solids wastes using two biofilm support media. *Wat. Sci. Tech.*, 49 (11-12), 287-294.
- Costerton J. W., Lewandowski Z., de Beer D., Caldwell D., Korber D. y James G. (1994). Biofilms, the customized microniche. *J. Bacteriol.* 176 (8) 2137-2142.
- Costerton J. W (1995). Overview of microbial biofilms. *Journal of Industrial Microbiology.* 15, 137-140.
- Daims H., Purkhold U., Bjerrum L., Arnold E., Wilderer P.A. y Wagner M. (2001). Nitrification in sequencing biofilm batch reactors: lessons from molecular approaches. *Wat. Sci. Tech.*, 43 (3), 9-18.
- Dollerer J. y Wilderer P. A. (1996). Biological treatment of leachate from hazardous waste landfills using SBBR Technology. *Wat. Sci. Tech.*, 34 (7-8), 437-444.
- Eckenfelder Jr. W. W. (1985). State of the art review –Biological Phosphorus Removal. Proceedings of the international conference “Management strategies for phosphorus in the environment” Ed. By Lester J.N. and Kirk P.W. Selper Ltd London. pp 11-23.
- Falkentoft C. M. (2000). *Simultaneous removal of nitrate and phosphorus in a biofilm reactor*. Tesis Doctoral. Department of Environmental Science and Engineering. Technical University of Denmark.
- Garzón-Zúñiga M. A. (2005). Mecanismos no convencionales de transformación y remoción del nitrógeno en sistemas de tratamiento de aguas residuales. *Ingeniería Hidráulica en México*. Vol. XX (4).

- Garzón-Zúñiga M. A. y González-Martínez S. (1995). Eliminación de fósforo y nitrógeno en un reactor discontinuo con biopelícula. Instituto de Ingeniería. UNAM. Proyecto 1314. pp. 55.
- Garzón-Zúñiga M. A. y González-Martínez S. (1996). Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 34 (1-2), 293-301.
- González-Martínez S. y Valdivia Soto C. A. (1999). Tratamiento de lixiviados en la planta de tratamiento de aguas residuales municipales Santa Fe. Instituto de Ingeniería UNAM. Informe de proyecto No. 8391. pp. 21.
- Gonzalez O. (1994). *Un algoritmo para optimizar el diseño hidráulico de reactores discontinuos*. Tesis de Maestría. DEPMI-UNAM, Mexico.
- Gee C. S. y Kim J. S. (2004). Nitrite accumulation followed by denitrification using sequencing batch reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 49 (5-6), 47-55.
- Gieseke A., Arnz P., Amann R, y Schramm A. (2002). Simultaneous P and N removal in a sequencing batch biofilm reactor: insights from reactor and microscale investigations. *Wat. Res.*, 36, 501-509.
- Gjaltema A., Van Der Marel N., Van Loosdrecht M. y Heijnen J. (1997). Adhesion and biofilm development on suspended carriers en airlift reactors; hydrodynamic conditions versus surface characteristics. *Biotech. Bioeng.*, 55 (6), 880-889.
- Gönenc E. y Harremoës P. (1990). Nitrification in rotating disc systems –II. Criteria for simultaneous mineralization and nitrification. *Wat. Res.*, 24, 499-505.
- Harremoës P. (1982). Criteria for nitrification in fixed film reactions. *Wat. Sci. Tech.* 14, 167-187.
- Harris F. M. y Gaspar J. A. (1984). Management of leachate from sanitary landfills. *Resource Recovery of Municipal Solid Waste*. 84 (265), 171-184.
- Helmer C. y Kunst S. (1998). Simultaneous Nitrification/Desnitrification in an aerobic biofilm system. *Wat. Sci. Tech.*, 37 (4-5) 183-187.
- Hem L. J., Rusten B. y Odegaard H. (1994). Nitrification in a moving bed biofilm reactor. *Wat. Res.*, 28 (6), 1425-1433.
- Iwai S. y Kitao T. (1994). Wastewater treatment with microbial films. *Technomic Publishing Co. Inc.* Lancaster Pennsylvania.

- Irvine R. L. y Bush A. W. (1979). Sequential batch biological reactors –an overview. *Journal WPCF*, Vol. 51 No. 2, pp. 235-243.
- Irvine R. L., Stanley A., Sojka y Colaruotolo J. (1984). Enhanced biological treatment of Leachates from industrial landfills. *Hazardous Waste*. Vol. 1, Nr, Mary Ann Liebert, Inc., Publisher pp. 123-135
- Irvine R. L. (1996). Controlled unsteady state processes and technologies - an overview. *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*, Munich, Alemania. pp. 1-6.
- Ketchum L. H. (1996). Design and physical features of SBR reactors. *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*, Munich, Alemania, pp. 7-14.
- Lawrence J. R., Korber D.R., Hoyle B.D., Costerton J.W. y Caldwell D.E. (1991). Optical sectioning of microbial Biofilms. *J. Bacteriol.* 173 (20), 6558-6567.
- Lafrance C., Lessard P. y Buelna G. (1996). Évaluation de la filtration sur tourbe et compost pour le traitement de l'effluent d'une usine de compostage de résidus verts. *Canadian Journal of civil engineering.* 23 (5), 1041-1050.
- Lazarova V. y Manem J. (1995). Biofilm Characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. *Wat. Res.*, 29 (19) 2227-2245.
- Loukidou M. X. y Zouboulis A. I. (2001). Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment, *Environmental Pollution* 111, 273-281.
- Metcalf y Eddy, *Ingeniería de aguas residuales, tratamiento, vertido y reutilización*. Tercera edición (1996) pp. 615.
- Metcalf y Eddy, *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. Ed. McGraw-Hill. Fourth Edition (2003) pp. 62, 63, 623 y 720.
- Mitchel R. (1974). *Introduction to environmental microbiology*. Prentice-hall International, Inc. Englewood Cliffs, NJ. E.U.A.
- Monje R. I. (2004). *Ozonación de lixiviados estabilizados de rellenos sanitarios para transformar materia orgánica recalcitrante soluble*. Tesis Doctoral. Programa de Maestría y Doctorado UNAM. México, pp. 3-12

