

40



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DE LA OZONACIÓN
DE LIXIVIADOS CLARIFICADOS DE RELLENOS SANITARIOS
SOBRE SU TRATAMIENTO CON CARBÓN ACTIVADO
ASISTIDO BIOLÓGICAMENTE**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A:

ANTONIO DURÁN PILOTZI

286553



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.

Jurado asignado:

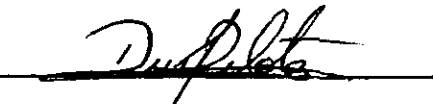
Presidente: Prof. Rodolfo Torres Barrera
Vocal: Prof. José Sabino Sámano Castillo
Secretario: Prof. Rosa María Ramírez Zamora
1^{er} Suplente: Prof. Baldomero Pérez Gabriel
2^{do} Suplente: Prof. Alfonso Durán Moreno

Sitio donde se desarrolló el tema: Instituto de Ingeniería, UNAM, Edificio 5.

Asesor del tema:


Dra. Rosa María Ramírez Zamora

Sustentante:


Antonio Durán Pilotzi

DEDICATORIAS

A Dios:

Por permitirme cumplir mi meta y darme una familia tan hermosa.

A mis padres:

Mamá

Gracias por celebrar mis triunfos y llorar conmigo mis derrotas, pero sobre todo gracias por quererme tanto.

Papá

Gracias por darme libertad para elegir mi camino, por comprenderme cuando no hice la mejor elección, por creer en mí y tenerme tanta paciencia.

A mis hermanos:

Manuel

Por enseñarme a compartir y soportar mi mal carácter. Sigue adelante sé que tu puedes.

Laura

Gracias por creer en mí contra todo y contra todos, aún en los momentos más difíciles, espero que sigas siendo mi amiga.

Vero

Gracias por compartir tu alegría conmigo, por darme ánimo. Sabes que siempre estaré contigo.

A mis sobrinos Julio Antonio y Jessica Wendoline

Esto es por y para ustedes

AGRADECIMIENTOS

A la Dra Rosa María Ramírez Zamora por darme la oportunidad de trabajar con ella y por el apoyo recibido durante la realización de este proyecto.

Al Maestro en Biotecnología Ignacio Monje por compartir conmigo sus conocimientos y brindarme su amistad.

A mis sinodales por su revisión y valiosos comentarios para mejorar este trabajo.

A la DGAFA por el financiamiento de este proyecto.

Al personal de la planta de tratamiento de aguas residuales de C. U. por permitirme el acceso a sus instalaciones.

A mis amigos que me apoyaron y compartieron diversión y conocimientos conmigo especialmente:

Alicia, Arodi, Elizabeth, Gabriela, Raquel, Rosario, Dimas, Felipe, Luis, Mario, Martín, Rubén y Santiago.

A las personas que conocí en este Instituto y que me apoyaron y ayudaron en la realización de este trabajo, especialmente a la Dra Gloria Moreno, Paly, Erick y mis amigas de servicio social Bety F, Bety y Rosalía.

A todas aquellas personas que no creyeron en mí y que esperaban que desertara.

A la Facultad de Química y a La UNAM por ser simplemente las mejores.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	1
1 ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO	3
1.1 Lixiviados de rellenos sanitarios.....	3
1.1.1 Rellenos sanitarios.....	3
1.1.2 Lixiviados.....	5
1.1.3 Tecnologías convencionales de tratamiento de lixiviados.....	12
1.2 Generalidades del proceso de coagulación-floculación	21
1.2.1 Principios de la coagulación – floculación.....	21
1.2.2 Mecanismo de coagulación - floculación.....	22
1.2.3 Coagulantes.....	22
1.2.4 Factores que afectan la coagulación - floculación.....	24
1.2.5 Casos de estudio.....	25
1.3 Generalidades del proceso de ozonación	28
1.3.1 Mecanismos de reacción.....	31
1.3.2 Factores que influyen en la ozonación	32
1.3.3 Usos y aplicaciones	33
1.3.4 Casos de estudio.....	34
1.4 Generalidades del proceso de adsorción.....	34
1.4.1 Mecanismo de adsorción.....	35
1.4.2 Factores que influyen la adsorción	35
1.4.3 Adsorbentes.....	36
1.4.4 Carbón activado	38
1.4.5 Isotermas de adsorción.....	40
1.4.6 Bio-adsorción en columnas con carbón activado	41
1.4.7 Usos y aplicaciones	44
1.4.8 Casos de estudio	45
2 ESTUDIO EXPERIMENTAL DEL PROCESO DE ADSORCIÓN Y BIOADSORCIÓN DE LIXIVIADOS TRATADOS POR MÉTODOS FÍSICOQUÍMICOS.....	48
2.1 METODOLOGÍA	48
2.1.1 Materiales y reactivos.....	48
2.1.2 Sistemas experimentales	51
2.1.3 Técnicas experimentales	53

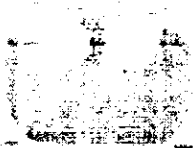
CONTENIDO

2.1.4	Técnicas analíticas.....	56
3.	RESULTADOS	61
3.1	Caracterización fisicoquímica del lixiviado.....	61
3.2	Adaptación de las bacterias al medio.....	62
3.3	Fijación de bacterias en el carbón activado.....	63
3.3.1	Estudio en microscopio electrónico de barrido	63
3.3.2	Consumo de oxígeno	65
3.4	Procesos de adsorción y bio-adsorción	66
3.4.1	Influencia de la biomasa fijada en la superficie de carbón activado.....	66
3.4.2	Influencia del pH en los procesos de adsorción y de bio-adsorción.....	69
3.4.3	Influencia de una preozonación sobre el proceso de bio-adsorción	72
3.5	Evaluación económica de los procesos de adsorción y de bioadsorción para el tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios.....	77
3.5.1	Cálculo para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno (Planta de Tratamiento de lixiviados de Bordo Poniente).....	78
3.5.2	Base de cálculo para el sistema de adsorción con carbón activado y bioadsorción.....	80
3.5.3	Cálculo para el sistema de ozonación - adsorción con carbón activado y ozonación - bioadsorción.....	87
CONCLUSIONES	95	
RECOMENDACIONES	97	
BIBLIOGRAFÍA	98	



TABLAS

1.1	Comparación entre las características del lixiviado respecto del agua residual	9
1.2	Características de coagulantes	24
1.3	Características del lixiviado estudiado	27
1.4	Características del lixiviado tratado a dosis óptima	27
1.5	Propiedades físicas del ozono	29
1.6	Comparación del potencial de oxidación de algunos compuestos	30
1.7	Características de diferentes adsorbentes	37
1.8	Área específica de carbón producido a partir de distintas materias primas	38
1.9	Modelos matemáticos que describen el proceso adsorción-biodegradación	44
1.10	Características del lixiviado estabilizado colectado en un relleno sanitario de Japón	46
1.11	Comparación entre proceso con y sin ozono	47
2.1	Composición del buffer de fosfatos	50
2.2	Buffer de fosfatos para determinación de la actividad microbiana	50
2.3	Métodos y equipos para las técnicas analíticas	57
3.1	Caracterización del lixiviado crudo, clarificado y clarificado- filtrado	61
3.2	Concentraciones de oxígeno	65
3.3	Resultados de adsorción con carbón activado sin y con bacterias a pH= 5.5	71
3.4	Resultados de adsorción con carbón activado sin y con bacterias a pH= 8.0	72
3.5	Constantes de Freundlich y Langmuir I y II para pH = 5.5	75
3.6	Constantes de Freundlich y Langmuir I y II para pH = 8.0	76
3.7	Costos de capital para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno	79
3.8	Costos de operación para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno	79
3.9	Costos anuales de operación para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno	80
3.10	Costos de capital para el sistema de adsorción con carbón activado	82
3.11	Costos de operación para el sistema de adsorción con carbón activado	86
3.12	Costos anuales totales para el sistema de adsorción con carbón activado (\$USD)	86
3.13	Costos anuales totales para el sistema de adsorción con carbón activado (\$)	87



TABLAS

3.14	Parámetros de diseño para la ozonación.....	90
3.15	Costos de capital para generación de ozono.....	91
3.16	Parámetros utilizados en el sistema de ozonación.....	91
3.17	Costo total de mantenimiento y operación	92
3.18	Costo total para el sistema de ozonación.....	93
3.19	Costo total del sistema ozonación-adsorción.....	93
3.20	Costos anuales totales para los cuatro sistemas de tratamiento: adsorción, bioadsorción , ozonación + adsorción y ozonación + bioadsorción.....	93

FIGURAS

1.1	Relleno sanitario	4
1.2	Comportamiento fisicoquímico del lixiviado en función del tiempo de estabilización	7
1.3	Curva ideal de la variación del volumen de lixiviado en época de lluvia	10
1.4	Mecanismo de contaminación de aguas subterráneas por lixiviados	11
1.5	Estructura molecular del ozono	28
2.1	Equipo generador de ozono	52
2.2	Equipo de fijación de bacterias.....	52
2.3	Diagrama de flujo de la fase experimental	53
3.1	Relación DQO residual/DQO inicial respecto al tiempo de adaptación	62
3.1	Carbón activado con y sin bacterias fijadas.....	64
3.2	Capacidad de adsorción de color al equilibrio (q_e) y color residual para pH 5.5 con y sin bacterias	67
3.3	Capacidad de adsorción de DQO al equilibrio (q_e) y DQO residual para pH 5.5 con y sin bacterias	67
3.4	Capacidad de adsorción de color al equilibrio (q_e) y color residual para pH 8.0 con y sin bacterias	68
3.5	Capacidad de adsorción de DQO al equilibrio (q_e) y DQO residual para pH 8.0 con y sin bacterias	69
3.6	Capacidades de adsorción de color al equilibrio (q_e) y color residual para pH = 5.5 y 8.0, con carbón activado con y sin bacterias	70
3.7	Capacidades de adsorción de DQO al equilibrio (q_e) y DQO residual para pH = 5.5 y 8.0, con carbón activado con y sin bacterias	70
3.8	Capacidades de adsorción con carbón activado con y sin bacterias de color al equilibrio (q_e) y color residual de un lixiviado ozonado a pH = 5.5 y 8.0.....	73
3.9	Capacidades de adsorción con carbón activado con y sin bacterias de DQO al equilibrio (q_e) y DQO residual de un lixiviado ozonado a pH = 5.5 y 8.0	74
3.10	Estimación de costos para un contactor de carbón activado granular	82
3.11	Costos de inversión – factibilidad para almacenar el carbón	83
3.12	Costo de inversión para el sistema de reactivación.....	83

FIGURAS

3.13 Costos directos de operación del sistema de reactivación..... 84

3.14 Estimación de costos de los sistemas de generación de ozono..... 88

NOMENCLATURA

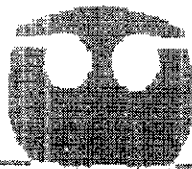
AV	Acidos volátiles
AR	Agua Residual
PCBs	Bifenilos policlorados
BACFB	Biological activated carbon fluidized bed
q_e	Cantidad adsorbida al equilibrio por peso unitario de adsorbente (mg O ₂ /g CA)
q_m	Capacidad máxima de adsorción (mg g)
CAB	Carbón activado biológicamente
COD_o	Carbón orgánico disuelto inicial (mg C/L)
COT	Carbón orgánico total (mg C/L)
CFF	Coagulación-floculación-filtración
CFFO	Coagulación-floculación-filtración-ozonación
K_s	Coefficiente de velocidad media (g/m ³)
CP	Con preozonación
S	Concentración límite del sustrato (g/m ³)
C_e	Concentración al equilibrio del adsorbato en la solución(mgO ₂ /L)
CA	Corriente alterna (volts)
b	Constante de la ecuación de Langmuir
CE	Costo de energía (\$/KWh)
C_t	Costo de inversión total (\$)
CP	Costo de potencia (\$/h)
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno (mg O ₂ /L)
DQO	Demanda química de oxígeno (mg O ₂ L)
DQO_i	Demanda química de oxígeno inicial (mg O ₂ /L)
Dll	Dólares americanos
D	Dosis (g/m ³)
E_e	Energía específica (KWh/Kg)
E.D.S.	Energy Dispersed Spectroscopy
3.6	Factor de conversión de volumétrico a flujo másico (kg/h)
24	Factor de conversión tiosulfato de sodio a mg de ozono
Q	Flujo de agua a tratar (m ³ /s)
F	Flujo de gas (L/min)
GPD	Galones por día
°C	Grados Celsius
°F	Grados Farenheit
Hz	Hertz
i	Interés
2	Litros que se dejan pasar de gas a través del medidor de flujo
L_j	Lixivado joven
L_v	Lixiviado viejo
λ	Longitud de onda

NOMENCLATURA

T	Mililitros de tiosulfato de sodio consumidos
M	Molar (mol/L)
O₃	Ozono
nm	Nanómetros
N	Normalidad (eq/L)
n	Número de años a amortizar
[O₃]_{sgE}	Ozono que entra al generador en fase gas (mg/L)
[O₃]_{ET}	Ozono que entra al tratamiento fase acuosa (mg/L)
[O₃]_s	Ozono que sale del tratamiento en fase acuosa (mg/L)
[O₃]_{sgS}	Ozono que sale del generador en fase gas (mg/L)
ppm	Partes por millón
PCP	Pentaclorofenol
H₂O₂	Peróxido de hidrógeno
%	Por ciento
% V/V	Por ciento volumen - volumen
POR	Potencial de oxido-reducción (mV)
pH	Potencial de hidrógeno
P	Producción (Kg/h)
P_M	Producción promedio
mg O₃/mg DQO	Relación entre ozono y demanda química de oxígeno
rpm	Revoluciones por minuto
1/n	Sensibilidad a la concentración
SP	Sin Preozonación
SDT	Sólidos disueltos totales (mg/L)
SST	Sólidos suspendidos totales (mg/L)
ST	Sólidos totales (mg/L)
SH₂	Sulfuro de hidrógeno
T	Tiempo de aplicación de ozono (min)
EBCT	Tiempo de contacto de lecho vacío (min)
U Pt-Co	Unidades platino cobalto
UNT	Unidades nefelométricas
V_a	Volumen en adsorbedor (m ³)
V_i	Volumen en inventario (m ³)
V_t	Volumen de gas a un tiempo de contacto dado (L)
V_r	Volumen del reactor (L)
μ	Velocidad crecimiento de bacterias (h ⁻¹)
μ_{máx}	Velocidad máxima de crecimiento de bacterias (h ⁻¹)
C. A	Voltaje corriente alterna
KI	Yoduro de potasio
ZT	Zeolita tamizada



INTRODUCCIÓN



INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

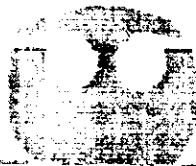
En el país se generan 83, 831 ton / día de basura, de las cuales 11, 541 toneladas corresponden al Distrito Federal. Una gran parte de estos residuos se disponen en 94 rellenos sanitarios que son lugares para la preservación de la salud pública y protección del entorno ecológico, de los cuales 41 no cumplen con las condiciones que establece la norma oficial mexicana (NOM-083-ECOL-1996) para los sitios de disposición final de residuos sólidos municipales por lo que se consideran tiraderos a cielo abierto (INE, 1999). El Distrito Federal cuenta con tres sitios de disposición final, Bordo Poniente, Santa Catarina y Prados de la Montaña. Bordo Poniente actualmente opera en la cuarta etapa del relleno, se depositan 8 mil 760 toneladas de residuos sólidos por día. Santa Catarina está por llegar al final de su vida útil para recibir desperdicio y Prados de la Montaña ya está clausurada y en etapa de control de biogás y lixiviados (DDF, 1999).

En los rellenos sanitarios se generan efluentes líquidos llamados lixiviados que por su toxicidad y volumen representan un alto riesgo de contaminación de los mantos acuíferos, por lo que es necesario realizar la colección y el tratamiento adecuado de estas corrientes contaminantes.

Para el tratamiento de lixiviados se utilizan dos grandes grupos de procesos (Ehrig, 1984): Los biológicos que son aplicados a lixiviados jóvenes, que presentan una relación $DBO / DQO \geq 0.3$ y los fisicoquímicos que se aplican a lixiviados viejos o estabilizados que presentan una relación $DBO / DQO \leq 0.1$.

En el caso particular de los lixiviados estabilizados en Bordo se han realizado varios estudios de tratabilidad. En estudios previos se analizó la eficiencia de la adsorción (Romero, 2000) y de la ozonación (Morales, 2000) en el tratamiento de lixiviados.

En este estudio se utilizan procesos fisicoquímicos como la bioadsorción y la ozonación



INTRODUCCIÓN

Con base en lo expuesto, el objetivo de este trabajo es evaluar la influencia de la preozonación sobre la eficiencia del proceso de bioadsorción en sistemas semicontinuos.

Los alcances del estudio comprenden:

1. La preparación de carbón activado asistido biológicamente, mediante la adaptación y fijación de microorganismos al adsorbente.
2. La evaluación de la influencia de una oxidación y del pH sobre la eficiencia de tratamiento del proceso de bioadsorción de lixiviados clarificados.
3. La elaboración de un estudio económico comparativo de los procesos de oxidación – adsorción, oxidación – bioadsorción, adsorción y un caso real (planta de tratamiento Bordo Poniente), en la cual se emplea oxidación con peróxido de hidrógeno.