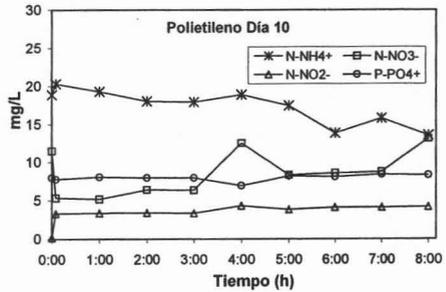
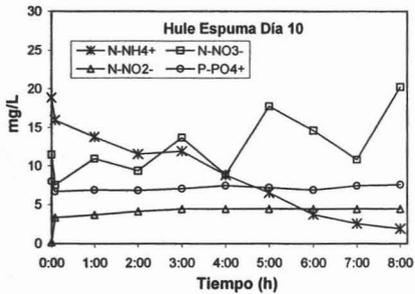
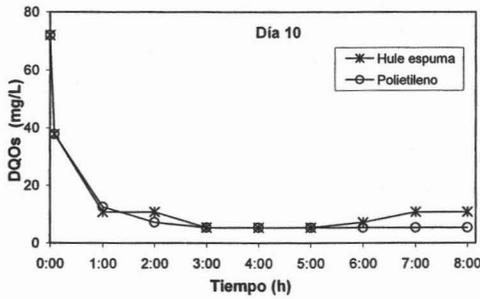
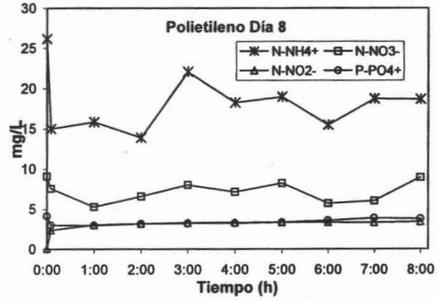
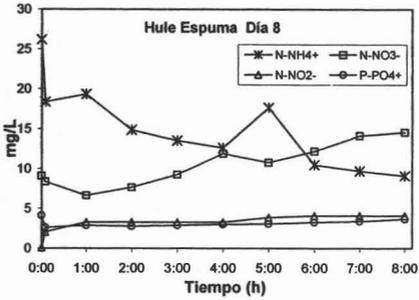
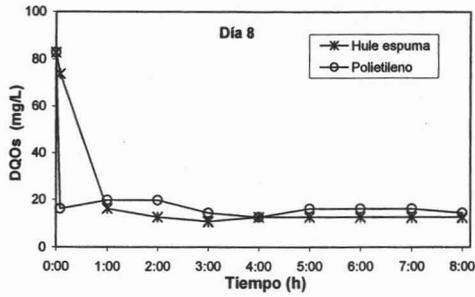
- Noyola R. A., Kano G. M. T. y Flores O. P. (1992). *Tratabilidad Anaerobia de Lixiviados de Rellenos Sanitarios*. Tecnología Ambiental y Construcciones S.A. DE C. V. Proyecto 1320, pp. 1.
- Okabe S., Kuroda H., y Watanabe Y. (1998). Significance of Biofilm Structure on Transport of Inert Particulates into Biofilms. *Wat. Sci. Tech.*, 38 (8-9) 163-170.
- Orta L. M. T., Monje R. I., Rojas V. N. (1999). Manejo de lixiviados y el biogás procedentes de rellenos sanitarios en México. *Ingeniería y Ciencias Ambientales*. Año 10 (42) 13-21.
- Pastorelli G., Adreottola G., Canziani R., Darriculat C. y Rozzi A. (1997). Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm reactors. *Wa. Sci. Tech.*, 35 (6) 91-99.
- Pérez Ramírez J. I. (2004). *Efecto de la carga orgánica sobre la fermentación anaerobia de agua residual municipal*. Tesis de maestría. Programa de maestría y doctorado en ingeniería. UNAM. México, pp. 41-42.
- Qasim R. S. y Chiang W. (1994). Sanitary landfill leachate: generation, control and treatment. *TECHNOMIC publishing CO., INC. USA*.
- Randall C. W., Barnard J. L. y Stensel D. H. (1992). Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Vol. 5 *Technomic Publishing Co. Inc. Lancaster, E.U.A.*
- Rusten B. y Eliassen H. (1993). Sequencing batch reactors for nutrient removal at small wastewater treatment plants. *Wat. Sci. Tec.*, 28 (10) 233-242.
- Surampalli R. Y., Tyagi R. D., Sheible O. K. y Heidman J. A. (1997). Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. *Biores. Tech.*, Elsevier Science limited. 67, 151-157.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1995). 19th ed. American Public Health Organization/American Water Works Association/Water Pollution Control Federation. Washington DC, USA.
- Szwerinski H., Harvin E. y Harremoës P. (1986). pH-Decrease in nitrifying biofilms. *Wat. Res.*, 20 (8), 971-976.
- Tyagi R. D. y Vembu K. (1990). Wastewater treatment by immobilized cells. *CRC Press, Inc. USA*.