Este trabajo de tesis se constituye de tres capítulos:

En el capítulo 1 se presenta un estudio bibliográfico relacionado con los lixiviados producidos en rellenos sanitarios y los diferentes procesos que aplican en su tratamiento. Se hace énfasis en los procesos empleados en el estudio experimental, presentando conceptos básicos y los factores que influyen cada proceso. En el capítulo 2 se plantea la metodología experimental aplicada en el estudio. Se describen los materiales, sistemas y técnicas experimentales empleados. En el capítulo 3 se presentan y analizan los resultados experimentales obtenidos y se realiza un estudio económico comparativo de los trenes de tratamiento propuestos.

Finalmente, con base en los resultados obtenidos se elaboran las conclusiones y recomendaciones que se desprenden de este trabajo.



CAPÍTULO 1
REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1 ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

1.1 Lixiviados de rellenos sanitarios

1.1.1 Rellenos sanitarios

El relleno sanitario es un espacio destinado para el confinamiento final de los desechos sólidos municipales, en el cual se depositan los residuos en un área lo más pequeña posible, cubriéndola y compactándola diariamente con tierra (figura 1.1).

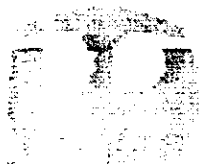
Existen tres tipos de rellenos: Relleno común (tiradero), relleno controlado (cubierto ocasionalmente) y relleno sanitario (OPS, 1991).

➤ Métodos de construcción de un relleno sanitario

El método de construcción de un relleno sanitario está determinado por el tipo de suelo, el nivel freático y las condiciones de declividad.

En regiones planas se excavan zanjas de 2 a 3 m de profundidad (hasta de 7 m), la tierra extraída es utilizada como material de cobertura. Los desechos sólidos depositados en la zanja son cubiertos y compactados con la tierra (0.10 a 0.20 m de espesor diario, hasta un cubrimiento final de 1 a 1.5 m), el suelo del relleno está provisto de una capa impermeable que evita infiltraciones a las corrientes subterráneas y cuenta con drenaje interno. Este método no es aplicable para lugares donde el nivel freático sea alto, ya que puede infiltrarse el lixiviado formado contaminando el agua subterránea.

Cuando no es posible excavar fosas por el material del suelo o porque el nivel freático sea alto, se depositan los desechos directamente sobre el suelo, elevando el nivel unos metros con material de cobertura traído de otros sitios. Los tipos anteriores pueden combinarse para un mejor aprovechamiento del terreno



ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

Las ventajas que presenta el relleno sanitario son que la inversión inicial es menor que la necesaria para implantar cualquier otro método de tratamiento de residuos sólidos, los costos de operación y mantenimiento son relativamente bajos, es un método completo y definitivo, genera empleo de mano de obra no calificada, recuperación de gas metano (en rellenos que reciben más de 200 ton / día), así como la recuperación de terrenos considerados improductivos tornándolos útiles (parques, áreas recreativas). Las desventajas principales son el alto costo del terreno, la oposición por parte del público al asociar el término “relleno sanitario” al de “tiradero a cielo abierto”, si el relleno sanitario se ubica en sitios alejados de las rutas de recolección aumentan los costos de transporte, además de la contaminación del suelo, aire y corrientes subterráneas si no funciona correctamente el relleno.

Debido a las ventajas mencionadas, el relleno sanitario es el método de disposición final más empleado en Latinoamérica e incluso en países desarrollados.

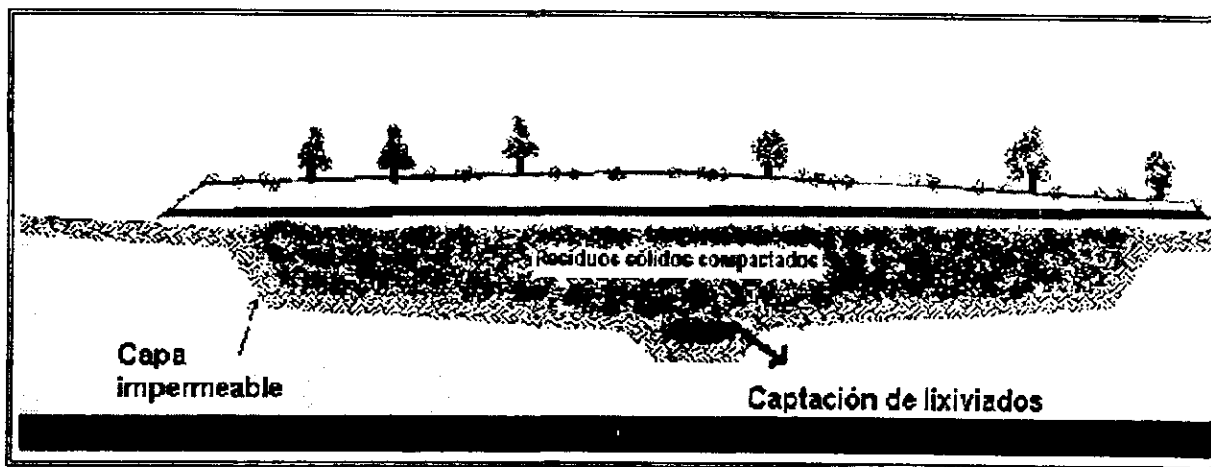


Figura 1.1 Relleno sanitario (OPS, 1991)

1.1.2 Lixiviados

El lixiviado es un líquido negro maloliente, formado principalmente por la acción del agua de lluvia y otros escurrimientos que percolan a través de los residuos depositados en un sitio controlado (relleno sanitario) o no (tiradero a cielo abierto). Es una mezcla compleja de compuestos orgánicos, inorgánicos, constituyentes bacteriológicos, sólidos suspendidos, metales pesados, compuestos recalcitrantes (Ej. Pentaclorofenol (PCP), bifenilos policlorados (PCBs)) y material xenobiótico, entre otros considerados como peligrosos (Orta *et al*, 1997a)

➤ Mecanismo de estabilización del lixiviado

Un relleno sanitario se considera como un bioreactor en el cual los residuos sólidos municipales depositados son degradados mediante una combinación de procesos físicos, químicos y biológicos, produciéndose efluentes líquidos (lixiviados) que son de interés para este estudio, sólidos (materia orgánica parcialmente degradada) y gases (principalmente metano). La degradación de la materia orgánica compactada presente en el relleno se da por la acción de microorganismos (aerobios y anaerobios) debido a la humedad presente (tanto la de los desechos, como la adicionada por precipitación).

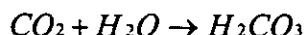
El mecanismo de estabilización del lixiviado se da en varias etapas:

- **Fase aerobia**

Requiere de la presencia de oxígeno, la descomposición comienza cuando se colocan los residuos en el relleno. En esta etapa los microorganismos degradan la materia orgánica transformándola en dióxido de carbono, agua, residuos orgánicos parcialmente degradados y calor. La cantidad de dióxido de carbono es alta y responsable de la formación de ácido

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

carbónico que provoca que el potencial de hidrógeno (pH) del lixiviado sea ácido. La composición del lixiviado en esta etapa es de materia (sales) soluble (Cook *et al*, 1994).



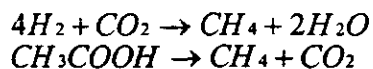
- **Fase intermedia**

Cuando comienza a faltar el oxígeno se da la presencia de microorganismos facultativos, prevalece la fermentación ácida (acetogénesis) produciéndose altas concentraciones de ácidos orgánicos además amoníaco, dióxido de carbono, nitrógeno y ácido sulfhídrico.

La producción de dióxido de carbono y la concentración de ácido provoca que el pH del lixiviado se encuentre en el rango de 5.5 - 6.5 lo cual ayuda a solubilizar materia inorgánica, los ácidos contribuyen a la alta demanda química de oxígeno (DQO) característica en esta etapa. Se tiene que el lixiviado es químicamente agresivo, el potencial redox se reduce alcanzando valores negativos (Pohland, 1996).

- **Fase anaerobia**

Una fase netamente anaerobia, que se da a un pH entre 6.7 y 7.5 y una temperatura entre 30 y 45 °C se da la producción de metano (por acción de la bacteria metanogénica, además se produce dióxido de carbono, agua y calor). La producción del metano se da mediante las siguientes reacciones:



Los ácidos orgánicos son utilizados como sustratos y su consumo provoca un aumento del pH en el lixiviado al rango de 7 - 8, el lixiviado es menos químicamente agresivo, contiene ácidos grasos volátiles (AV) y baja concentración de sólidos disueltos totales

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

(SDT), el potencial redox debe mantenerse a niveles inferiores a los que existen al inicio del proceso de degradación anaerobia (Mc Bean *et al*, 1995).

• Fase de estabilización

Con el tiempo, la producción de gas decrece gradualmente y las condiciones del lixiviado se estabilizan, el $\text{pH} > 8$. La tasa bacteriana puede disminuir debido al agotamiento del substrato biodegradable.

La descomposición continua mientras exista materia orgánica por degradar. La actividad depende de factores como el movimiento del agua, temperatura, grado de compactación, pH , edad y composición de los residuos (Mc Bean *et al*, 1995).

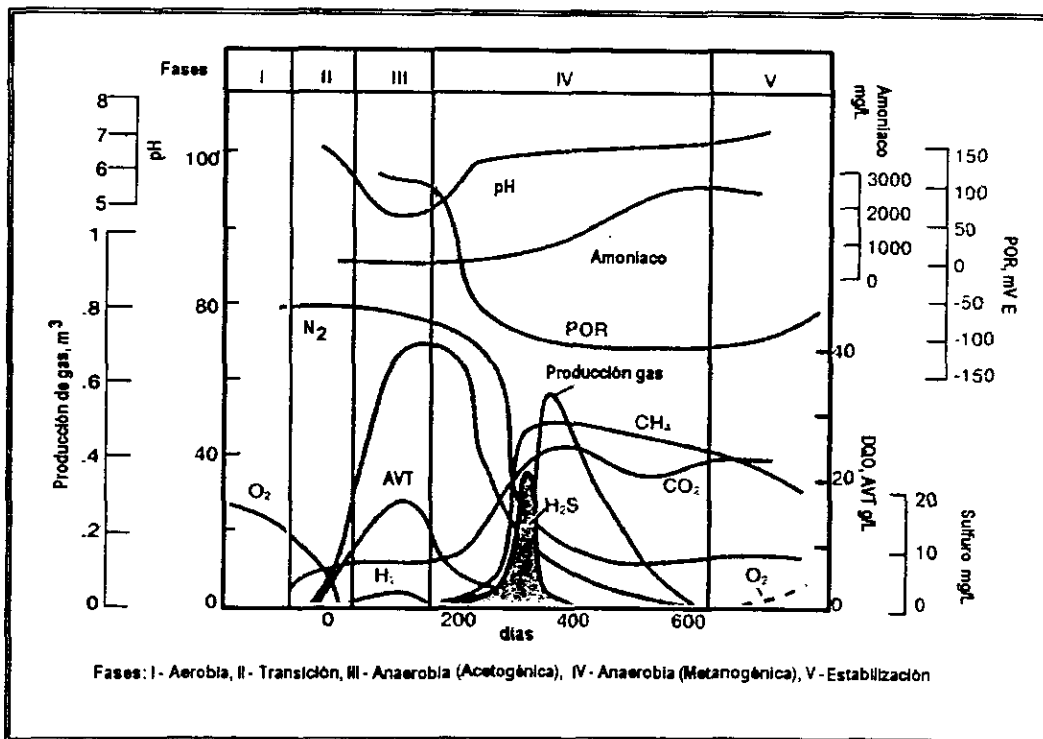


Figura 1.2 Comportamiento físico-químico del lixiviado en función del tiempo de estabilización (Pohland, 1996).

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

En la figura 1.2 se observa la variación de diferentes parámetros respecto al tiempo de estabilización del bioreactor, la tendencia que siguen generalmente es la disminución de su valor respecto al tiempo.

➤ **Parámetros que afectan la calidad del lixiviado**

• **Edad del relleno**

La edad del relleno sanitario y, por ende el grado de estabilización de los residuos, tienen un efecto en la composición de los lixiviados.

Los lixiviados se pueden clasificar en lixiviados jóvenes, intermedios y estabilizados teniendo características propias como se describe a continuación:

Los lixiviados jóvenes (fase acetogénica) presentan una carga orgánica alta ($DQO > 20 \text{ g O}_2/\text{L}$), una concentración de ácidos carboxílicos aproximada del 80% de la carga orgánica, materia orgánica rápidamente biodegradable ($DBO/DQO \geq 0.3$), una relación de $COT / DQO \approx 0.3$, pH alrededor de 6.5, concentración de metales de 2 g/L , preponderancia de ácidos grasos volátiles y compuestos de alto peso molecular (Ozzane, 1990).

Los lixiviados en etapa intermedia presentan carga orgánica entre 3 a $15 \text{ g O}_2/\text{L}$, concentración de ácidos carboxílicos que representan del 20 al 30% de la carga orgánica, la relación $DBO / DQO \approx 0.2$, un pH casi neutro, compuestos de peso molecular superior a 500 g/mol (Mertens *et al*, 1995; Ozzane, 1990).

Los lixiviados estabilizados (fase metanogénica) tienen una carga orgánica $< 2 \text{ gO}_2/\text{L}$, ausencia de ácidos carboxílicos, baja biodegradabilidad $DBO / DQO \leq 0.1$, $COT / DQO \approx 0.4$ indicando la presencia de compuestos difícilmente oxidables, presencia de compuestos

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

de elevado peso molecular superior a 5000 g / mol, pH superior a 8 y concentración de metales menor de 50 mg / L (Ehrig, 1983; Ozzane, 1990).

En la tabla 1.1 se ejemplifica como varían los parámetros del lixiviado respecto al tiempo de vida del relleno sanitario, con una tendencia a disminuir su valor. También se hace una comparación entre el agua residual y los lixiviados observándose de acuerdo a la relación DBO / DQO que el lixiviado viejo es en efecto mucho más tóxico que el lixiviado joven y el agua residual.

Tabla 1.1 Comparación entre las características del lixiviado respecto del agua residual (Orta *et al*, 1997a).

Constituyentes	Lixiviado		Agua Residual (AR)	Relación	
	(Joven L _j)	> 5 Años (Viejo L _v)		(L _j /AR)	(L _v /AR)
SDT (mg / L)	12,620	1,144	---	--	-
conductividad (µmhos / cm)	9,200	1,400	700	13	2
pH	5.2	7.3	8	0.65	0.91
DQO (mgO ₂ / L)	22,650	8,180	500	45	16.36
DBO (mgO ₂ / L)	14,950	100	200	75	0.5
COT (mg C / L)	6,500	70	200	32	0.35
cloruro (mg / L)	742	197.4	50	15	3.95
calcio (mg / L)	2,136	244	50	43	4.9
magnesio (mg / L)	277	81	30	9	2.7
hierro total (mg/L)	500	1.5	0.1	5,000	15
manganeso (mg / L)	49	---	0.1	490	---
zinc (mg / L)	45	0.16	--	---	---
cobre (mg / L)	0.5	0.1	--	---	---



- **Clima**

En época de lluvia, el lixiviado está menos concentrado debido a que los contaminantes se encuentran en un mayor volumen de agua. Fungarol y Steiner (1971) estudiaron los efectos de la precipitación en la cantidad de lixiviado generado, para lo cual, emplearon un lisímetro y simularon la precipitación adicionando humedad. Estos autores encontraron que la percolación se retarda cuando se alcanza la capacidad de retención de agua de los residuos. Con el tiempo, la percolación aumenta hasta alcanzar la cantidad de humedad adicionada como se observa en la figura 1.3 (Mc Bean *et al*, 1995).

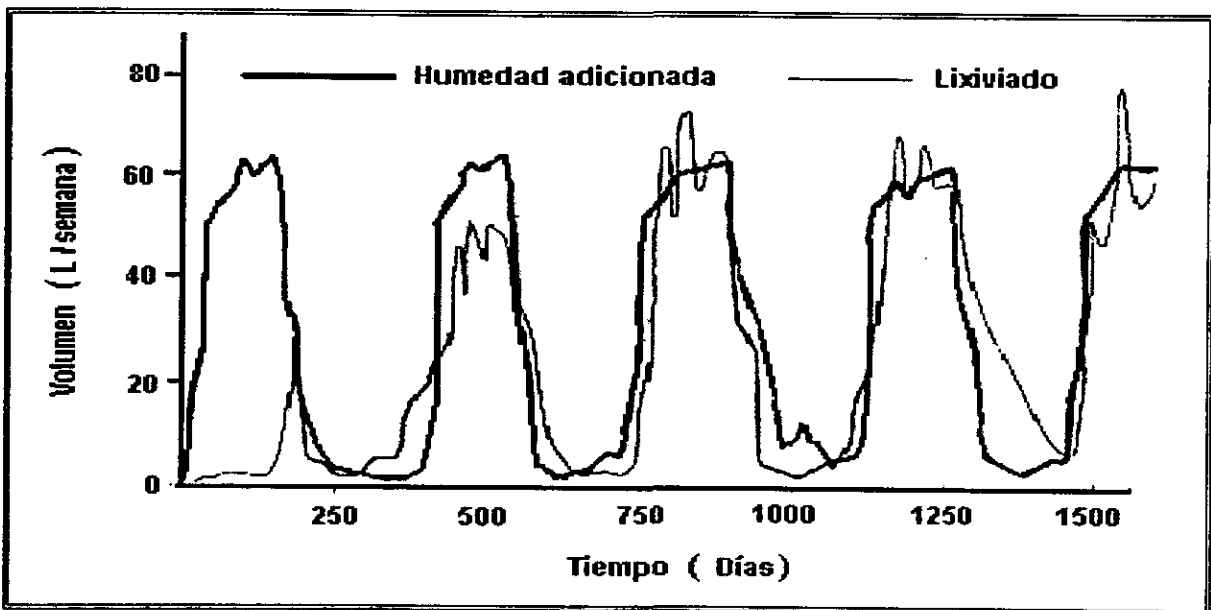


Figura 1.3 Curva ideal de la variación del volumen de lixiviado en época de lluvia (Mc Bean *et al*, 1995).