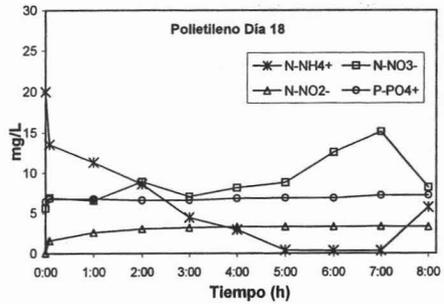
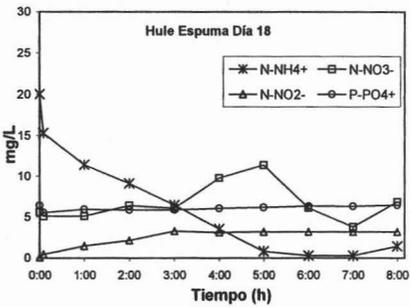
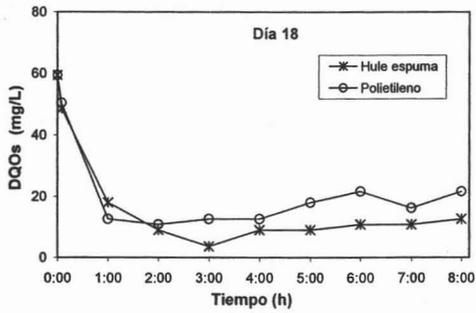
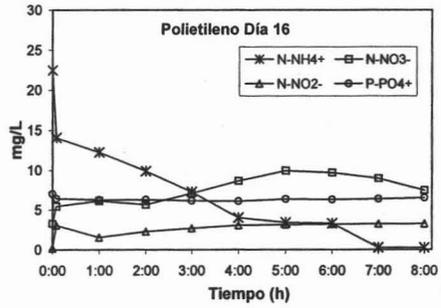
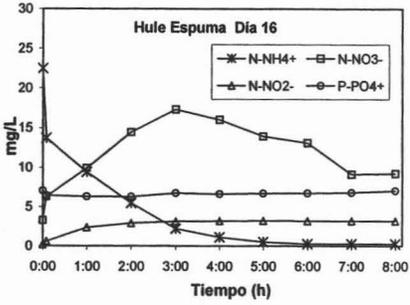
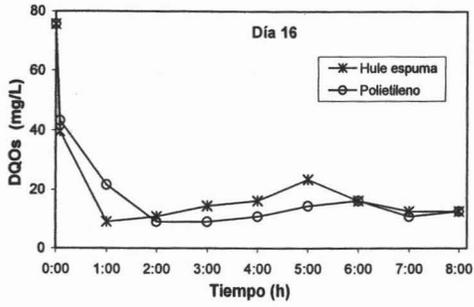
- Valdivia C. A. (2005). *Filtración combinada para el tratamiento de aguas residuales*
Tesis Doctoral. Programa de Maestría y Doctorado UNAM, México.
- Van Benthum W. A. J., M. van Loosdrecht M. C. y Heijnen J. J. (1997). Process design for nitrogen removal using nitrifying biofilm and denitrifying suspended growth in a biofilm airlift suspension reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 36 (1) 119-128.
- Van Loosdrecht M. C. M., Eikelboom D., Gjaltema A., Mulder A., Tjihuis L. y Heijnen J.J. (1995). Biofilm Structures. *Wat. Sci. Tech.*, 28 (8) pp. 35-43.
- Wagner M., Rath G., Koops H-P., Flood J. y Amann R. (1996). *In situ* analysis of nitrifying bacteria in sewage treatment plants. *Wat. Sci. Tech.*, 34 (1-2), 237-244.
- Wanner O. y Gujer W. (1984). Competition in biofilms. *Wat. Sci. Tech.*, 17 (2-3) 27-44.
- Wanner J., Chec J. S. y Koss M. (1992). New processes design for biological nutrient removal. *Wat. Sci. Tech.*, 25 (4-5) 445-448.
- Wanner O. y Reichert P. (1996). Mathematical modelling of mixed-culture biofilms. *Biotech. Bioeng.*, 49, 172-184.
- Welander U., Henrysson T. y Welander T. (1997). *Nitrification of landfill leachate using suspended-carrier Biofilm Technology*. *Wat. Res.*, 31(9) 2351-2355.
- Wimpenny J.W.T. y Colasanti R. (1997). A unifying hypothesis for the structure of microbial biofilms based on cellular automaton models. *FEMS microbial Ecol.* 22. 1-16.

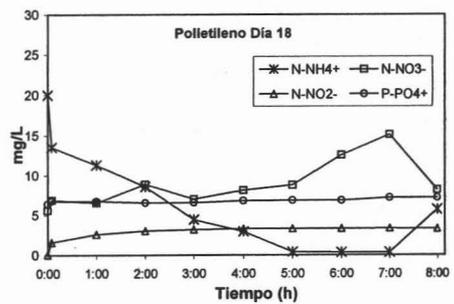
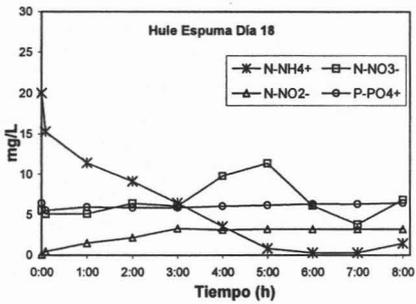
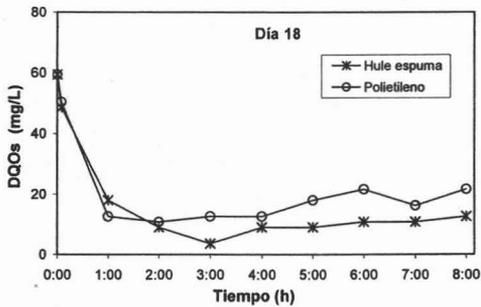
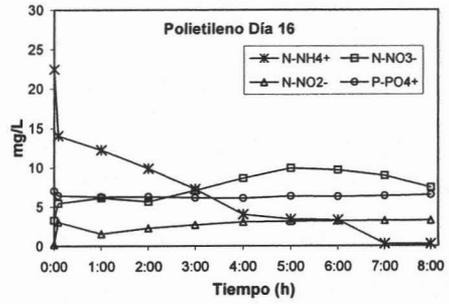
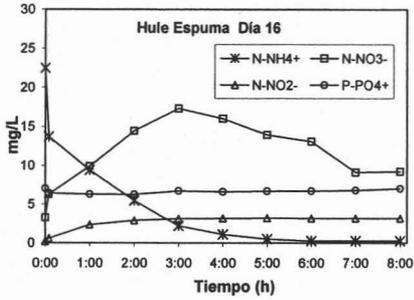
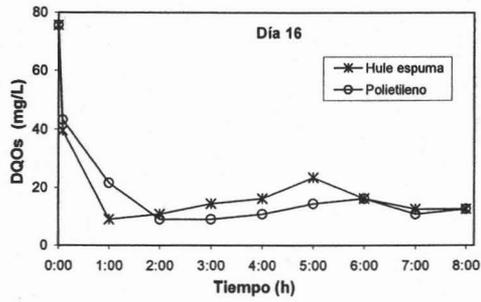
ANEXOS