- **Zona**

Dado que existen zonas donde las precipitaciones son escasas y otras donde son abundantes, la cantidad de lixiviado producido variará, además, el tipo de residuos sólidos presentes en el relleno no son homogéneos en todo el territorio nacional, sino que

corresponden a la distribución, hábitos y costumbres alimenticias, al nivel de consumo y al poder adquisitivo de la población de las diferentes regiones de nuestro país (Orta *et al*, 1997a).

➤ **Impacto ecológico de los lixiviados**

La contaminación de las aguas superficiales y subterráneas, que puede darse por escurrimientos e infiltraciones, como se puede observar en la figura 1.4, dadas las concentraciones y los múltiples componentes peligrosos presentes en el lixiviado la contaminación de estas fuentes de agua para consumo (lagos y pozos) tiene grandes repercusiones, pues se convierten en focos de infección, sin olvidar la contaminación del suelo y aire.

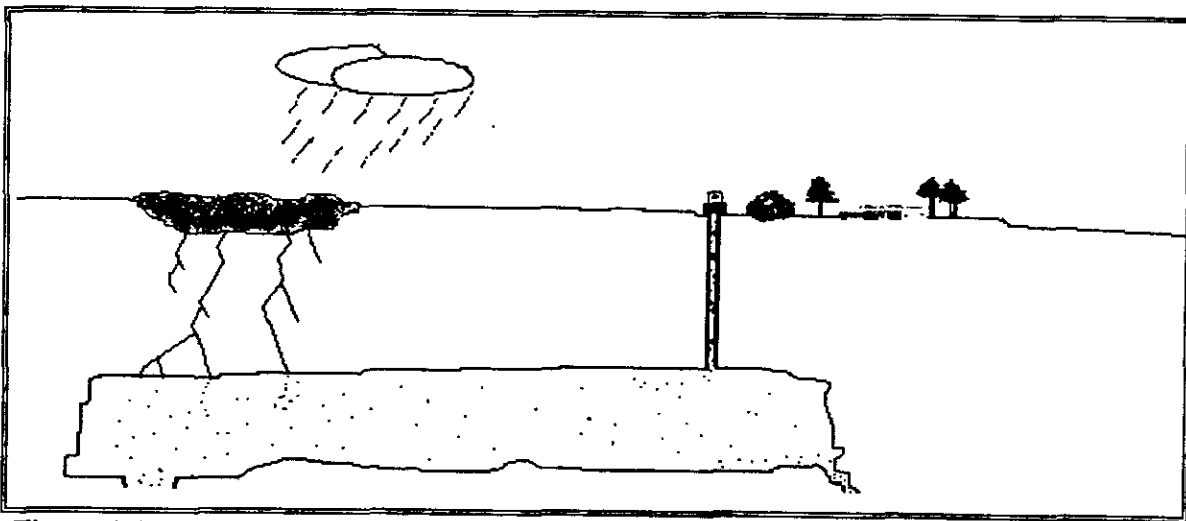


Figura 1.4 Mecanismo de contaminación de aguas subterráneas por lixiviados

El lixiviado no sólo aporta cargas orgánicas importantes, sino también metales pesados y compuestos peligrosos en concentraciones que rebasan los valores de las normas de agua de descarga vigentes, aún con la dilución que sufren al llegar a los mantos acuíferos u otras fuentes (Rodríguez *et al*, 1997).



ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

Las estimaciones realizadas del volumen de lixiviado generado son del orden de 1500 m³ por hectárea, que representa el equivalente de agua usada por 50 a 100 habitantes (Ozzane, 1990).

Los contaminantes presentes en el lixiviado pueden producir cáncer, enfermedades genéticas, esterilidad, abortos, enfermedades coronarias y otros efectos de tipo crónico, que pueden aparecer años después de la exposición al riesgo (Rodríguez *et al*, 1997; Schrab *et al*, 1993).

1.1.3 Tecnologías convencionales de tratamiento de lixiviados

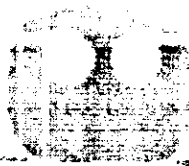
El objetivo del tratamiento de lixiviados es reducir la concentración de contaminantes a niveles aceptables para darles un reuso (agua de riego, etc.). Dado que las características del lixiviado varían considerablemente (calidad y cantidad), estos parámetros dictan la estrategia a adoptar para elegir el tratamiento adecuado a fin de satisfacer la calidad ambiental requerida dependiendo del uso final.

Los lixiviados no pueden ser tratados adecuadamente por un sólo método y se utiliza una combinación, generalmente recomendada, ya que ningún proceso biológico o fisicoquímico actuando de forma separada garantiza su eficacia en el tratamiento (Rodríguez *et al*, 1997).

➤ Tratamiento en el sitio (relleno sanitario)

- Tratamiento en el suelo

El lixiviado es recogido y utilizado para regar praderas, al examinar el suelo que ha sido regado se ha encontrado que no se presenta ningún cambio en su calidad. Sin embargo, se recomienda monitorear las propiedades del suelo y cuidar que no se presente una filtración hacia una fuente de agua. Este método se utiliza en aquellos rellenos que se encuentran en



ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

zonas áridas. Mediante esta técnica se remueven microorganismos patógenos y se atenúan especies químicas (Diamadopoulos, 1994).

- **Recirculación**

En algunos casos, el lixiviado se colecta y regresa al relleno sanitario en la parte superior de éste, mediante la irrigación o reinyección al sistema. El resultado que se espera es la aceleración de la estabilización de la materia orgánica presente.

La recirculación necesita ser operada de tal manera que los volúmenes de recirculación no excedan la capacidad de almacenamiento del relleno. Esto permite reducir la variación de la concentración de componentes químicos y biológicos en la corriente. Se observa una reducción rápida de DQO, demanda bioquímica de oxígeno (DBO), carbón orgánico total (COT), ácidos volátiles, fosfatos, nitrógeno amoniacal y sólidos disueltos totales (SDT). La estabilización del relleno sanitario que generalmente lleva de 30 a 50 años se puede reducir a un periodo de 5 a 10 años. La recirculación no provee una solución final, el efluente terminal no cumple con las normas ambientales (Senior *et al*, 1995).

- **Irrigación**

Es poco recomendable, ya que las altas concentraciones de elementos tóxicos presentes representan un riesgo de contaminación del agua subterránea y superficial, además las plantas adsorben metales como plata, cadmio y níquel. Para poder utilizar este método se necesita un tratamiento previo del lixiviado (Forgie, 1988).

- **Tratamientos biológicos**

La degradación biológica es una de las opciones más prometedoras para remoción de compuestos orgánicos, sin embargo los lodos generados, especialmente durante los

procesos de biodegradación aerobia, constituyen un serio problema, ya que necesitan ser tratados porque absorben compuestos orgánicos y metales pesados. Existen dos tipos de tratamiento biológico: el aerobio (requiere de oxígeno) y el anaerobio. Estos tratamientos se emplean cuando la relación DBO / DQO ≥ 0.3 , es decir lixiviados jóvenes. Incluye lagunas aireadas, lodos activados, biodiscos y filtros percoladores (Robinson *et al*, 1988).

➤ **Sistemas biológicos aerobios**

Los métodos biológicos aerobios presentan microorganismos que demandan oxígeno para oxidar compuestos orgánicos a dióxido de carbono, agua y materia celular. Con estos tratamientos se logran efluentes de alta calidad. Se requiere de una alimentación de la comunidad microbiana (Stegmann *et al*, 1980).

• **Lodos activados**

Una mezcla de microorganismos suspendidos, oxígeno disuelto, compuestos orgánicos y nutrientes en un mezclador o aereador. El término “activados” se refiere a los microorganismos vivos.

Los microorganismos son adaptados a los nutrientes que se les provee, degradan los contaminantes presente en el lixiviado, los microorganismos que proliferan en los lodos activados son de una gran variedad, trabajan a un pH entre 6 y 8.

Remueven del 30 al 90 % de DQO, 99 % DBO y 90 % de amoníaco. Los problemas que se encuentran generalmente es la precipitación de hierro y carbonatos, producción excesiva de lodos (0.6 Kg lodo seco/ Kg DBO removido) y un decremento de la eficiencia durante periodo invernal (Keenan *et al*, 1884).

- **Filtro aerobio**

Utilizan una superficie fija como soporte para el crecimiento de biomasa (roca, grava o materiales porosos), usados para tratar lixiviados viejos, remueven DBO y amoníaco efectivamente, el tiempo de retención hidráulico varía entre 15 h a 4.5 días. Los filtros se bloquean por precipitaciones de hidróxido de hierro y carbonatos (Ehrig, 1984).

- **Contactador rotatorio biológico (biodisco)**

La película de biomasa se acumula en discos rotatorios, soporta cambios de carga hidráulica o química mayores que los procesos de biomasa suspendida, utiliza hidróxido de sodio como pretratamiento (para precipitar metales como el calcio que provocan una disminución en su efectividad), requiere adición de fósforo como nutriente. Utilizan un tanque de aereación, estabilizador y recirculación de sólidos. El tratamiento de lixiviados por este sistema ha permitido obtener remociones de 85 a 90 % de COT y 99 % de DBO (Uloth *et al*, 1977).

- **Laguna de oxidación**

Estos sistemas presentan microorganismos con metabolismo aerobio y anaerobio en adición a fotosíntesis y sedimentación, es una opción viable desde el punto de vista económico, sin embargo necesitan amplio espacio, existe el riesgo de contaminación de agua subterránea, mal olor y presencia de insectos. En lixiviados concentrados se alcanza una remoción del 93 al 97 % de materia orgánica sin pretratamiento, con tiempos de retención de 7 a 86 días y cargas orgánicas de 0.244 a 1.65 Kg/ m³/ día (Uloth *et al*, 1977).

➤ **Tratamientos anaerobios**

Las moléculas orgánicas son fermentadas por bacterias en condiciones anaerobias (ausencia de oxígeno). Se obtiene metano como subproducto y existe una menor producción de lodos biológicos que en los procesos aerobios, además de no necesitar aireación, los requerimientos de fósforo y nitrógeno son más bajos, los organismos patógenos son removidos.

Los tiempos de retención son mayores que para los aerobios, siendo del orden de meses, pues la cinética es más lenta. Los requerimientos de temperatura son mayores (33 a 37 °C), es sensible a la presencia de metales pesados y se necesita un estricto control de operación. En general los sistemas son muy similares a los aerobios, con la diferencia de la falta de oxígeno (Chamalot *et al*, 1984).

• **Reactor anaerobio**

Utiliza un mecanismo que pone en contacto los microorganismos con el sustrato, se reportan remoción de DQO del 90 al 96 % para cargas de 0.43 a 2.2 Kg DQO / m³/ día y tiempos de retención hidráulica de 5 a 20 días con temperatura de 23 - 30 °C.

• **Filtro anaerobio**

Columna empacada con material poroso que sirve de soporte a una población microbiana, capital inicial y costos de operación relativamente bajos, diseño simple y fácil operación.

• **UASB (Upflow Anaerobic Sludg Blanket)**

Para altas concentraciones de amoníaco, carga de 6.8 KgDQO /m³ / día, tiempos de retención de 2.47 días, remoción de 88 % de DQO.



➤ **Tratamientos fisicoquímicos**

Estos tratamientos son particularmente útiles para lixiviados viejos con bajo contenido de materia orgánica biodegradable, como tratamiento de pulimento o preparación del lixiviado para procesos biológicos.

• **Oxidación química**

Dentro de estos procesos incluyen la ozonación (ozono), Fenton (peróxido de hidrógeno) y reducción química (cloro entre otros). La reducción de DQO en lixiviados es aproximadamente del 48 %, sin embargo dan excelentes resultados en la remoción de hierro y color. El porcentaje de remoción de DQO es en general del 20 - 50 %. Ambos, ozono y peróxido de hidrógeno, son preferibles al cloro porque al oxidarlos no producen subproductos clorados (Fraser *et al*, 1883).

• **Precipitación química**

Los contaminantes solubles son convertidos a insolubles por reacción química, los sólidos precipitados pueden ser removidos por filtración. Durante la precipitación química, se remueven metales pesados y una porción de materia orgánica. El reactivo más utilizado es el hidróxido de calcio (Thornton *et al*, 1983).

En términos de remoción de DQO la precipitación no es eficiente, pero se tiene una buena remoción de color, sólidos suspendidos, amoníaco y cationes pesados. La sedimentación y filtración son procesos utilizados para apoyar a la precipitación química. Tiene la desventaja de producir lodos altamente peligrosos. Bajo porcentaje de remoción de DQO del 20 - 40 %, buena remoción de metales 80-90 % y para color 70 - 90 % (Welander *et al*, 1998).

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

- **Coagulación – floculación**

Las sales como el sulfato de aluminio, sulfato ferroso, cloruro férrico y policloruro de aluminio son los coagulantes más utilizados, las sales de hierro son más eficientes que las de aluminio. Remoción de COT y DQO del 10 al 30 % para lixiviados jóvenes y del 50 - 80 % para los lixiviados estabilizados. Polielectrólitos no iónicos, catiónicos o aniónicos son utilizados para ayudar al proceso de floculación. Este proceso se recomienda para lixiviados estabilizados (Amokrane *et al*, 1997).

- **Adsorción**

Es el proceso más usado para remover constituyentes orgánicos, utiliza materiales con área superficial importante (zeolitas, carbón activado en grano o polvo, etc.). El carbón activado es usado principalmente para remover contaminantes orgánicos no polares, compuestos recalcitrantes, compuestos de baja solubilidad y alto peso molecular. La desventaja es que necesita ser frecuentemente regenerado lo que eleva los costos del tratamiento. La capacidad de adsorción depende del tamaño de poro, área superficial, pH de la solución. Este método es empleado para tratamiento de lixiviados estabilizados o efluente de tratamientos terciarios. Permite una remoción de color de 50-70 %, DQO alrededor del 60 % y nitrógeno amoniacal (Amokrane *et al*, 1997).

- **Radiación gama**

La descomposición de sustancias refractarias en el lixiviado usando radiación induce oxidación bajo condiciones aerobias, el carbón orgánico total decrece con la conversión a dióxido de carbono, una característica es que no produce lodos, una combinación de radiación gama y coagulación con cloruro férrico bajo condiciones anaerobias reduce

efectivamente cerca del 80 % de compuestos orgánicos. Resulta muy caro el tratamiento y necesita mantenimiento y manejo especializado (Mc Bean *et al*, 1995).

- **Ósmosis inversa**

La ósmosis inversa se define como una migración de agua a través de una membrana semipermeable que separa soluciones de diferente concentración. La membrana es permeable al agua pero retiene contaminantes disueltos como sales o compuestos de alto peso molecular. La migración es de la más diluida a la más concentrada hasta alcanzar el equilibrio (a la inversa de lo que sucede naturalmente, de ahí el nombre), esto se logra aplicando alta presión.

La aplicación de este proceso en el tratamiento de lixiviados permitió una alta remoción de orgánicos (90 %), eficiente remoción de DQO, sólidos totales (97 %), remoción de metales a concentraciones por debajo de los límites de detección. Se necesita eliminar sólidos suspendidos y materia coloidal para aumentar la duración de las membranas. El tipo de membrana (las más comunes son de acetato de celulosa y poliamidas aromáticas), el pH, presión y pretratamiento son factores importantes para la efectividad de la ósmosis inversa. La desventaja, se tiene poco conocimiento en el país acerca de este proceso, difícil mantenimiento, altos costos de operación, remoción selectiva, alto costo de energía. Remueve componentes disueltos, es relativamente seguro, fácil de operar y el efluente puede ser utilizado para fines de reuso (Krug *et al*, 1984).

- **Ultrafiltración**

Mediante este método es posible llevar a una purificación completa, obteniéndose un efluente con bajos niveles de contaminantes; estos cumplen con los estándares de agua potable y descarga a ríos, o para la recarga de acuíferos. Se emplea para remover material



ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

disuelto, necesita de pretratamiento como coagulación - floculación. La microfiltración retiene partículas de diámetros superiores a varias micras, ultrafiltración para moléculas cuya masa molecular es 10 000 - 100 000 g / mol (Peters, 1996).