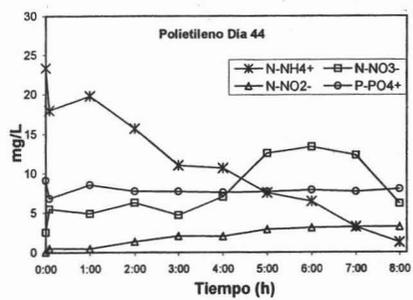
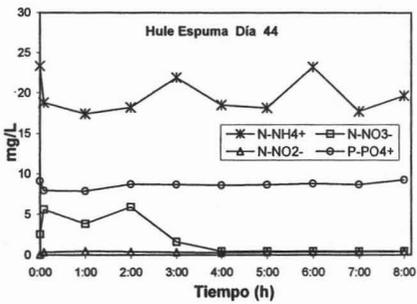
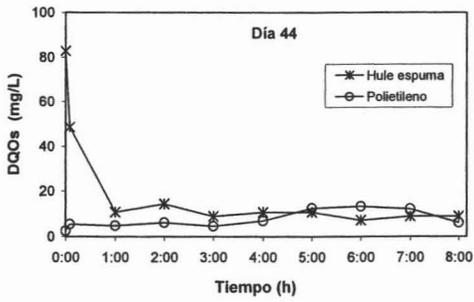
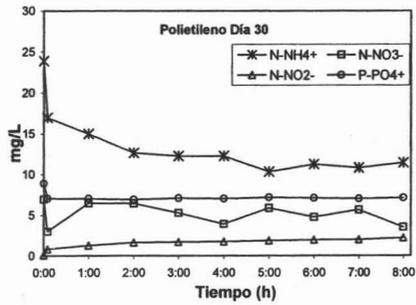
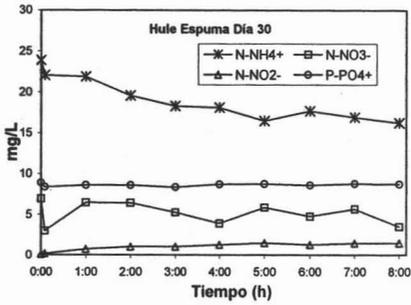
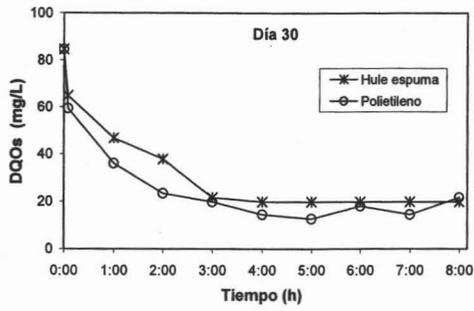
PERFILES DE COMPORTAMIENTO DE CONTAMINANTES

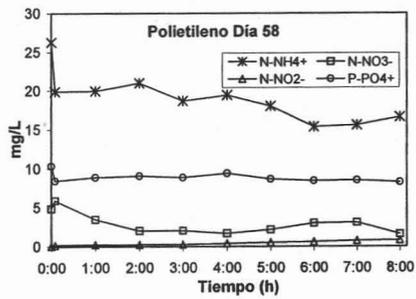
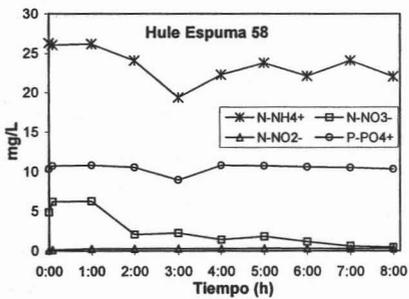
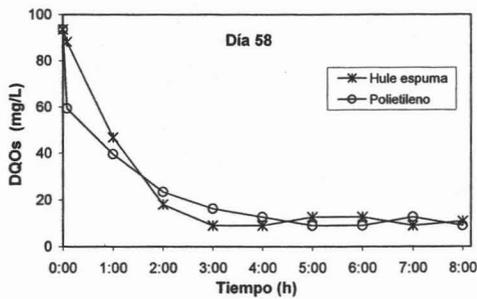
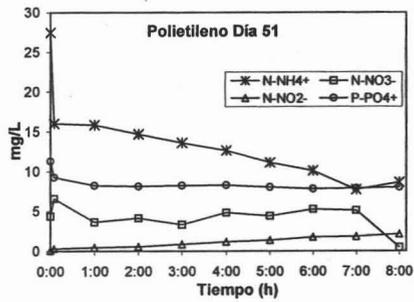
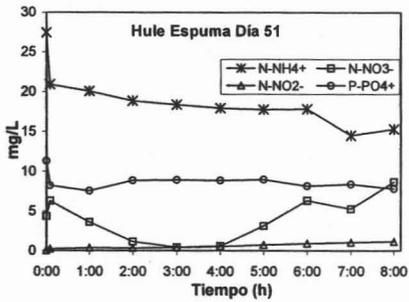
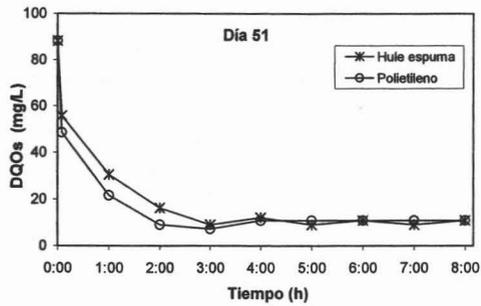
PERFILES DE CONTAMINANTES Y DQO_s

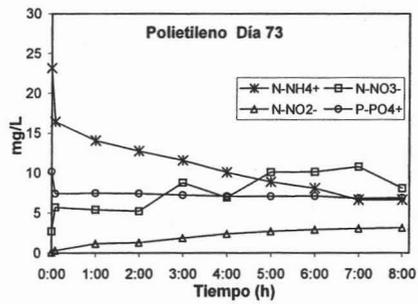
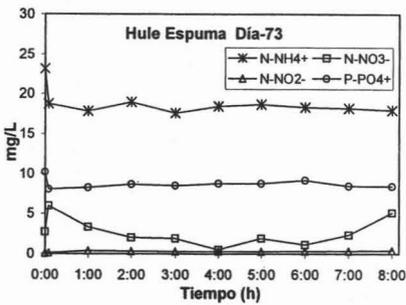
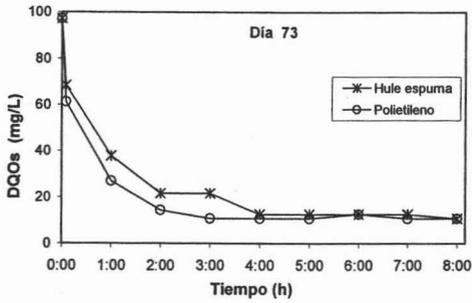
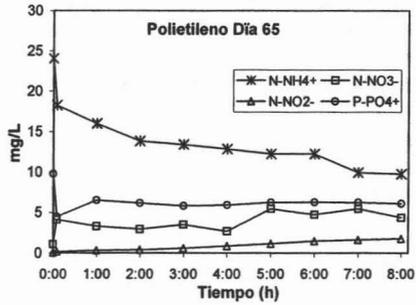
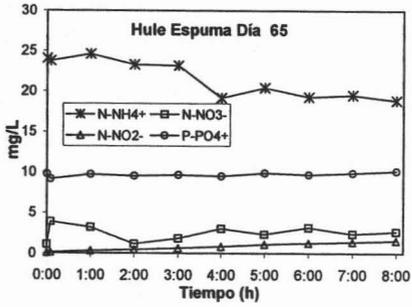
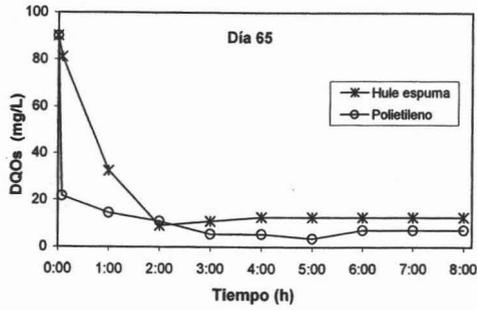


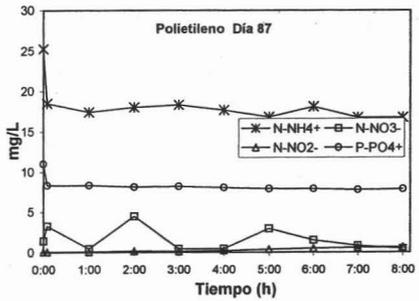
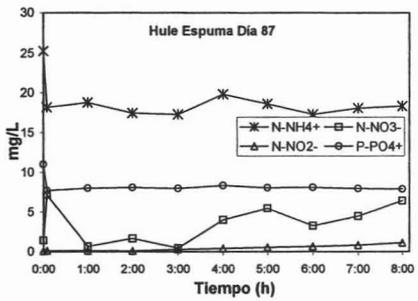
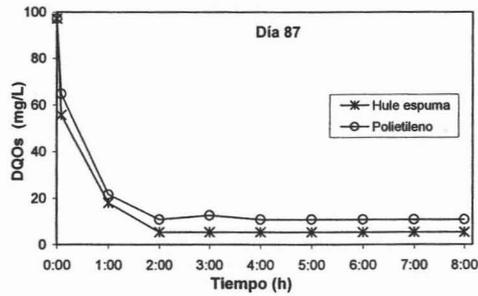
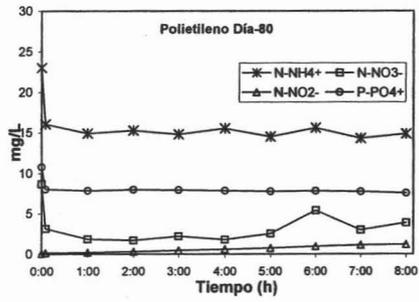
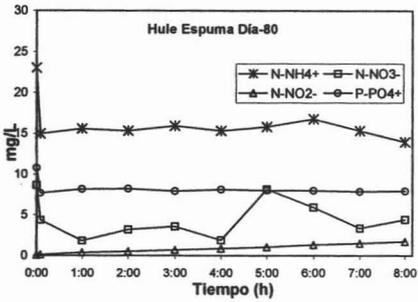
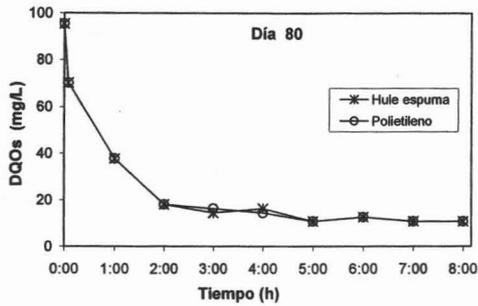


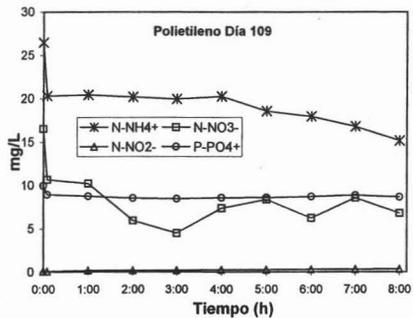
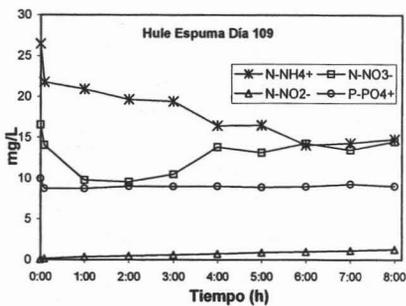
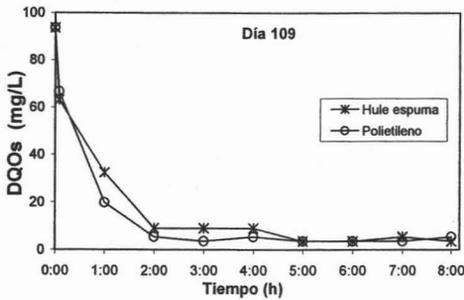
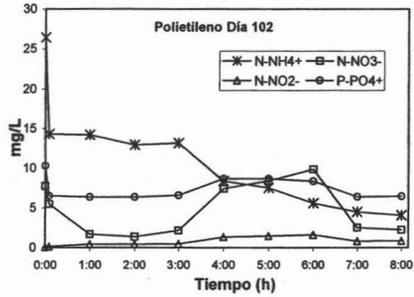
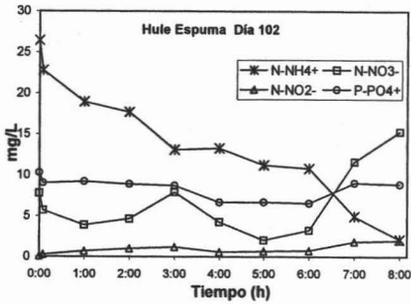
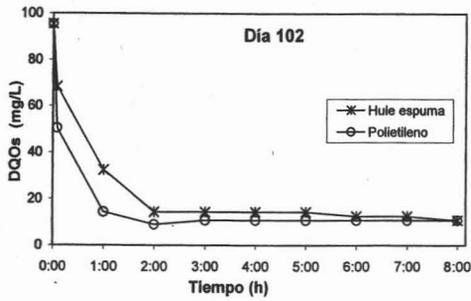