- **Intercambio iónico**

Es el intercambio de un ion por otro de carga similar en una superficie sólida (resina) mediante la aplicación de fuerzas electrostáticas. La resina empleada puede ser catiónica o aniónica. Los contaminantes pueden ser recuperados por regeneración del ion intercambiado usando hidróxido de sodio o ácido sulfúrico, según sea el caso. Tiene las mismas ventajas que la ósmosis inversa.

Se tiene una excelente remoción de DQO a partir de efluentes provenientes de sistemas de tratamiento aerobio, debido a la afinidad que presenta por las resinas. Los iones que remueve con dificultad son potasio, sodio, calcio y magnesio. El intercambio es más económico que la ósmosis inversa cuando la concentración es menor a 1000 mg / L de los iones antes mencionados, cuando es mayor de 1500 mg / L sucede lo contrario (Senior *et al*, 1995).

- **Volatilización con aire**

Este método se emplea a pH alrededor de 11, se aumenta la velocidad de transferencia de amoníaco. La volatilización con aire tiene eficiencias de remoción del 95 % de amoníaco.

- **Oxidación avanzada**

Aplicación de combinaciones de oxidantes como ozono - peróxido de hidrógeno, ozono - energía ultravioleta, peróxido de hidrógeno - energía ultravioleta o peróxido de hidrógeno -

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

hierro en contaminantes recalcitrantes se puede obtener el 97 % de remoción de DQO en lixiviados pretratados biológicamente. (Duguet *et al*, 1990; Schulte *et al*, 1995).

Este es un breve resumen de las diferentes opciones que se tienen para el tratamiento de lixiviados, la elección de la secuencia de tratamiento, como ya se mencionó, dependerá de las características del lixiviado, generalmente se emplea una combinación de procesos en secuencia lógica (Scott *et al*, 1995).

1.2 Generalidades del proceso de coagulación-floculación

1.2.1 Principios de la coagulación – floculación

Coagular viene del latín "Coagulare", y flocular de "Floculare". En el pasado estos dos términos se usaban indistintamente, pero ahora se distingue entre agregación de simples iones (coagulación) y agregación de polímeros (floculación) (Cohen *et al*, 1971).

Este proceso afecta a partículas de tamaño coloidal presentes en el agua en suspensión estable, dicha estabilidad se debe a que estas partículas tienen cargas eléctricas del mismo signo, que por repulsión impiden la formación de agregados precipitables. La desestabilización se logra al contrarrestar la carga neta negativa de los coloides con los productos de hidrólisis (cargados positivamente) del coagulante, llevando a cabo la precipitación de los compuestos insolubles formados.

La distribución de los iones no es uniforme debido al campo electrostático de la superficie, se presenta una caída de potencial en la masa de líquido en dos fases:

La primera se da entre la superficie del sólido y la capa fija, la segunda entre la capa fija y la capa difusa, dicha caída de potencial depende de la naturaleza de la partícula y de los iones en solución, recibe el nombre de potencial zeta y rige la posibilidad del fenómeno de coagulación-floculación. Cuando el potencial zeta es reducido por la acción de un coagulante se le llama punto isoeléctrico e indica que el promedio de las cargas de la partícula es cero o tiende a cero, pero no debe olvidarse que cierta proporción tiene carga



ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

positiva o negativa. En la medida en que se acerque a cero el valor del potencial zeta se observará una mayor remoción de coloides (Hernández, 1990; Cohen *et al*, 1971).

1.2.2 Mecanismo de coagulación - floculación

Se presenta en cinco fases (Marín, 1989):

- Hidrólisis de los coagulantes y desestabilización de las partículas existentes en la solución.
- Precipitación y formación de compuestos químicos que se polimerizan.
- Adsorción de la cadena polimérica en la superficie de los coloides.
- Adsorción mutua entre cadenas poliméricas.
- Acción de barrido.

1.2.3 Coagulantes

Un coagulante es una sustancia química (generalmente iones de valencia superior a uno) que desestabiliza los coloides en una solución, haciéndolos fácilmente decantables. A veces no consiguen reducir el potencial zeta, por lo cual es preciso introducir otros compuestos llamados coadyuvantes. La actividad coagulante crece con la valencia del ion, un ion trivalente es de 600 a 1000 veces más efectivo, se distinguen dos grupos, los de aluminio y los de hierro.

Dentro de los primeros se encuentra el sulfato de aluminio, ya sea líquido o sólido, elimina color, turbidez y mediante englobamiento en los flóculos formados, bacterias, virus y en general microorganismos, las dosis empleadas varían de 15 a 200 g / m³, es un reactivo corrosivo y ácido, conviene evitar derrames y el contacto con la piel. Los policloruros poseen un fuerte poder de coagulación y floculación, su rango de pH es muy amplio, desde 5 a 10, son indicados para aplicarse en aguas de baja conductividad y turbiedad, han de

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

usarse preferentemente sin diluir, dosis máxima de 100 g / m^3 como producto al 100 %, no necesitan coadyuvante. Los policlorosulfatos poseen elevada velocidad de decantación, el rango de pH es de 6-9, no necesitan coadyuvante (Company, 1989).

Las sales de hierro más empleadas son: el cloruro férrico que puede ser hierro trivalente o divalente (es mejor el trivalente, debido a la mayor solubilidad del segundo). El rango de pH es de 4 - 11, se encuentra como cristales hidratados cafés o amarillos, cristales anhidros verde oscuro o en solución al 35 - 45 %. El sulfato férrico líquido amarillo que se encuentra en forma anhidra y en forma hidratada, rango de pH de 3.5 a 11 y dosis de 5 a 160 g/m^3 de reactivo comercial. El sulfato ferroso sólido verdoso que es la fuente más barata de hierro, se usa hidratado, sin embargo es necesario aplicar alcalinidad adicional para obtener un producto de solubilidad más conveniente (Marín, 1989).

Se pueden emplear coagulantes mixtos, se trata de sales que intentan conjugar las ventajas de ambos iones (hierro y aluminio), su poder coagulante y su velocidad de decantación son altos, los flóculos son grandes y no necesitan coadyuvante. Se adicionan directamente sin diluir al agua. El manejo de estos reactivos debido a su acidez exige guantes y gafas de seguridad.

Cuando los coagulantes por sí solos no reducen el potencial zeta lo suficiente como para lograr una remoción satisfactoria de coloides, se utilizan los llamados coadyuvantes, es decir, ayudantes de floculación, son en general macromoléculas de cadena larga. La ventaja radica en que cuando las partículas no pueden aproximarse por las fuerzas de repulsión, la gran longitud de la cadena poliméricas permite unir coloides entre sí mediante puentes, en condiciones en las cuales no hubiera habido normalmente coagulación. Esta reacción es rápida el 85 % del polímero se adsorbe en aproximadamente 10 segundos. La cantidad de polímero utilizado es de 0.1 a 1 mg / L lo cual compensa su precio alto.

Ayudan a la floculación de distintas maneras, ya sea modificando el pH del agua (hidróxido de sodio), transformando los coloides hidrofílicos en hidrofóbicos (ej. cloro),

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

neutralizando cargas eléctricas de los coloides (ej. sulfato de magnesio) o sirviendo de material de soporte y medio adsorbente (arcillas, sílice activa), los polielectrólitos no iónicos como poliacrilamidas cuyo peso molecular está entre 1 y 30 millones, los aniónicos, que son una coexistencia de grupos que permiten la adsorción provocando la extensión del polímero y los cationicos, en los cuales la carga eléctrica neta es positiva (Hernández, 1990).

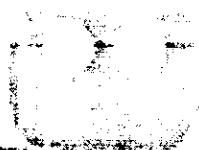
En la tabla 1.2 se resumen las características que presentan diversos productos químicos que se emplean como coagulantes

Tabla 1.2 Características de coagulantes (Hernández, 1990).

Producto Químico	p H		Dosis (g / L)	Recomendaciones
	Intervalo	Óptimo		
cloruro férrico	5-11	5.5	0.06	- oxidar SH ₂ a pH alto.
sulfato ferroso	8.5-11	9	0.06-0.13	
sulfato férrico	5-11	8-8.5	0.06	-evitar sobredosificación.
sulfato de alúmina	5.5-8	6-8.5	0.13-0.16	-normalmente se usa cal.
cloruro de aluminio	5.32		0.13	

1.2.4 Factores que afectan la coagulación - floculación

- Tipo de coagulante: dado que las características del lixiviado a tratar cambian de una experiencia a otra y que no existe un coagulante universal.
- Dosis de coagulante: dicha dosis se determina mediante ensayos (prueba de jarras), dependiendo de las características del lixiviado.
- Características del lixiviado: principalmente el *pH* del medio, ya que cada coagulante tiene un intervalo óptimo de acción y se debe trabajar en él, de lo contrario se da un desperdicio de producto químico y un descenso del rendimiento del tratamiento. Presencia de *sales*, ya que ciertos iones pueden alterar el *pH* óptimo de coagulación, la dosis de coagulante y el coagulante residual en el efluente.



ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

Alguno de estos efectos se explica sobre la base de que ciertos iones inorgánicos pueden ser sustituidos por iones hidroxilos produciéndose un compuesto con diferente solubilidad.

- Tiempo de mezclado y floculación: es el transcurrido entre la adición del coagulante y el final de la agitación, entre 10 y 30 min. Debe homogeneizar el coagulante en el lixiviado.
- Temperatura del lixiviado: cuanto menor sea la temperatura la viscosidad aumenta, incrementando la dosis de coagulante necesario y el tiempo para formar buenos flóculos.
- Efectos de mezclado: una mezcla rápida es esencial para dispersar homogéneamente el coagulante, la velocidad adecuada esta entre 80 a 100 rpm durante 30-60 segundos. La agitación lenta debe promover el movimiento de los flóculos sin romperlos, de 20 a 30 rpm durante 30 a 60 minutos con una sedimentación de 30 minutos.
- Tamaño de partícula: La dosis que produce remoción óptima de turbidez incrementa directamente con el área superficial del sistema, pero es inversamente proporcional al tamaño de partículas suspendidas (Bratby, 1981, Degremont, 1979).

1.2.5 Casos de estudio

➤ CASO 1

A nivel nacional se encuentra la planta de tratamiento de lixiviados de Bordo Poniente en la ciudad de México.

La planta está ubicada en el sitio de disposición final en la zona federal del ex lago de Texcoco (1480 m² aproximadamente). El sistema está diseñado para tratar 3 L / s en dos corrientes, empleando un proceso exclusivamente fisicoquímico dado que el lixiviado está estabilizado.

El tren de tratamiento empleado consta de:

- Una acidificación: adición de ácido sulfúrico, para ajustar el pH del lixiviado para la etapa de coagulación.
- Mezcla rápida: se adicionan coagulantes cloruro férrico (800 mg / L) y sulfato de aluminio (600 mg / L) a 700 rpm durante 5 minutos.
- Mezcla lenta. 30 minutos a 30 rpm manteniendo el pH alrededor de 5.
- Sedimentación primaria: se desechan los lodos producidos, se conducen a un cárcamo de lodos.
- Oxidación química: con peróxido de hidrógeno al 50%.
- Neutralización a pH 7
- Sedimentación secundaria: separación de lodos de hierro.
- Filtración: separación de sólidos suspendidos remanentes.
- Tratamiento de lodos: se deshidratan y se disponen en celdas especiales.

En el efluente de la etapa de coagulación – floculación se tiene remociones de 50 % de color y 45 % de DQO.

El efluente se utiliza como agua de riego para los caminos (Orta *et al*, 1997a).

➤ CASO 2

Amokrane *et al* (1997) examinaron la efectividad de la coagulación-floculación como pretratamiento para lixiviados.

El experimento lo llevaron a cabo con un floculador de seis paletas rotatorias (24.5 mm x 63.5 mm), para un litro de lixiviado cada una. Adicionaron sulfato de aluminio (20 g / L) o cloruro férrico (119.3 g / L) a 500 mL de lixiviado y mezclados por 3 minutos a 200 rpm. Las dosis de coagulante de aluminio o hierro usadas fueron de 0 a 0.07 mol / L.

El lixiviado tratado era proveniente del relleno sanitario localizado en Jean Delaincourt.

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

Tabla 1.3 Características del lixiviado estudiado.

Parámetro	Promedio
pH	8.2
Turbidez (UTN)	30
DQO (mg O ₂ / L)	4100
COT (mg / L)	1430
DBO ₅ /DQO	0.05

- **Resultados y conclusiones**

Las dosis de coagulantes óptima fueron similares para los dos compuestos (0.035 mol / L), sin embargo el cloruro férrico es más efectivo que el sulfato de aluminio en la remoción de turbidez (94 % contra 87 %) y DQO (55 % contra 42 %).

Con un incremento de las dosis de coagulante, el porcentaje de lodos (mL de lodo por 100 mL de lixiviado) se incrementa gradualmente hasta alcanzar un máximo del 45 %, el pH del sobrenadante decrece de 5.5 a 5.1.

Para cada dosis de coagulante los flóculos de un diámetro menor a 0.1 mm, tiempo de sedimentación de 2 horas.

Tabla 1.4 Características del lixiviado tratado a dosis óptima (0.035 mol / L).

A dosis óptima	Lixiviado	Sobrenadante	
		Cloruro férrico	Sulfato de aluminio
pH	8.8	5.6	5.1
Turbiedad (UTN)	1350	75	175
DQO	3800	1700	2200

1.3 Generalidades del proceso de ozonación

El ozono fue descubierto por el Holandés Von Marum en 1783 mientras trabajaba con máquinas electrostáticas, Clukshank también lo detectó en 1801 haciendo electrólisis del ácido sulfúrico. En 1863 Suret demostró que el ozono se compone de oxígeno, Schobein (1840) lo clasificó y le dio su nombre, Werner Von Siemens (1857) construyó la primera máquina generadora de ozono, en 1886 la habilidad desinfectante del ozono es reconocida en Europa, la primera aplicación a gran escala para agua potable se dio en 1893 en Holanda, en 1957 se implementa para oxidar hierro y manganeso en Alemania, entre 1900 y 1906 se construye la primera planta de tratamiento de agua en Europa, en 1960 es utilizado como coagulante, en los 70's gana aceptación en E. U., en los 80's se utiliza como desinfectante, en los 90's es usado para remover color, olor y como desinfectante desplazando cada vez más al cloro (Kingozone, 1998; Warren, 1998).

Es un gas inestable con olor picante, su nombre proviene del griego ozein que significa "oler", posee una estructura molecular resonante como se muestra en la figura 1.5.

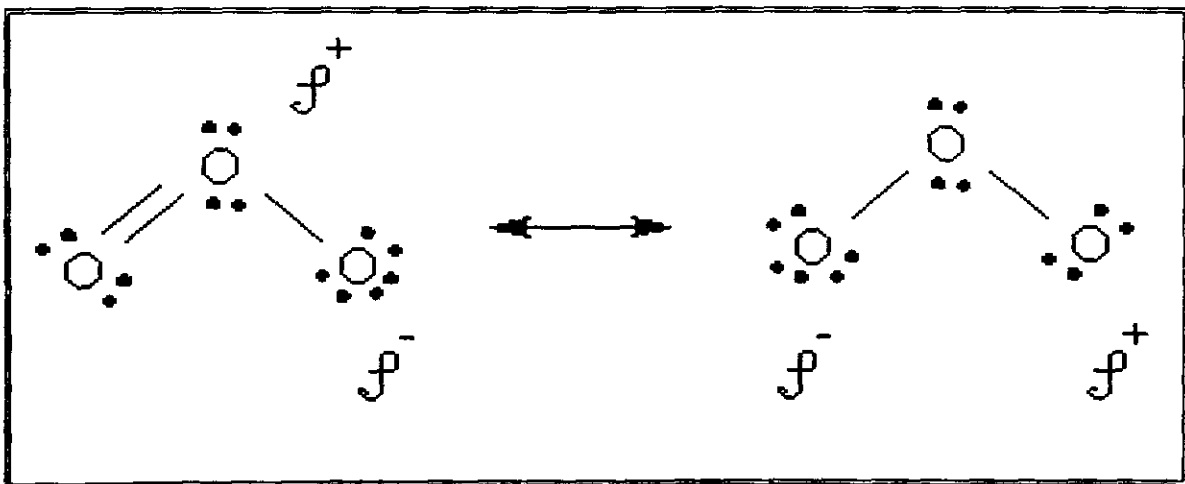


Figura 1.5 Estructura molecular del ozono (Langlais, 1994).

Las propiedades del ozono se presentan a continuación:

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

Tabla 1.5 Propiedades físicas del ozono (Razumouskii, 1984).