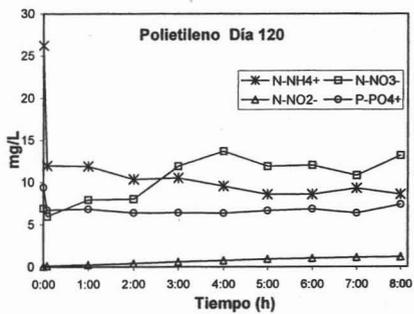
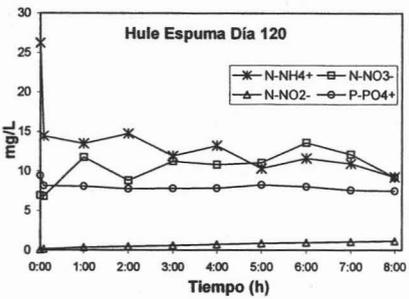
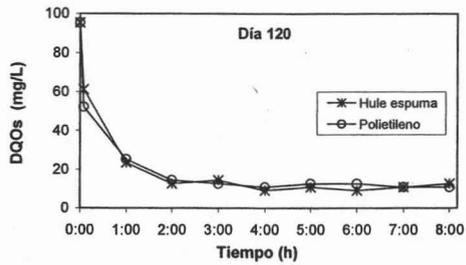
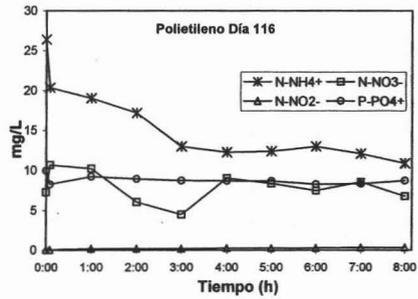
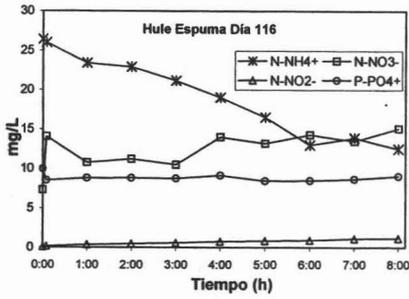
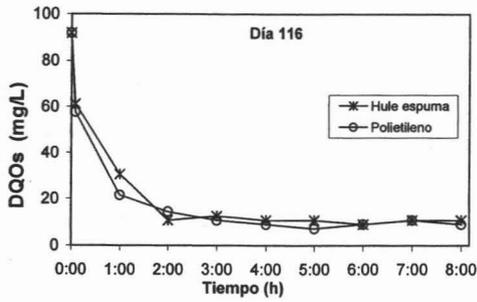


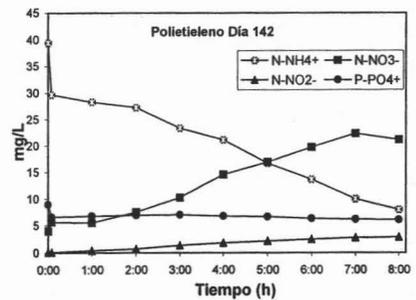
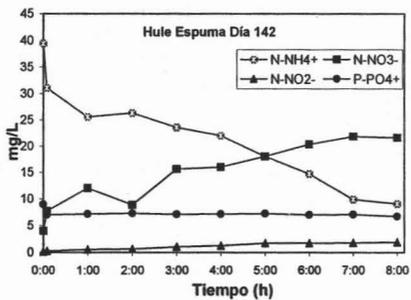
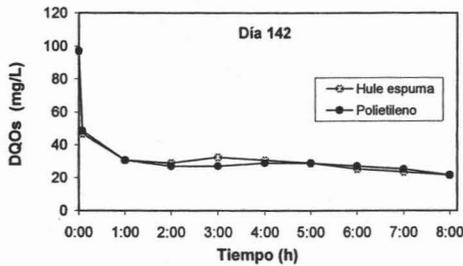
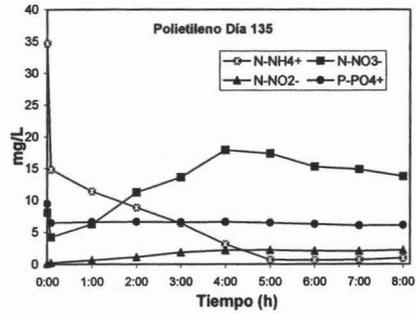
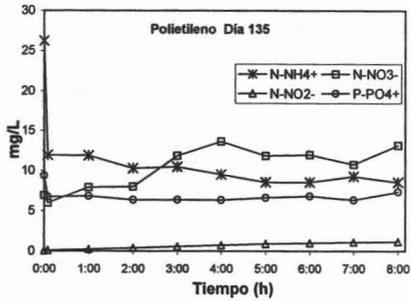
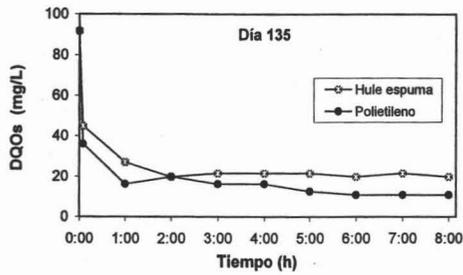


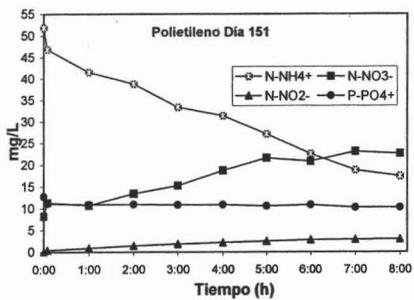
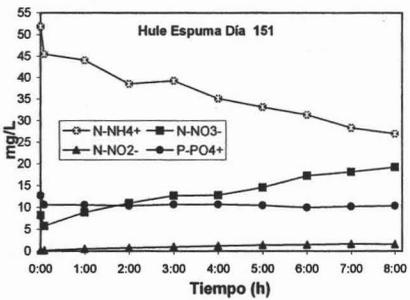
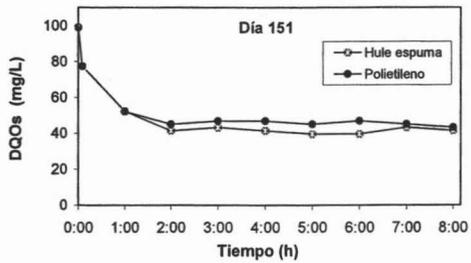
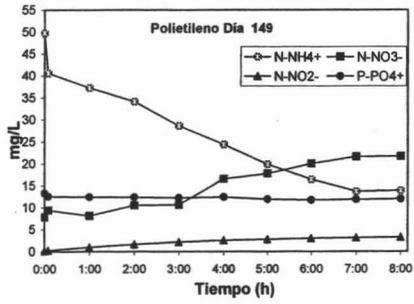
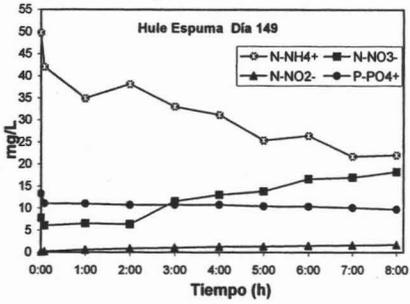
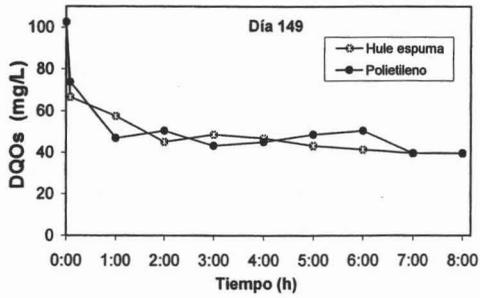


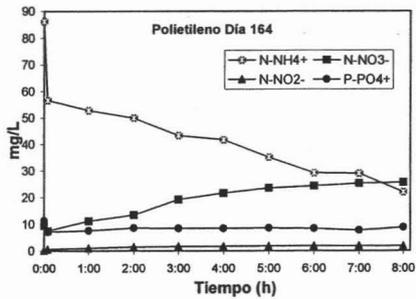
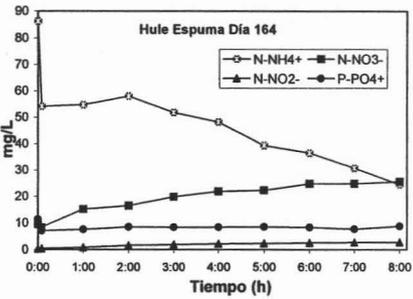
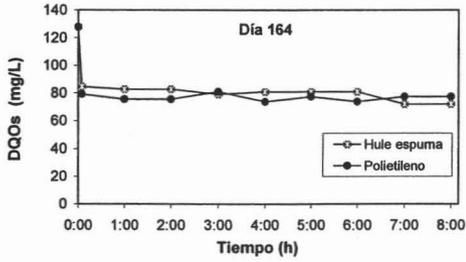
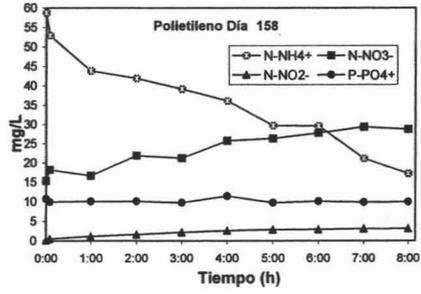
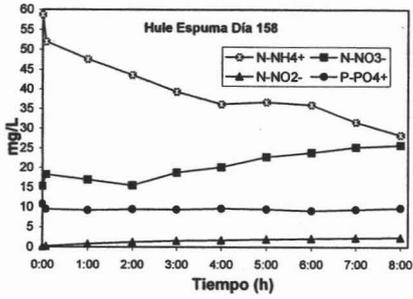
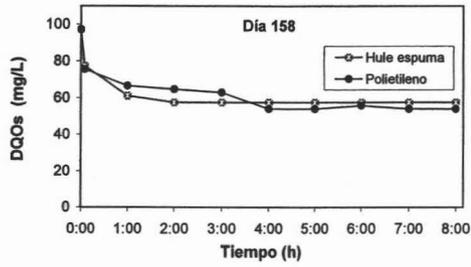












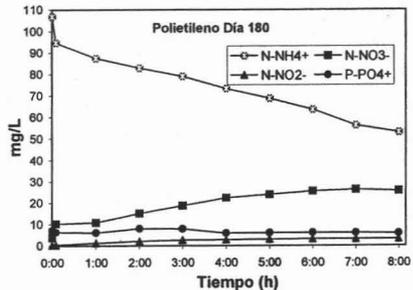
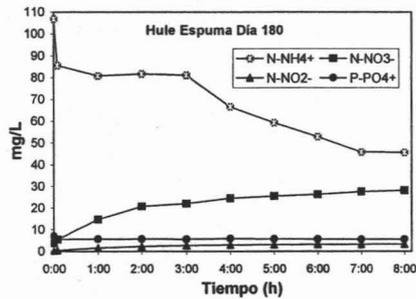
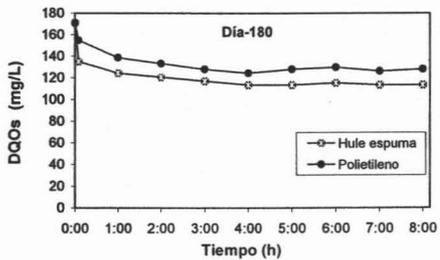
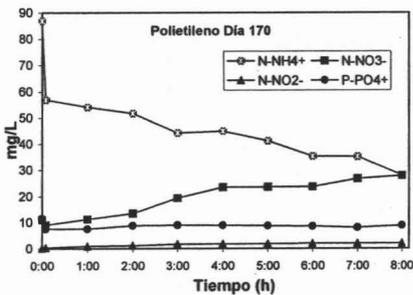
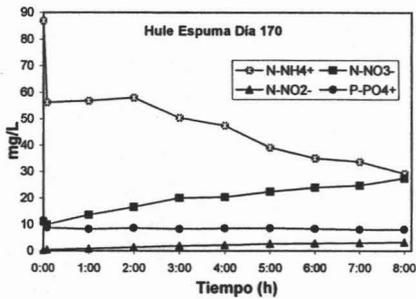
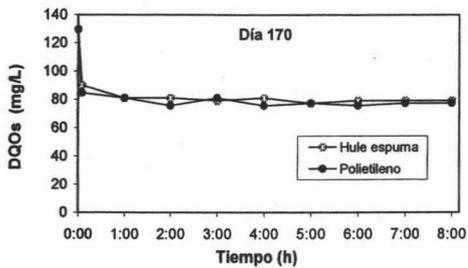


TABLA GENERAL DEL DATOS (REACTOR CON POLIETILENO)