Fórmula	Ozono
Aspecto Físico (25 °C, 1 atm)	Gas Incoloro
Masa Molecular	48
Punto de Fusión (1 atm)	-192.7 °C
Punto de Ebullición	-111.9 °C
Temperatura crítica	-12.1 °C
Presión crítica	54.6 Kg / cm ²
Densidad critica	0.437 g / mL
Volumen critico	0.147 L / mol
Tensión superficial(-183 °C)	48.4 dina / cm
Viscosidad (-183 °C)	1.55 cp
Densidad del gas (0 °C)	2.144 g / L
Solubilidad(20 °C)	570 mg /L
Densidad (CNPT)	2.15 Kg / m ³
Líquido (-170 °F)	Condensa a líquido azul oscuro
Sólido (-420 °F)	Puede ser Congelado
Longitud de enlace y ángulo	1.278 A, 116° 45'
Olor del ozono	Detectable < 0.01 ppm en el aire
1.3 veces mas pesado que el aire	

El ozono se forma de tres maneras:

- Por medio de la ionización de aire u oxígeno con luz ultravioleta (método fotoquímico, $\lambda < 200 \text{ nm}$), es especial para baja demanda de ozono, las concentraciones típicas no exceden 0.5 % en peso de ozono.
- Otra forma es mediante la electrólisis del ácido sulfúrico, se usa bajo voltaje de corriente directa y genera altas concentraciones de ozono, sin embargo existe corrosión del equipo empleado, necesita agua de baja conductividad.
- El método que se utiliza en la industria es el de descarga de corona, el cual produce ozono en altas cantidades, pero sólo el 10 % de la energía que demanda es utilizada

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

el resto se disipa en forma de calor, luz y sonido. Se hace pasar una descarga eléctrica (500 a 2000 voltios y 50 a 1000 Hz) a través de aire u oxígeno (secos), se utiliza un dieléctrico (vidrio o cerámica) para distribuir la carga (Langlais, 1994)

Es un oxidante muy fuerte como se observa en la siguiente tabla 1.6, sólo el flúor lo supera, ya que el radical hidroxilo y el oxígeno atómico se presentan durante la descomposición del ozono en el agua, como se verá más adelante.

Tabla 1.6 Comparación del potencial de oxidación de algunos compuestos (Sheng, et al 1993).

Oxidante	Potencial de oxidación (volts)
Fluor	3.06
Radical hidroxilo	2.80
Oxígeno atómico	2.42
Ozono	2.07
Peróxido de hidrógeno	1.77
Cloro	1.36

El ozono es muy inestable, presenta una vida media en el aire de alrededor de 30 minutos, después se revierte a oxígeno puro lo cual representa una gran ventaja (Sheng, et al 1993). En solución acuosa se descompone en radicales hidroxilo y oxígeno atómico.

La baja temperatura de descomposición del ozono permite trabajar a temperatura ambiente. Se utiliza inmediatamente después de ser generado lo cuál implica que no existen problemas de manejo, almacenamiento y distribución. El ozono residual se descompone con el tiempo además de no impartir olor ni sabor al agua (Buzzi, 1993).

Una exposición de ozono de 0.01 ppm durante 30 segundos causa irritación en los ojos y en las mucosas, en dosis de 0.05 ppm se presentan trastornos en los músculos de los ojos, de 0.1 a 1 ppm cefalea, picor en la garganta, irritación en los ojos; de 1 a 100 ppm asma, cansancio, náusea, pérdida del apetito, exposiciones mayores causan hemorragia, edema

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

pulmonar, puede producir tumores y cáncer, La exposición máxima permisible es de 0.08 a 0.12 ppm durante ocho horas. En el uso del ozono se debe evitar fugas, debe existir buena ventilación del lugar y la campana de extracción debe funcionar, ausencia de flama o chispas (Dingel *et al*, 1994; Miller, 1978).

El ozono es caro, por el costo del equipo para generarlo y los requerimientos de energía, sin embargo las ventajas anteriormente mencionadas lo convierten en la opción mas apropiada.

1.3.1 Mecanismos de reacción

El ozono reacciona de dos maneras: por acción directa como ozono molecular o por acción indirecta por radicales libres. El tipo de reacción dependerá de las condiciones de reacción (pH, temperatura, etc.) y de la composición química del lixiviado.

➤ Acción directa

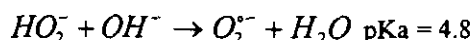
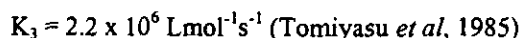
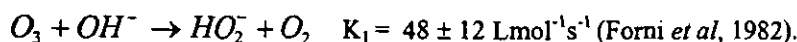
Reacciona como un dipolo (Cicloadición dipolar 1-3 a 1-2) reacción clásica del ozono sobre compuestos que comparten ligaduras insaturadas, productos de esta reacción son cetonas y aldehídos. Como un agente electrofílico ataca a moléculas que presentan sitios altamente densos en electrones, como compuestos aromáticos y mercaptanos produciendo ácidos, nitrato, dióxido de carbono, etc. Como agente nucleofílico actúa sobre uniones carbono nitrógeno, aunque se observan pocos casos (Barrero, 1983, Hoigné, 1998).

➤ Acción indirecta

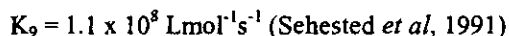
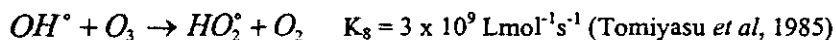
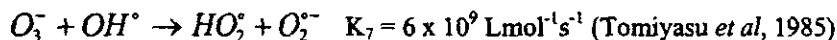
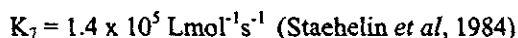
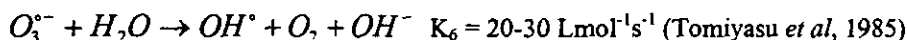
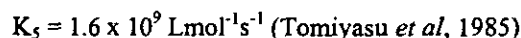
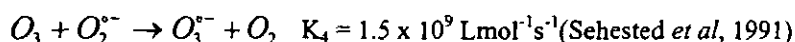
En medio acuoso el ozono se descompone en radicales hidroxilo de la siguiente manera:

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

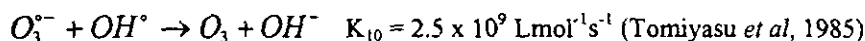
Iniciación



Propagación



Terminación



1.3.2 Factores que influyen en la ozonación

➤ Influyente

- COT: aporta las especies que intervienen en los mecanismos de inicio y promoción.
- pH: ácido, favorece ataque directo de la molécula de ozono. Neutral o básico ataque indirecto por radicales libres.
- Alcalinidad: material orgánico presente (carbonatos y bicarbonatos) inhibe la formación de radicales libres (ejemplo alcoholes terciarios, sustancias húmicas).

- Temperatura: afecta la solubilidad del ozono.

➤ **Diseño**

- Difusión: de una buena difusión depende la eficiencia de la ozonación.
- Tiempo de contacto: varía para cada caso, controla la eficiencia del proceso.
- Dosis: depende de los objetivos y la calidad del influente.
- Contactor utilizado: influye en el tiempo de contacto y en la eficiencia de transferencia de ozono.

1.3.3 Usos y aplicaciones

Algunos de sus usos más frecuentes se presentan a continuación (Clifford, 1990; Jekel, 1998; Fair, 1992; OWS, 1999):

- ✓ Esterilización de agua.
- ✓ Tratamiento de aguas negras.
- ✓ Blanqueo de harina, aceite y papel.
- ✓ Remoción de color.
- ✓ Control de algas
- ✓ Oxidante de orgánicos e inorgánicos.
- ✓ Incrementa la biodegradabilidad de compuestos orgánicos.
- ✓ Bactericida (bacterias), viricida (virus), fungicida (hongos) y desodorizante.
- ✓ Desinfección de piscinas.
- ✓ Fabricación de hielo esterilizado para conservación de alimentos.
- ✓ En sistemas de esterilización.
- ✓ Ayuda a la remoción de sustancia húmicas (ácidos húmicos y fúlvicos que son muy solubles, transformándolos en ácidos y diácidos, cetonas, y aldehídos adsorbibles).
- ✓ Remoción de fierro y manganeso.



1.3.4 Casos de estudio

Ho *et al* (1974) realizaron los primeros estudios sobre ozonación, observaron que se presentaba una decoloración de los lixiviados durante la oxidación con ozono. Logrando eliminar del 5.6 al 37.4 % de DQO con tiempos de contacto de 1 a 4 horas y dosis de ozono de 0.766 mg O₃/ mg DQO en el caso de oxidación como etapa única.

Huang *et al* (1993) estudiaron la ozonación de lixiviados con un alto contenido de compuestos orgánicos no biodegradables (DBO / DQO ≤ 0.1). Mediante la oxidación en un sistema de ozonación de flujo continuo con un flujo de 0.04 L / min y 36 mg / L de ozono transferido durante 60 minutos, se logró una disminución de color de 1500 a 64 unidades Pt-Co, de COT de 557 a 345 mg / L y un incremento en la relación DBO / DQO de 0.06 a 0.19

Las publicaciones en general presentan la tendencia a emplear el ozono como método de pretratamiento o pulimento, en combinación con procesos biológicos y/o fisicoquímicos, cuyo objetivo principal es mejorar la biodegradabilidad de los lixiviados mediante la transformación de la materia orgánica recalcitrante.

1.4 Generalidades del proceso de adsorción

La adsorción es un proceso de separación en el cual se da una transferencia de un soluto (en fase gas o líquida) hacia una superficie sólida en donde se retiene. El material adsorbido es llamado adsorbato, el material que lo retiene es llamado adsorbente (Company, 1989).

Se distingue entre la adsorción física en la que intervienen fuerzas electrostáticas de Van Der Waals (< 40KJ/mol) y que es reversible, y la química en la cual las moléculas de adsorbato se adhieren por reacción, no es reversible (> 40 KJ/mol) (Noll, 1995).



1.4.1 Mecanismo de adsorción

Existe una transferencia del adsorbato de la fase en la que se encuentra hacia las proximidades de la superficie del adsorbente, transferencia del adsorbato a la superficie del adsorbente, después se presenta una difusión al interior de los poros del adsorbente por un gradiente de concentración y finalmente se lleva a cabo la adsorción propiamente dicha. La velocidad de adsorción está limitada por la etapa más lenta, las etapas dos y tres determinan la cinética de la adsorción (Kookson, 1978).

1.4.2 Factores que influyen la adsorción

Se encuentra que dichos factores son (Cruz, 1988; Delthorne, 1986):

➤ Características físicas y químicas del adsorbente

- Area específica: algunos materiales presentan mayores áreas que otros. A mayor área, mayor número de sitios disponibles para adsorción.
- Tamaño de poro: dependiendo de este factor se puede atrapar moléculas de menor o mayor tamaño.
- Dureza: resistencia al retrolavado y a la regeneración.
- Composición química: dependiendo de los grupos funcionales en la superficie del adsorbente será la selectividad de la adsorción.

➤ Características fisicoquímicas del adsorbato:

- Estructura molecular: componentes ramificados son menos adsorbibles que los lineales.
- Masa molecular: si la masa molar es alta es más adsorbible.
- Polaridad: si la molécula es no polar es mejor adsorbida.
- Solubilidad: a mayor solubilidad menor adsorción.
- Ionización: moléculas no disociables son más adsorbibles.

➤ **Características de la fase**

- pH: mayor eficiencia a valor ácido.
- Temperatura: adsorción inversamente proporcional a la temperatura.
- Tiempo de residencia: tiempo requerido para alcanzar el equilibrio de adsorción.

En el proceso de adsorción se observan dos aspectos importantes: la cinética y el equilibrio. El primero nos da idea del tiempo de contacto necesario entre el adsorbente y la solución, el segundo la capacidad del adsorbente, que es una medida de su vida útil.

Desde el punto de vista técnico es mejor utilizar partículas pequeñas por que presentan mayor área, desde el punto de vista económico es mejor partículas grandes debido al costo por pérdidas de material (Keller, 1995).

1.4.3 Adsorbentes

Desde 1930 Spalding usó carbón activado en polvo para tratamiento de agua en New Milford, New Jersey. Ster descubrió en 1929 la efectividad del carbón activado en polvo para la eliminación de sabor y olor producidos por microorganismos en Hamburg New Jersey. Trowbridge eliminó fenol del abastecimiento de agua de Pittsburgh con carbón activado en 1970. La aplicación de carbón activado granular a escala municipal se inició en City Bay Michigan en 1930. Desde entonces el desarrollo y aplicaciones del carbón activado han ido en aumento hasta convertirse en el adsorbente por excelencia (Tapia, 1978).

Los adsorbentes son materiales sólidos porosos de alta área superficial. Existen inorgánicos como la alúmina activada ($Al_2O_3 \cdot n H_2O$ $n = 1$ ó 3) con áreas de 200 a 400 m^2/g , la sílica con áreas de 300 a 900 m^2/g y las zeolitas que son principalmente aluminosilicatos, dentro de los orgánicos esta el carbón activado con áreas de 300 a 2500 m^2/g . En la tabla 1.7 se presenta un resumen de las características de diferentes adsorbentes empleados en el tratamiento de agua y aire.

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

Tabla 1.7 Características de diferentes adsorbentes (Keller, 1995).

Adsorbentes	Características	Usos comerciales	Ventajas	Desventajas
Carbón activado	Superficie hidrofóbica, selectivo para orgánicos en agua y aire	Remueve contaminantes orgánicos de agua y aire	Barato, amplia gama de compuestos adsorbibles, reutilizable.	Difícil de regenerar cuando se ha agotado.
Carbón molecular tamizado	Separa sobre la base de diferencia de difusividad intrapartícula	Producción de N ₂ y de O ₂ del aire	Único uso comercial	No tiene otro uso más que el mencionado
Sílica gel	Alta capacidad, adsorción hidrofílica	Secado y remoción de hidrocarburos de gases	Mayor capacidad que ZT	No es efectivo como ZT para remover trazas de agua de corrientes gaseosas
Alúmina activada	Adsorción hidrofílica	Principalmente secado de corrientes gaseosas	Mayor capacidad que ZT	Menor capacidad que otros adsorbentes
Zeolita tamizada (ZT)	Superficie hidrofílica polar, canales regulares	separación de contaminantes del aire, etc.	Separación basada en geometría	Mucho más costoso que el carbón activado
Bioadsorbentes	Lodos activados en soporte poroso	Remueve contaminantes orgánicos de agua y aire	No necesita regeneración	Eficiencia de remoción más bajo que otros adsorbentes.

Los adsorbentes deben cumplir con tres importantes características como son la selectividad hacia mayor número de compuestos, reversibilidad y capacidad (unidad de adsorbato/unidad de adsorbente).

El carbón activado es el material adsorbente más empleado por que cumple con las tres características, adsorbe una amplia gama de compuestos de corrientes tanto en fase gas

como en fase líquida, es reutilizable, y además se puede producir a partir de materiales económicos.

1.4.4 Carbón activado

El carbón activado esta formado por microcristales unidos por grupos funcionales de intercambio iónico y grupos funcionales con electrones residuales ligados entre sí. Es el adsorbente más utilizado y se produce a partir de diferentes materiales, de origen animal, vegetal o mineral, por ejemplo, algas, aserrín, agave, asfalto, bagazo de caña, cáscara de cacahuete, de nuez y de coco, residuos de café, celulosa, cereales, coque, huesos, hulla, lignito, lodo ácido de petróleo, madera, negro de humo, olote de maíz, residuos de pescado y sangre.

La diferencia entre las características de cada carbón está en su estructura y en sus propiedades físicas y químicas. La aplicación específica de cada carbón activado depende del origen (que dará diferentes propiedades Ej. el área específica tabla 1.8) y del tipo de proceso utilizado para su activación.

Tabla 1.8 Área específica de carbón producido a partir de distintas materias primas (Hernández, 1990).

Origen	Área específica (m ² /g)
Carbón bituminoso	800 - 1400
Cáscara de cacahuete	1100 - 1150
Residuos de pulpa	550 - 1100
Madera	700 - 1400

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

➤ **Fabricación**

El método más empleado es el siguiente: secado de la materia prima a 170 °C, carbonización lenta 160-600 °C en ausencia de oxígeno, seguida de eliminación por vapor de agua 750-900 °C, activación con vapor de agua a 950 °C (Ramírez, 1999).

El carbón activado se utiliza en forma de polvo (para fase líquida) y granular (fase líquida o gaseosa), el polvo es suspendido en líquido y posteriormente separado por filtración, el granular es empleado en columnas. La forma granular tiene la ventaja de eliminar problemas de manejo y de limpieza, se adapta mejor para procesos continuos, reduce el consumo de carbón porque puede ser regenerado y reutilizado.

➤ **Activación**

Es la capacidad de desarrollar propiedades específicas que proporcionan al carbón la capacidad de adsorber, es decir, la formación de centros activos que dependen del tipo de activante y la temperatura de activación.

Algunos activantes son dióxido de carbono, nitrógeno, hidrógeno, oxígeno, vapor de agua, ácido sulfúrico, ácido fosfórico, ácido nítrico, ácido clorhídrico, hidróxido de sodio y cloruro de zinc entre otros (Ramírez, 1999).

La temperatura de activación no debe pasar de 100 - 150 °C ya que se observa un cambio en la estructura y configuración del carbón.

➤ **Regeneración**

Es la eliminación de las materias adsorbidas en la estructura porosa sin que se presente cambio en la superficie (la reactivación es la recuperación mediante desorción con una subsecuente pirólisis de la superficie del carbón) y puede ser térmica (se utilizan



temperaturas de 1200 a 1800 °F en presencia de oxígeno), química (mediante reacciones ácido- base), por solvente (disolviendo el material adsorbido), por gases calientes (si contiene orgánicos biodegradables se ponen en contacto con microorganismos) (Cruz, 1988).