Dia	Fecha dd/mm/aa	Temp °C		pH		O ₂	DQO soluble mg/L			Carga Org. gDQO/m ² -d	N-NH ₄ ⁺			N-NO ₃ ⁻				N-NO ₂ ⁻			P-PO ₄ ⁺			Sol.Susp.Tot.				Sol.Susp.Vol. (mg/L)			Biomasa (g/m ²)	Θ _c (d)			
		Inf.	Ef.	Inf.	Ef.		Inf.	Efl.	% rem.		Inf.	Efl.	% rem.	% Prod	Inf.	Efl.	% Rem.	% Prod	Inf.	Efl.	% Prod.	Inf.	Efl.	% rem.	Inf.	Ef	Prod mg/L	Prod g/d	Inf.	Ef			Prod		
	12-Jul-04	Arranque de los reactores																																	
5	15-Oct-04	20.3	23	7.1	8.01	5.9	81	13	84	4.6	24.1	17.3	28	8.60	3.0	65		0.03	0.29	867	4.80	4.50	6	4	4	0	0.000	4	4	0	-----	-----			
9	19-Oct-04	16.3	9.4	7.09	8.15	5.7	74	14	81	4.2	27.4	16.4	40	3.00	6.5		117	0.03	0.38	1167	4.40	4.10	7	4	6	2	0.048	4	0	0	-----	-----			
10	20-Oct-04	20.1	15.8	7.62	8.12	6.7	72	4	94	4.1	18.9	4.8	75	11.50	5.7	50		0.03	0.06	100	7.40	6.60	11	4	16	12	0.288	4	16	0	-----	-----			
16	26-Oct-04	18	9.5	6.84	7.48	6.1	76	16	79	4.3	16.4	4.3	74	3.30	7.3		121	0.04	0.33	725	7.00	7.00	0	8	8	0	0.000	8	8	0	-----	-----			
18	28-Oct-04	16.6	10.9	7.32	6.76	6.3	59	18	69	3.4	20.0	0.5	98	5.60	9.6		71	0.02	0.37	1750	6.40	7.90		12	12	0	0.000	12	12	0	-----	-----			
23	02-Nov-04	16.8	12.1	7.26	7.13	4.8	77	22	71	4.4	22.7	0.3	99	6.70	6.5	3		0.03	0.35	1067	8.30	8.00	4	8	16	8	0.192	8	16	0	-----	-----			
25	04-Nov-04	15.6	12.8	7.29	7.06	5.5	81	18	78	4.6	22.7	0.0	100	2.10	10.4		395	0.02	0.38	1800	9.20	6.60	28	12	16	4	0.096	12	16	0	-----	-----			
30	09-Nov-04	18.1	16.1	7.43	7.25	3.5	85	22	74	4.9	23.9	6.5	73	7.00	8.0		14	0.03	0.33	1000	8.90	7.60	15	8	32	24	0.576	8	32	1	-----	-----			
44	23-Nov-04	19	14.5	7.42	7.38	3.8	83	14	83	4.7	23.3	9.7	58	2.50	6.1		144	0.02	0.35	1650	9.10	9.70		20	28	8	0.192	20	28	0	-----	-----			
51	30-Nov-04	18.3	15.5	7.18	7.59	4.0	88	13	85	5.0	27.5	16.0	42	4.40	3.0	32		0.02	0.23	1050	11.30	11.00	3	4	28	24	0.576	4	16	1	11	17			
57	07-Dic-04	18	18.8	7.43	7.46	4.5	94	13	86	5.4	26.3	14.0	47	4.80	8.4		75	0.02	0.15	650	10.30	8.70	16	12	48	36	0.864	12	48	1	-----	-----			
64	14-Dic-04	21.1	18.3	7.40	7.68	5.2	90	4	96	5.1	24.1	11.8	51	1.10	2.8		153	0.02	0.15	650	9.80	6.40	35	4	16	12	0.288	4	16	0	-----	-----			
72	22-Dic-04	20	20.5	7.32	7.63	4.5	97	18	81	5.5	23.2	6.9	70	2.71	11.4		321	0.02	0.32	1500	10.17	8.17	20	8	28	20	0.480	8	28	0	-----	-----			
79	29-Dic-04	20	20.3	7.40	7.66	5.2	95	11	88	5.4	23.0	8.0	65	8.66	3.9	55		0.02	0.11	450	10.79	5.19	52	12	20	8	0.192	12	20	0	-----	-----			
87	05-Ene-05	15.4	14.4	7.29	7.82	3.5	97	13	87	5.5	25.3	13.8	45	1.30	4.0		209	0.02	0.08	300	11.03	8.44	23	20	28	8	0.192	20	40	0	14	21			
102	20-ene-05	22	19.9	7.53	7.61	3.2	95	11	88	5.4	26.4	13.3	50	7.8	4.9	37		0.06	0.062	3	10.30	6.86	33	4	12	8	0.192	4	12	0	-----	-----			
109	27-Ene-05	20.2	22	7.24	7.87	3.2	86	5	94	4.9	26.5	13.2	50	16.6	2.81	83		0.07	0.12	71	9.95	8.09	19	8	16	8	0.192	8	16	0	-----	-----			
116	03-Feb-05	20	23.2	7.2	7.65	2.7	92	9	90	5.3	26.4	11.6	56	7.3	8.8		21	0.06	0.35	483	9.95	8.2	18	8	29	21	0.504	8	29	1	13	20			
120	09-Feb-05	23	22.4	7.24	7.74	2.0	95	13	86	5.4	25.3	11.6	54	6.9	8.91		29	0.06	0.99	1550	9.40	8.22	13	4	12	8	0.192	4	12	0	-----	-----			
135	22-Feb-05	23	23.5	7.24	7.74	2.0	95	13	86	5.4	34.7	0.2	99	6.9	8.91		28	0.06	0.99	1550	9.40	8.22	13	4	24	20	0.480	4	24	0	-----	-----			
142	01-Mar-05	22	22.2	7.74	7.69	4.1	97	45	54	5.5	39.4	20.4	48	4.0	20.9		423	0.06	1.96	3167	8.96	7.91	12	12	12	0	0.000	12	12	0	11	16			
151	10-Mar-05	23.5	23.5	7.62	7.62	4.1	99	50	49	5.7	51.8	11.8	77	8.2	18		120	0.05	2.8	5500	12.74	9.47	26	8	24	16	0.384	8	24	0	-----	-----			
158	17-Mar-05	24.1	24.5	7.89	7.26	4.1	97	56	42	5.5	58.7	9.4	84	15.3	26.5		73	0.05	2.94	5780	10.74	7.8	27	16	24	8	0.192	16	24	0	-----	-----			
164	23-Mar-05	23.3	22.9	8.02	8.13	2.7	128	81	37	7.3	86.2	23.82	72	9.5	23.7		149	0.07	2.18	3014	11.36	7.34	35	16	30	14	0.336	16	30	0	11	16			
170	29-Mar-05	24.8	24.5	8.01	8.01	4.3	130	81	38	7.4	88.0	30.66	65	11.6	20.6		78	0.06	0.56	833	11.95	7.54	37	18	28	10	0.240	18	28	0	-----	-----			
180	07-Abr-05	23.6	24.1	8.09	7.68	4.4	171	110	36	9.8	106.8	34.29	68	3.7	27		630	0.11	3.3	2891	9.23	7.79	16	25	35	10	0.240	20	24	0	7	10			