Cuando se regenera el carbón, el área total, el volumen de poro y el área aprovechable son reducidos por taponamiento con cenizas, el desempeño va disminuyendo con el número de regeneraciones (Serrano, 1992).

1.4.5 Isotermas de adsorción

La isoterma de adsorción relaciona la cantidad adsorbida por unidad de adsorbente con la concentración del adsorbato al equilibrio a una temperatura constante. Las isotermas permiten determinar la adsorbabilidad de los compuestos y la determinación de la capacidad máxima de adsorción del carbón (Ramírez, 1999).

Existen varios modelos de isotermas, pero los más comunes son los de Freundlich y Langmuir.

➤ Isotermas de Freundlich (1906)

Se desarrolló sobre bases empíricas, supone adsorción física, la no asociación de moléculas después de su adsorción y que la superficie del adsorbente es heterogénea.

$$q_e = KC^{\frac{1}{n}}$$

La forma logarítmica o lineal es:

$$\log q_e = \lg K + \frac{1}{n} \log C$$

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

- q_e es la cantidad adsorbida al equilibrio por peso unitario de adsorbente.
 C_e concentración al equilibrio del adsorbato en la solución.
 K relaciona la adsorbabilidad del contaminante (capacidad en mg / g a una concentración de 1 mg / L).
 $1/n$ es la sensibilidad a la concentración, refleja la facilidad o dificultad para remover un compuesto de una solución.

Valores altos de n y K indican alta adsorción, bajo K y alto n baja adsorción.

➤ Isotermas de Langmuir (1918).

Supone una capa monomolecular de adsorbente, uniformidad de la superficie del adsorbente y la no interacción entre moléculas del adsorbato.

$$\frac{1}{q_e} = \frac{1}{q_m} + \frac{1}{bq_m C_e} \quad \text{Forma I} \qquad \frac{C_e}{q_e} = \frac{1}{q_m b} + \frac{1}{q_m} C_e \quad \text{Forma II}$$

Las ecuaciones anteriores son las formas lineales de la isoterma de Langmuir donde:

q_m capacidad máxima de adsorción

b constante.

q_m y b son calculados por regresión lineal.

1.4.6 Bio-adsorción en columnas con carbón activado

Andrews *et al* (1975) observaron los efectos benéficos de biodegradación (aumento en la remoción de materia orgánica) cuando es usado carbón activado granular como soporte de microorganismos conscientemente promovidos en el tratamiento fisicoquímico de agua. Rice *et al* (1977) proponen el término carbón activado biológico (CAB), aunque hoy en día es conocido como adsorción sobre carbón activado asistido biológicamente.



ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

El mecanismo que se presenta en este proceso es complejo, pues interaccionan la adsorción y la biodegradación, esto se debe a que es difícil conocer la fracción removida por adsorción, por biodegradación o por combinación de ambas. La adsorción remueve productos bacterianos o sustratos biodegradables, posteriormente se puede dar una biodegradación de materia adsorbida.

La población mixta de microorganismos presentes normalmente en el tratamiento de agua (hongos, protozoarios, actinomicetos, rotíferos y bacterias que son las más abundantes) actuando bajo condiciones adecuadas para convertir desechos químicos en microorganismos, dióxido de carbono y agua. El comportamiento cambia dependiendo del tipo de bacterias, tipo de adsorbente, pH y concentración del influente (Gray, 1998).

Necesitan una fuente de carbono para sintetizar nueva materia celular y nutrientes orgánicos e inorgánicos (nitrógeno, fósforo, azufre, potasio, calcio, magnesio, etc.), un pH alrededor de siete, oxígeno suficiente (procesos aerobios) y una agitación adecuada (para evitar sedimentación que pueda originar condiciones anaerobias), temperatura entre 14 a 35 °C (bacterias mesófilas). Primero se da un periodo de adaptación al medio casi no hay generación de materia, después del cual crecen y se reproducen de forma exponencial dependiendo de la capacidad de metabolización y de los nutrientes presentes, en esta etapa existe un exceso de "alimento". Cuando los nutrientes se acaban la población deja de crecer y, finalmente, comienzan a morir, los sobrevivientes aprovechan la materia de los muertos (canibalismo) esta etapa se conoce como respiración endógena (Meza, 1994).

Cada tipo de microorganismos presentes tiene su curva de crecimiento dependiendo del pH y los nutrientes.

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

El crecimiento de las bacterias esta dado por:

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \frac{S}{K_s + S}$$

μ = velocidad de crecimiento de bacterias (h^{-1}).

S = concentración límite del sustrato (g / m^3)

$\mu_{\text{máx}}$ = velocidad máxima de crecimiento de bacterias (h^{-1})

K_s = coeficiente de velocidad media (g / m^3)

De acuerdo con Charaklis (1973) y Marshal (1971) la adsorción y el crecimiento de bacterias en la superficie del carbón activado se puede dar de tres formas:

En la primera una adsorción reversible de los microorganismos, en la cual, dado que no se desarrollaron apropiadamente son desadsorbidos. En la segunda se forma una matriz que une firmemente a los microorganismos a la superficie del carbón y la tercera es cuando se forma una biopelícula que cubre la superficie, esta se da cuando la concentración del sustrato y las condiciones para el desarrollo y reproducción de bacterias son las adecuadas.

El crecimiento de los microorganismos se puede ser detectado mediante un análisis total de células, mediante observación en un microscopio electrónico de barrido, por la medición de oxígeno consumido o mediante la medición de la turbiedad (Wuhrmann, 1977).

A pesar de que se han realizado un número importante de trabajos teóricos y prácticos aún no se puede dar una explicación del mecanismo de la adsorción-biodegradación. Se han desarrollado modelos que se mencionan en la tabla 1.9

Tabla 1.9 Modelos matemáticos que describen el proceso adsorción-biodegradación.

	Yieng y Weber (1979)	Andrews y Tien (1981)	Digiano <i>et al.</i> (1984)	Hubele (1985)
Solutos	Simple	simple	simple	Múltiple
Tipo de reacción	Mezcla completa	Mezcla completa	Mezcla completa	Lecho fijo
Biopelícula	Máximo desarrollo en la parte más baja de la columna, controlado por retrolavado y decaimiento	Profundidad constante, valor máximo de crecimiento	Profundidad constante, valor máximo de crecimiento	La profundidad es función del tiempo y del espacio, valor máximo de crecimiento
Difusión dentro de la biopelícula	no	si	si	si
biocinética	Monod	1° orden	Monod	Monod
Limitante del crecimiento	sustrato	sustrato	sustrato	sustrato
Equilibrio de adsorción	Freundlich	Langmuir	Freundlich	Freundlich
biodegradación	no	si	si	si
Biomasa y filtración	no	no	no	si

1.4.7 Usos y aplicaciones

La adsorción con carbón activado tiene una amplia gama de servicios como son (Stenzel, 1993; Kookson, 1978; Cruz, 1998):

- ✓ Potabilización de agua.
- ✓ Purificación de agua para industrias como la farmacéutica, química, etc.
- ✓ Remoción de cloro.
- ✓ Eliminación de aceites y grasa disueltas en condensados de retorno a calderas.

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

- ✓ Como tratamiento "pulidor".
- ✓ Como pretratamiento de un sistema biológico.
- ✓ Remoción de compuestos carcinógenos.
- ✓ Recuperación de solventes.
- ✓ Tratamiento de aire.
- ✓ En máscaras de gases y respiradores industriales.
- ✓ Acuarios.
- ✓ Catalizador y soporte de catalizador.
- ✓ Cánister de automóvil.
- ✓ Remoción de metales que provocan fallas en intercambiadores de calor (corrosión, depósitos), espuma en calderas y torres de enfriamiento, inhibición de catalizadores.
- ✓ Remoción de contaminantes orgánicos e inorgánicos.

1.4.8 Casos de estudio

➤ CASO 1

Imai *et al* (1993) evaluaron la efectividad del proceso de adsorción asistida biológicamente logrando una remoción de alrededor de 60 %, mayor que la obtenida para el mismo influente con un proceso biológico de lodos activados que fue alrededor del 20 %.

En 1995 examinaron el rol de la adsorción con carbón activado asistido biológicamente en la remoción de compuestos refractarios como función del tiempo de retención. Los resultados obtenidos mostraron que la remoción de carbono oxígeno disuelto aumenta de 42 a 57 % cuando el tiempo de retención hidráulico aumenta de 24 a 96 h.

En 1998 modificaron el proceso mediante el empleo de una preozonación, examinando sus efectos en las características del lixiviado (DQO, COD, adsorbabilidad en el carbón activado) y el efecto en el sistema BACFB (Biological activated carbon fluidized bed) comparando la preozonización y la no preozonización del lixiviado.

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

Realizaron un estudio en donde se encontró que el carbón activado biológico es mucho más efectivo para el tratamiento de lixiviado de rellenos sanitarios viejos que los procesos convencionales.

Tabla 1.10 Características del lixiviado estabilizado colectado en un relleno sanitario de Japón (Imai *et al*, 1993).

Características	Promedio
DQO(mg / L)	152
COD(m / L)	133
DBO ₅ (mg / L)	5
pH	8.1

El lixiviado (estabilizado) fue colectado de un relleno sanitario para disposición de sólidos municipales e industriales de Japón.

El proceso de ozonación se aplicó en un reactor tipo batch con un volumen de 500 mL de lixiviado filtrado con un filtro membrana de 0.45 μm . El ozonador empleado fue modelo Fuji Electric Pretty, La concentración del ozono influente fue de alrededor de 37 g / m³ y el flujo de gas de 50 mL / min. Se utilizaron dos reactores en serie. El carbón activado (aproximadamente 320 g, diámetro promedio 0.74 mm, Kureha Chemical Co., fue obtenido de reactores con carbón activado asistido biológicamente que han tratado muestras de lixiviado por 700 días). Se adicionó a los reactores y se mantuvo a 100 % de fluidización.

El lixiviado fue ozonado en botellas de 10 L, con ozono 35 g / m³, flujo de 630 mL / min, tiempo de contacto de 120 min. La dosis aparente de ozono fue de 264 mgO₃/L.

Las isotermas de adsorción se llevaron a cabo para el influente y el efluente de los reactores con preozonación (para cada 20 mL de muestra pasada a través de un filtro de 0.45 μm se le adicionaba 1 mL de buffer de fosfatos (0.01 M en 21 mL de solución) y variando

ESTUDIO BIBLIOGRÁFICO

cantidades de carbón activado). Dos etapas de BACFB fueron operadas con un tiempo de residencia de 24 horas con y sin preozonación, los reactores operaron a 20 ± 1 °C, $\text{pH} \cong 8$.

- **Conclusiones**

La preozonación exhibe un decremento en el tiempo de saturación del carbón en la adsorción, ya que altera la estructura molecular de compuestos orgánicos refractarios a formas saturadas, intermediarios de bajo peso molecular más rápidamente asimilables biológicamente, se sugiere que especies creadas por ozonación son removidos por biodegradación. El ozono provoca un decremento lineal de la DQO. Es evidente la remoción mayor de DQO con preozonación que sin ella. Se confirma la efectividad de BACFB para tratamiento de lixiviados estabilizados.

Tabla 1.11 Comparación entre proceso con y sin ozono.

Parámetro	Lixiviado	Lixiviado(O ₃)	Efluente (sp)	Efluente (cp)
DQO(mg/L)	126	85	75	46
DBO ₅ (mg/L)	8	30	2	2
DBO/DQO	0.06	0.035	0.03	0.04

(SP) SIN PREOZONACIÓN

(CP) CON PREOZONACIÓN



CAPÍTULO 2

ESTUDIO EXPERIMENTAL



2 ESTUDIO EXPERIMENTAL DEL PROCESO DE ADSORCIÓN Y BIOADSORCIÓN DE LIXIVIADOS TRATADOS POR MÉTODOS FISICOQUÍMICOS.

En este estudio experimental se evaluó la factibilidad de depurar lixiviados tratados por métodos fisicoquímicos mediante el proceso de bioadsorción. Se determinó la influencia de varios parámetros, en particular la de una preoxidación del lixiviado.

Los parámetros analizados principalmente fueron la demanda química de oxígeno y el color ya que son indicadores del contenido global de compuestos orgánicos.

La selección del tren de tratamiento se realizó con base en las características fisicoquímicas del lixiviado (edad, pH, SDT, DQO, DBO, color, turbiedad), la calidad del efluente deseada, la factibilidad técnica y económica.

A continuación se describen con detalle los materiales, reactivos, sistemas y técnicas tanto experimentales como analíticas empleadas.

2.1 METODOLOGÍA

2.1.1 Materiales y reactivos

➤ Lixiviado

El lixiviado que se empleó en la experimentación fue obtenido de las etapas I y II del relleno sanitario Bordo Poniente, el cual es un lixiviado estabilizado ($DBO_5 / DQO \leq 0.1$) con una salinidad anormalmente alta. De acuerdo a la literatura se conoce que para este tipo de influente aplica un proceso fisicoquímico (Scott *et al*, 1995).

Para ajustar el pH del lixiviado se empleó ácido sulfúrico al 98 % en peso e hidróxido de sodio al 25 % en peso.



ESTUDIO EXPERIMENTAL

➤ **Coagulantes**

Se utilizaron como coagulantes sulfato de aluminio al 30 % en peso y cloruro férrico al 40 % en peso, marca REASOL.

➤ **Ozonación**

En el proceso de oxidación con ozono se midió la concentración del mismo en fase acuosa a la entrada y a la salida del sistema, para lo cual se empleó tiosulfato de sodio 0.1 N, ácido sulfúrico 1 N y yoduro de potasio al 2%.

➤ **Carbón**

Se utilizó carbón activado granular LQ 1000 marca CARBCHEM fabricado en Estados Unidos, de origen mineral (hulla). Activado físicamente, el cual presenta una dureza de 75, área específica de 1100 m²/g, índice de yodo de 1000 mg / g, una densidad aparente de 0.47 g / mL, volumen poroso de 0.9 mL / g. La elección se realizó basándose en el estudio realizado por Alicia Romero (2000) en donde se compararon las eficiencias de diferentes tipos de carbón en el tratamiento de lixiviados estabilizados.

➤ **Microorganismos**

• **Adaptación**

Los microorganismos empleados provienen de un inóculo obtenido de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, son bacterias aerobias.

La solución buffer utilizada como nutriente para los microorganismos se compone de los reactivos presentado en la tabla 2.1.

ESTUDIO EXPERIMENTAL

Tabla 2.1 Composición del buffer de fosfatos

Reactivo	(g / L)	Nombre
A		
KH ₂ PO ₄	8.5	Fosfato de potasio monobásico
K ₂ HPO ₄	10.875	Fosfato de potasio dibásico
Na ₂ HPO ₄ 7H ₂ O	25.152	Fosfato de sodio dibásico heptahidratado
NH ₄ Cl	2.5	Cloruro de amonio
B		
MgSO ₄ 7H ₂ O	22.5	Sulfato de magnesio
C		
NaCl ₂ 2H ₂ O	36.4	Cloruro de calcio
D		
FeCl ₃ 6H ₂ O	0.25	Cloruro férrico
E		
MnCl ₂ 4H ₂ O	0.03530	Cloruro de manganeso
H ₃ BO ₃	0.0572	Ácido bórico
ZnCl ₂	0.0203	Cloruro de zinc
(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄	0.0347	Molibdato de amonio
EDTA	0.0555	Etilendinitrotetraacetato de sodio.
FeCl ₃ 6H ₂ O	0.0540	Cloruro férrico
(3 mL A + 1 mL B + 1 mL C + 1 mL D + 1 mL E) / L		

• **Actividad biológica**

En la determinación de la actividad biológica se empleó un buffer compuesto por:

Tabla 2.2 Buffer de fosfatos para determinación de la actividad microbiana.

Reactivo	g/L	Nombre
KH ₂ PO ₄	8.5	Fosfato de potasio monobásico
K ₂ HPO ₄	21.75	Fosfato de potasio dibásico
Na ₂ HPO ₄ 7H ₂ O	33.4	Fosfato de sodio dibásico
NH ₄ Cl	1.7	Cloruro de amonio



- **Observación en el microscopio electrónico de barrido**

Para la preparación del carbón activado para su observación al microscopio se requiere una solución de glutaraldehído al 2.5 % en peso en solución tampón de fosfatos 0.2 M a pH 7.3, alcohol etílico al 70, 90 y 100 % en volumen.

2.1.2 Sistemas experimentales

- **Coagulación-floculación y filtración sobre arena**

Se empleó un equipo convencional de prueba de jarras de paletas de seis plazas (Phipps and Bird modelo 7790-400, 120 V C. A., 50-60 Hz) dotado con iluminador (115 V, 60 ciclos) para observar mejor el fenómeno de la coagulación-floculación. Cuenta con un dispositivo para regular la velocidad de mezclado.

La columna de filtración está fabricada en acrílico de un volumen de 1.9 L. La velocidad de filtración fue de 240 mL / min y un lecho de arena de 60 cm.

- **Ozonación**

Este sistema consta de dos partes:

El generador de ozono marca EMERY TRAILGAZ LABO76 (figura 2.1) con capacidad de producción de 19 g O₃/ h, alimenta aire enriquecido con oxígeno suministrado por un separador AIRSEP que contiene el gas con las siguientes características: Presión 62.1 KPa, Punto de rocío – 73 °C y pureza de oxígeno de 90 % ± 5 %.

El sistema de contacto es un reactor de bola de tres bocas fabricado en vidrio y con una capacidad de un litro, el cual se cierra herméticamente con tapones de teflón. Por la parte central se introduce un difusor de vidrio poroso que llega hasta el fondo y por el cual se aplica el ozono.

ESTUDIO EXPERIMENTAL

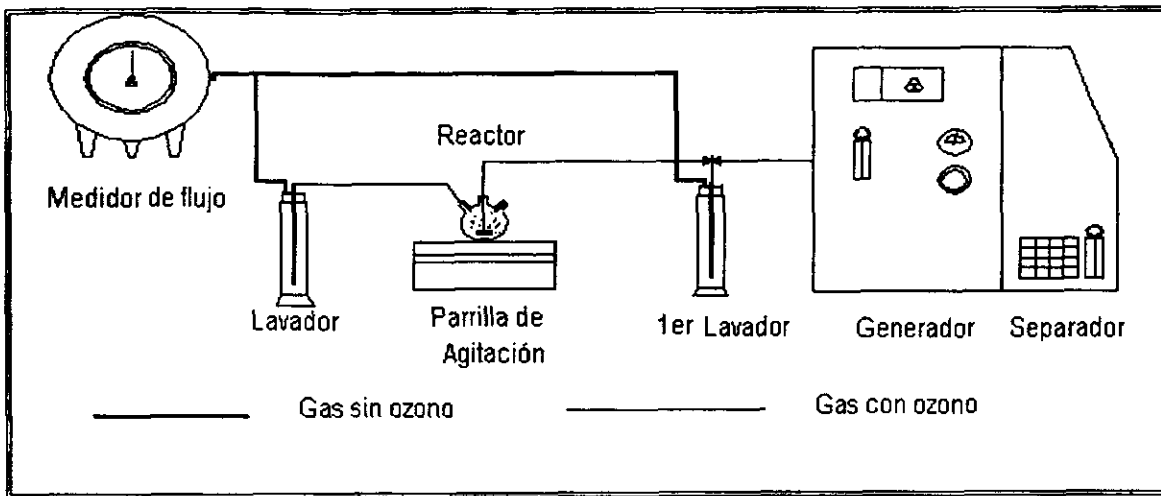


Figura 2.1 Equipo generador de ozono.

➤ Adaptación y fijación de microorganismos

Adaptación de bacterias: Se utilizó un frasco de 3 L con tapa, la aireación se proporcionó con una manguera conectada por un extremo a la línea de aire y el otro extremo se colocó un difusor de plástico. Fijación de bacteria: la figura 2.2 muestra el arreglo empleado en el sistema de fijación.

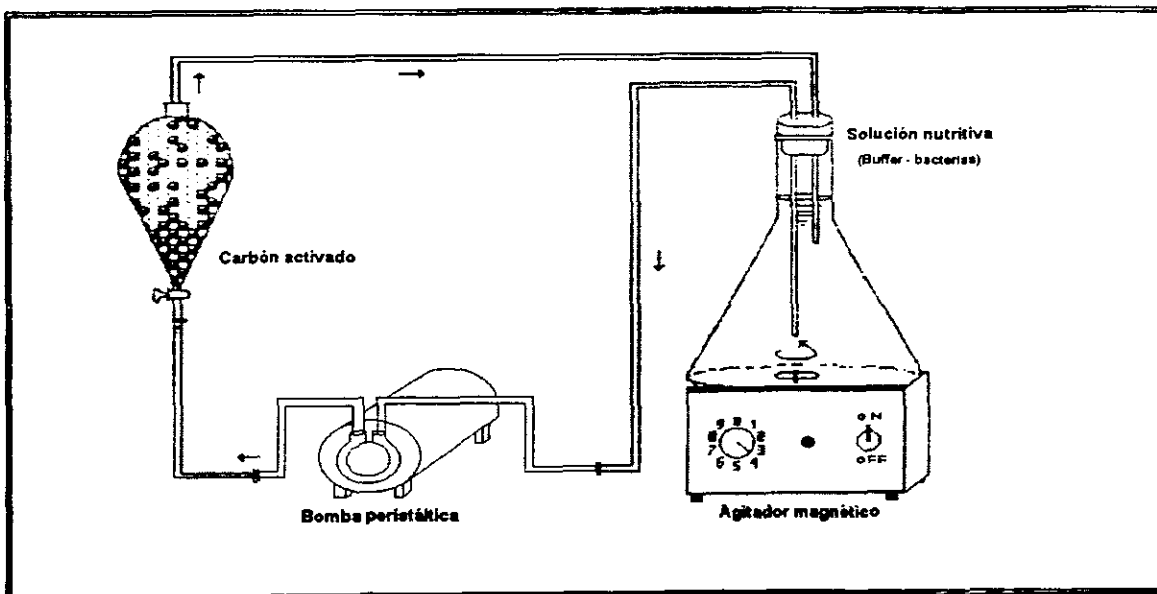


Figura 2.2 Equipo de fijación de bacterias (Durán, 1997).

➤ **Adsorción y bioadsorción**

Se empleó un agitador mecánico de 16 plazas, cuenta con regulador de velocidad de agitación. Los envases empleados para la isoterma se ajustan por medio de resortes, para evitar derrames.

➤ **Actividad biológica**

Con el fin de comprobar que los microorganismos se fijaron al carbón se realizó un estudio en el departamento de Ingeniería Mecánica de la facultad de Ingeniería de la UNAM. El equipo utilizado fue un microscopio electrónico de barrido, marca PHILLIPS XL20, que funciona con un voltaje de aceleración de 15 kilovolts y está equipado con espectroscopia de rayos X por medio de dispersión de energía (E.D.S. ó Energy Dispersed Spectroscopy).

2.1.3 Técnicas experimentales

En la figura 2.3 se esquematiza de manera general el tren de tratamiento utilizado para la depuración del lixiviado, que a continuación se detalla.

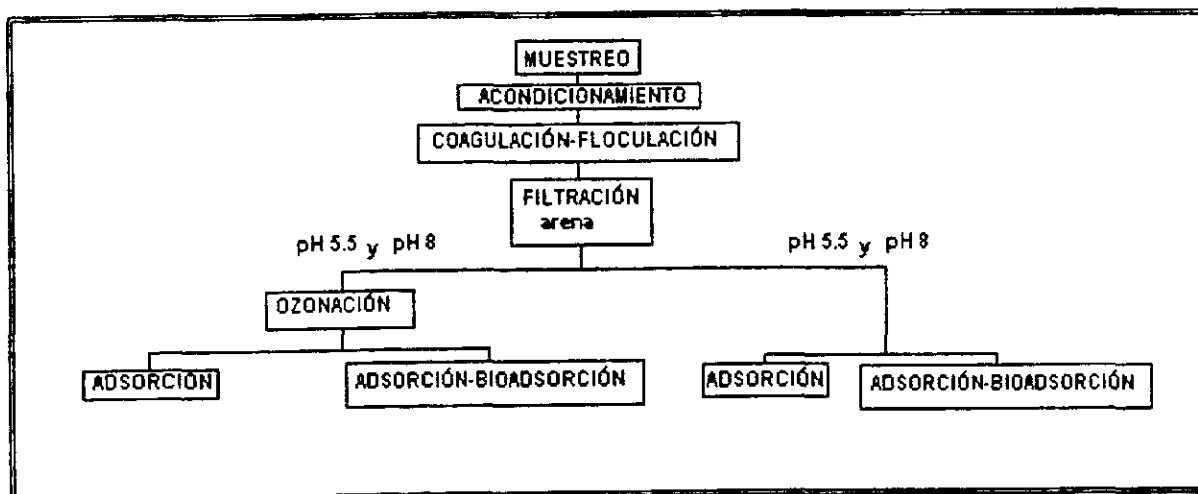


Figura 2.3 Diagrama de flujo de la fase experimental

➤ **Muestreo y acondicionamiento**

El lixiviado se colectó en el relleno sanitario Bordo Poniente, generado en las etapas I y II. Se preservó en refrigeración (4 °C) hasta su uso de acuerdo a lo estipulado por Standard Methods. Se realizó la caracterización del lixiviado midiendo parámetros como DQO, turbiedad, color, SDT y pH, los análisis se realizaron en el laboratorio tres del Instituto de Ingeniería.

Previo a las pruebas de coagulación floculación el lixiviado es acondicionado por acidificación – neutralización. Dicho acondicionamiento consiste en agregar ácido sulfúrico concentrado (98 %) grado analítico al lixiviado, hasta obtener pH entre 3.5 y 4, dejando reposar 2 horas como mínimo, para asegurarse que la alcalinidad presente principalmente como carbonatos, sea abatida. Inmediatamente después se agrega hidróxido de sodio al 25 %, hasta llegar al pH inicial del lixiviado, dejando reposar una hora (Orta et al, 1997 a,b).

➤ **Coagulación-floculación.**

Este proceso fue realizado en un equipo convencional de prueba de Jarras. Se homogeniza el lixiviado acondicionado y se vierte en vasos de precipitados de 1 L, se agregan los coagulantes (sulfato de aluminio 600 mg / L y cloruro férrico 800 mg / L, se utilizaron las condiciones optimas de pH y dosis de coagulantes encontradas en estudios previos realizados en lixiviados de Bordo Poniente (Orta et al, 1997 a,b) simultáneamente en cada uno de los vasos y se inicia la agitación a 100 rpm durante 30 segundos e inmediatamente después se agita a 30 rpm durante 30 minutos, después de este tiempo se deja sedimentar 30 minutos y se desechan los lodos producidos, el sobrenadante se filtra con arena. Una parte se caracteriza y la otra está lista para el siguiente paso (adsorción, bioadsorción u ozonación).

➤ **Ozonación.**

Se ajusta el pH del lixiviado a 5.5 (Oxidación parcial) y a 8 (Oxidación total), se aplicó una dosis de ozono de $847.5 \text{ mg O}_3 / \text{L}_{\text{Lix}}$ (la dosis se calculó en base a criterios empleados en un estudio realizado por Bigot et al, 1994), con un tiempo de contacto de 17.5 minutos, flujo de gas de $1 \text{ L} / \text{min}$, volumen de trabajo de 1 L , temperatura de $20 \text{ }^\circ\text{C} \pm 3 \text{ }^\circ\text{C}$ y una concentración de ozono generado en fase gas entre $48 - 50 \text{ mg} / \text{L}_{\text{gas}}$, el pH no se controló durante la oxidación. Se midió la concentración de ozono en fase gas a la entrada y a la salida.

➤ **Procesos de bioadsorción y adsorción**

Dichos procesos consisten en dos etapas, la adaptación y fijación de bacterias antes de la adsorción propiamente dicha.

- **Adaptación de bacterias.**

El inóculo empleado proviene de la planta de tratamiento de agua residual de Ciudad Universitaria, son microorganismos aerobios.

A un litro de lodo activado se le adiciona dos litros de una solución compuesta por lixiviado (1:10) y buffer de fosfatos, se toma una muestra al tiempo cero, se mide la demanda química de oxígeno (DQO_0), del sobrenadante devolviendo los lodos al reactor, se toman muestras cada 4 horas hasta que la DQO sea el 60 % de la inicial, al término de este tiempo se detiene la aereación dejando sedimentar los lodos, se remueve el sobrenadante y se alimenta una nueva solución teniendo dos ciclos para cada concentración aumentando gradualmente la concentración del lixiviado, los lodos se regresan al reactor. Se mantiene en aereación continua garantizando un mezclado adecuado y una concentración de oxígeno disuelto mayor de $2 \text{ mg} / \text{L}$.



- **Fijación de bacterias en el carbón activado.**

Se realizó de la siguiente manera: Un gramo y medio de carbón se coloca en el embudo de separación y se pone en contacto con una solución de lixiviado (80 mL de lodo y 6 ml de buffer aforando a un litro con de la llave), a fluidización total, durante un lapso de 24 horas. Al término de ese tiempo se lava ligeramente el carbón con agua destilada y se pesa (considerando la contribución de la humedad) para las isotermas de adsorción, guardando una porción para observarla en el microscopio electrónico de barrido.

- **Adsorción y bioadsorción**

El efluente de los dos pretratamientos, coagulación-floculación-filtración (CFF) y coagulación-floculación-filtración-ozonación (CFFO) se ajustan a pH 5.5 y a pH 8. En matraces erlenmeyer se vierten 100 mL de lixiviado tratado (CFF o CFO) con dosis de carbón activado de 0, 0.5, 1, 2, 3 y 4 g / L respectivamente, se taparon para evitar evaporación. La mezcla se agitó durante 24 horas a 100 rpm en el equipo de agitación magnética. Al término se filtra el sobrenadante y se analizan las muestras (lo antes mencionado se realiza con carbón activado granular con y sin bacterias fijas). Posteriormente se caracteriza el efluente para observar los resultados.

2.1.4 Técnicas analíticas

- **Determinación de los parámetros fisicoquímicos.**

La determinación de los parámetros fisicoquímicos tanto del lixiviado crudo como del lixiviado tratado se llevaron a cabo en el laboratorio del Instituto de Ingeniería de acuerdo a los procedimientos empleados y recomendados en el Standard Methods for Analysis of water and wastewater.

ESTUDIO EXPERIMENTAL

En la tabla 2.3 se resume los equipos y métodos empleados para la determinación de cada parámetro.

Tabla 2.3 Métodos y equipos para las técnicas analíticas.

Parámetro	Método	Equipo
pH	Potenciómetro	Potenciómetro marca Cole Parmer Mod 05669-2
Turbiedad	Nefelométrico	HACH mod 2100P
Color	Nefelométrico	Espectrofotómetro HACH DR-2000 Mod 44863-00
Demanda química de oxígeno (DQO)	Oxidación Digestión y lectura en espectrofotómetro	Digestor HACH Mod 45600-00 Espectrofotómetro HACH DR-2000 Mod 44863-00
Conductividad	Electrométrico	Conductímetro HACH (conductivity/TDS meter) Mod 44600-00
Oxígeno disuelto	Medición de oxígeno con membrana	Oxímetro YSI Modelo 54-A
Sólidos disueltos totales	Electrométrico	Conductímetro HACH Espectrofotómetro HACH DR-2000 Mod 44863-00

➤ Actividad microbiana

- Microscopio electrónico

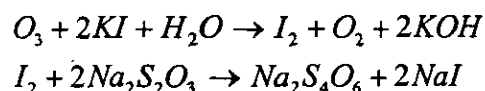
Después de las isotermas de adsorción, el carbón se lava con agua destilada para remover impurezas de la superficie, se coloca en glutaraldehído en solución tampón de fosfatos durante una hora, después se deshidrata por inmersiones sucesivas en etanol al 70, 90 y 100 % un tiempo de 20 minutos respectivamente y, finalmente, el carbón se monta en un soporte especial para su observación.

- **Consumo de oxígeno**

En frascos de 600 mL de los que se utilizan para medir la demanda bioquímica de oxígeno se adicionan buffer de fosfatos pH 7.3 (todo el material esterilizado), se oxigena el buffer hasta saturación para después agregar en un frasco carbón húmedo con bacterias y en otro carbón húmedo sin bacterias (ambos 0.33 g) y otro más sin carbón. Se medirá el oxígeno disuelto instantáneamente después de agregar el carbón con bacterias al frasco, a los quince minutos y a los cinco días (incubación a 20 °C).

- **Determinación de ozono en fase gas.**

Existen numerosos métodos para la determinación del ozono en fase gaseosa, todos basados en el poder de desplazar el yodo a diferente pH de una solución de yodo alcalina de acuerdo a la siguiente reacción:



El yodo liberado es titulado con una solución reductora, la cual puede ser arsenito de sodio o tiosulfato de sodio (Rip et al., 1986; APHA, 1992).

Determinación:

- Llenar un matraz burbujeador (primer lavador) con 200 mL de solución de yoduro de potasio al 2 %.
- Conectar la manguera al punto de muestreo del generador e introducir el otro extremo en el matraz que contiene la solución de yoduro de potasio.
- Ajustar el flujo a aproximadamente 1 L / min solamente con aire enriquecido con oxígeno en el otro matraz burbujeador (segundo lavador) que contiene solución de KI. Lo anterior se realiza con el fin de ajustar el flujo de ozono y evitar que haya fugas.

ESTUDIO EXPERIMENTAL

- Burbujear un volumen de 2 L como mínimo hacia el primer lavador (concentración de ozono a la entrada del sistema de reacción), este volumen se mide con el gasómetro y al mismo tiempo se registra la temperatura y la presión del gas.
- Acidificar esta solución con 10 mL de ácido sulfúrico 1 N.
- Titular esta solución con tiosulfato de sodio 0.1 N.
- Registrar el volumen gastado de tiosulfato.
- Se sigue el mismo procedimiento para determinar la concentración de ozono a la salida del sistema de reacción (esta concentración depende del volumen de gas ozonado que se deje pasar al reactor que contiene la muestra que se quiere oxidar).

Cálculos:

$$[O_3]_{sgE} = (T \cdot N \cdot 24) / 2$$

$$[O_3]_{sgS} = (T \cdot N \cdot 24) / Vt$$

$$[O_3]_{ET} = ([O_3]_{sgE}) \cdot t \cdot F \cdot V_r$$

$$[O_3]_S = ([O_3]_{sgS}) \cdot t \cdot F \cdot V_r$$

donde:

$[O_3]_{sgE}$: Ozono que sale del generador en fase gas, medido a la entrada del tratamiento (mg / L).

$[O_3]_{sgS}$: Ozono que sale del generador en fase gas, medido a la salida del tratamiento (mg / L).

$[O_3]_{ET}$: Ozono que entra al tratamiento fase acuosa (mg / L).

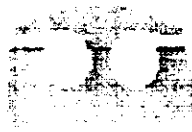
$[O_3]_S$: Ozono que sale del tratamiento en fase acuosa (mg / L).

T: mL de tiosulfato de sodio consumidos

N: Normalidad del tiosulfato de sodio

24: Factor, 1 mL de tiosulfato de sodio corresponde a 245 mg de ozono.

2: los dos litros que se dejan pasar de gas a través del medidor de flujo.



ESTUDIO EXPERIMENTAL

- V_t : Volumen de gas que pasa a través del medidor de flujo en un tiempo de contacto dado a la salida del reactor.
- t : tiempo de aplicación de ozono (minutos).
- F : Flujo de gas (L / min)
- V_r : Volumen del reactor (L)



CAPÍTULO 3
RESULTADOS

3. RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados del estudio experimental para evaluar el proceso de bio-adsorción como método de tratamiento eficiente de lixiviados clarificados de rellenos sanitarios (coagulación-floculación-sedimentación). Asimismo, se presentan también los resultados de la evaluación de la influencia de una preozonación sobre el proceso de adsorción de estas corrientes líquidas.

3.1 Caracterización fisicoquímica del lixiviado

La tabla 3.1 resume los principales parámetros fisicoquímicos determinados al lixiviado en cada una de las etapas de tratamiento previas a los procesos de ozonación y de bio-adsorción.

Tabla 3.1 Caracterización del lixiviado crudo, clarificado y clarificado- filtrado

Parámetro	Lixiviado Crudo	Lixiviado Clarificado	Lixiviado Clarificado- Filtrado
pH	8.03	5.5	5.5
Color (mg Pt-Co / L)	3530	186	168
DQO (mg O ₂ / L)	2930	641	640
DBO (mg O ₂ / L)	280	-	-
SDT (g / L)	11.5	10.6	10.5
Turbiedad (UNT)	14.2	13.5	13.4
Conductividad (mS / cm)	20.3	18.87	18.8

Estos datos muestran que en el caso del lixiviado crudo, se encuentra en la fase de estabilidad fisicoquímica debido a que el pH es básico y que la relación DBO / DQO = 0.1. Esta característica permite tratarlo solamente mediante procesos fisicoquímicos ya que el contenido de compuestos biodegradables es bajo con respecto al de los no biodegradables ó recalcitrantes (Ehrig, 1984).

Por otra parte, se puede mencionar que la clarificación de este lixiviado elimina de manera eficiente parámetros como color y DQO (94.73 % y 78.12 % de remoción

RESULTADOS

respectivamente), los cuales son indicadores del contenido de compuestos orgánicos. Los porcentajes de remoción obtenidos para estos dos parámetros son comparables a los reportados en literatura (97 % y 85 % respectivamente) para lixiviados crudos estabilizados tratados por coagulación-floculación.

3.2 Adaptación de las bacterias al medio

El proceso de bioadsorción se realizó con carbón activado (LQ1000, marca CARBOCHEM), al cual se le sometió a un proceso de fijación de bacterias adaptadas a la biodegradación de compuestos presentes en el lixiviado clarificado-filtrado. La adaptación se evaluó para tres diferentes diluciones (1:4, 1:5, 1:10), con el fin de determinar la mínima dilución posible en la que se pueda apreciar una disminución de DQO con respecto al valor inicial, además del tiempo necesario para su adaptación, la Figura 3.1 presenta los resultados obtenidos en el proceso de adaptación de las bacterias.

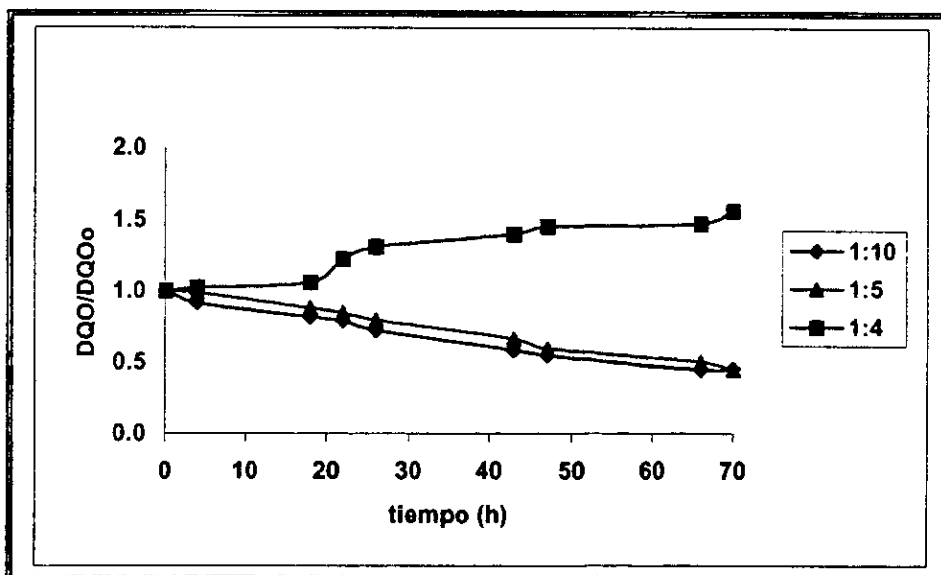


Figura 3.1 Relación DQO residual/DQO inicial respecto al tiempo de adaptación



RESULTADOS

Con base en esta conclusión se seleccionaron estas condiciones para la adaptación de las bacterias que se fijaron en la superficie del carbón activado utilizado en el proceso de bioadsorción en este estudio.

3.3 Fijación de bacterias en el carbón activado

El proceso de fijación de bacterias sobre la superficie del carbón activado se describe en el capítulo correspondiente a la metodología experimental (inciso 2.1.2). Con el fin de comprobar la presencia de las bacterias sobre la superficie del adsorbente se aplicaron dos técnicas analíticas: 1) observaciones al microscopio electrónico de barrido y 2) consumo de oxígeno o demanda bioquímica de oxígeno.

3.3.1 Estudio en microscopio electrónico de barrido

Las fotos (3.1a) a (3.1d) presentan los resultados de las observaciones realizadas en microscopio electrónico de las partículas de carbón activado con y sin bacterias.

Las fotos 3.1a y 3.1b muestran partículas de carbón activado sin bacterias, la ausencia de microorganismos se observa claramente en la última foto que presenta un detalle de la superficie de un grano. La superficie presenta una cantidad significativa de poros y ciertas zonas lisas que no presentan aglomeraciones y filamentos en comparación con las fotos correspondientes a las partículas de carbón activado con bacterias fijadas (Fotos 3.1c a 3.1f). Estas últimas imágenes son comparables a las presentadas por Durán Moreno A. (1997), lo cual es una prueba de la presencia de bacterias en la superficie de las partículas del carbón activado que se utilizó en el proceso de bioadsorción de lixiviados clarificados y ozonados.

RESULTADOS

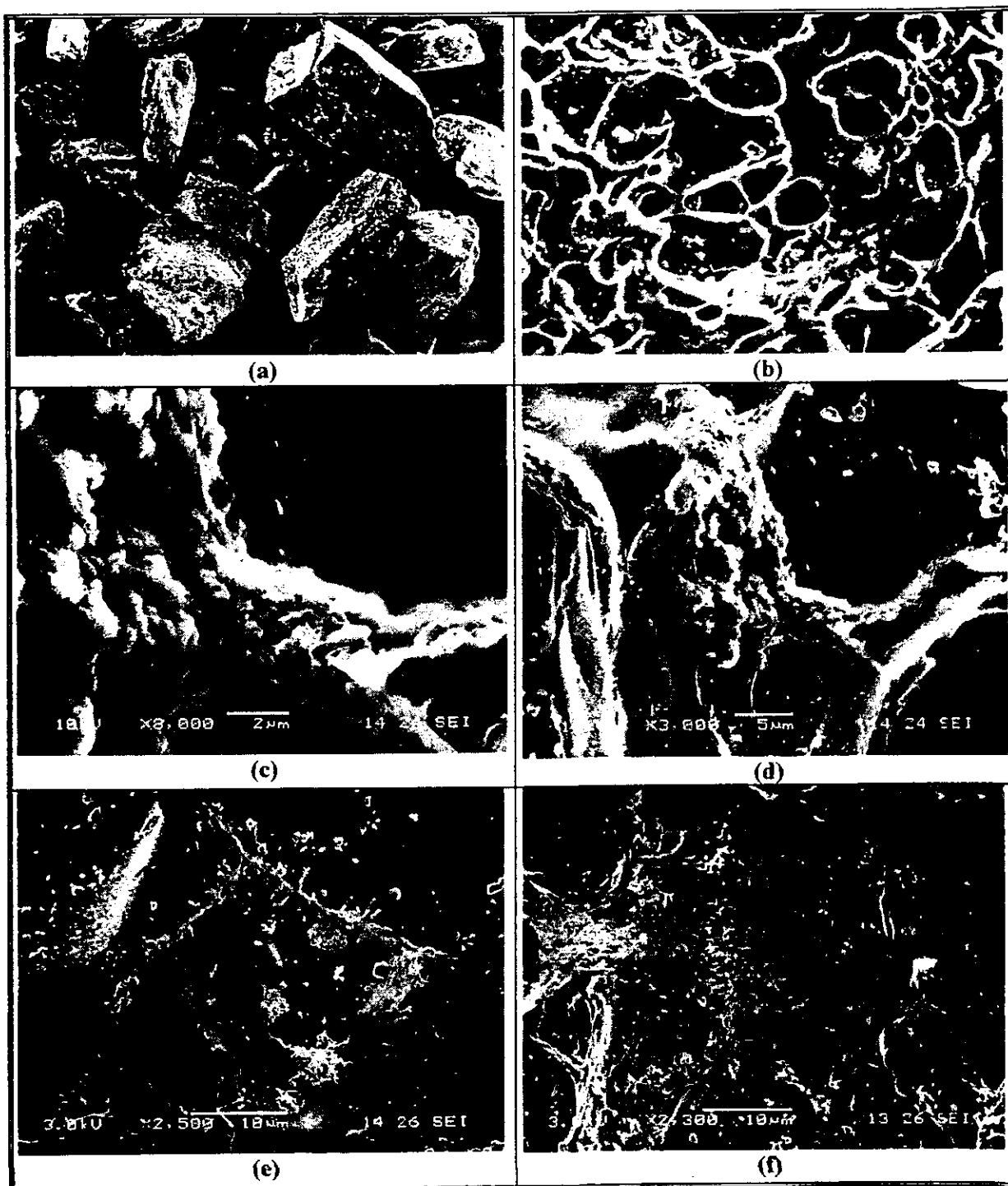


Foto 3.1 Carbón activado con y sin bacterias fijadas.

RESULTADOS

Fotos 3.1 a) Vista general de las partículas de carbón activado LQ1000 sin bacterias (aumento 50 veces), b) Detalle de la superficie de un grano de carbón activado LQ1000 sin bacterias (aumento 1000 veces), c) Detalle de la superficie de una partícula de carbón activado LQ1000 con biomasa fijada (aumento 8000 veces), d) Detalle de la superficie de una partícula de carbón activado LQ1000 con biomasa fijada (aumento 3000 veces), e) Detalle de la superficie de una partícula de carbón activado LQ1000 con biomasa fijada (aumento 2500 veces), f) Detalle de la superficie de una partícula de carbón activado LQ1000 con biomasa fijada (aumento 2300 veces).

3.3.2 Consumo de oxígeno

La Tabla 3.2 presenta los resultados obtenidos de oxígeno residual de la prueba de consumo de oxígeno (según la técnica de demanda bioquímica en oxígeno). Estos datos muestran claramente una diferencia de concentración de oxígeno de 1.6 mg / L (4.1 - 2.5 mg / L) entre el agua puesta en contacto con carbón activado sin bacterias y el que presenta bacterias en su superficie. Lo anterior, constituye al igual que las observaciones en microscopio electrónico una prueba de la presencia y actividad biológica de las bacterias fijadas en la superficie del carbón activado que se utilizó en este estudio.

Tabla 3.2 Concentraciones de oxígeno

tiempo	Concentración (mg / L)
Oxígeno instantáneo del agua	6.9
Oxígeno a los 15 minutos de contacto del agua	6.6
Oxígeno a los 5 días de contacto de la mezcla agua/carbón activado sin bacterias	4.1
Oxígeno a los 5 días de contacto de la mezcla agua / carbón activado con bacterias	2.5



RESULTADOS

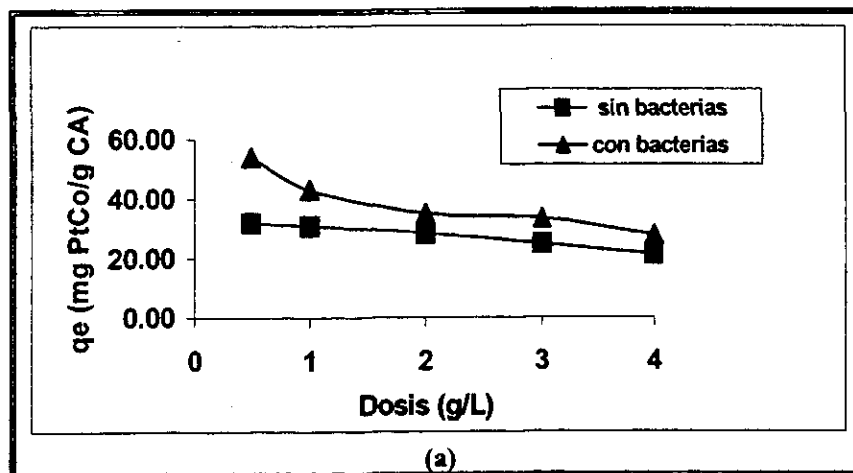
3.4 Procesos de adsorción y bio-adsorción

3.4.1 Influencia de la biomasa fijada en la superficie de carbón activado

El lixiviado clarificado se sometió a procesos de adsorción (carbón activado sin bacterias fijadas) y de bioadsorción (carbón activado con bacterias fijadas).

Las figuras 3.2a, 3.3a, 3.4a, y 3.5a muestran la evolución de la capacidad de adsorción de color y DQO (demanda química de oxígeno) al equilibrio (q_e) en función de la dosis de carbón activado aplicada, para los $\text{pH}=5.5$ y $\text{pH}=8.0$ respectivamente.

Para todo el intervalo de dosis aplicadas (0.5-4 g / L), los valores de q_e para el carbón activado con bacterias fijadas son superiores a los obtenidos con el carbón activado sin bacterias. La diferencia de q_e entre ambos carbones se observa de manera más significativa en el intervalo de dosis de 0-1 g / L. Estas gráficas ponen en evidencia la contribución positiva de la biomasa ó bacterias presentes en la superficie del carbón activado. El fenómeno de biodegradación realizado por estos microorganismos contribuye a aumentar la remoción de compuestos orgánicos presentes en el lixiviado clarificado, como se observa en la comparación de color y DQO residual (figuras 3.2b, 3.3b, 3.4b, y 3.5b).



RESULTADOS

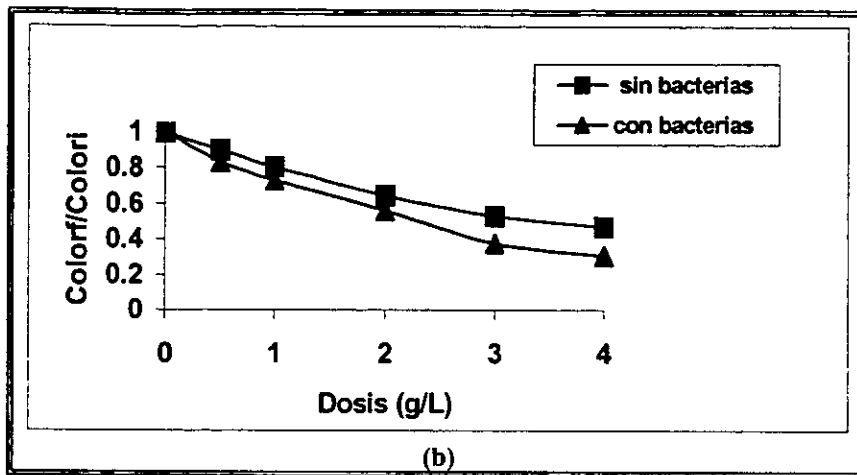


Figura 3.2 Capacidad de adsorción de color al equilibrio (q_e) y color residual para pH 5.5 con y sin bacterias

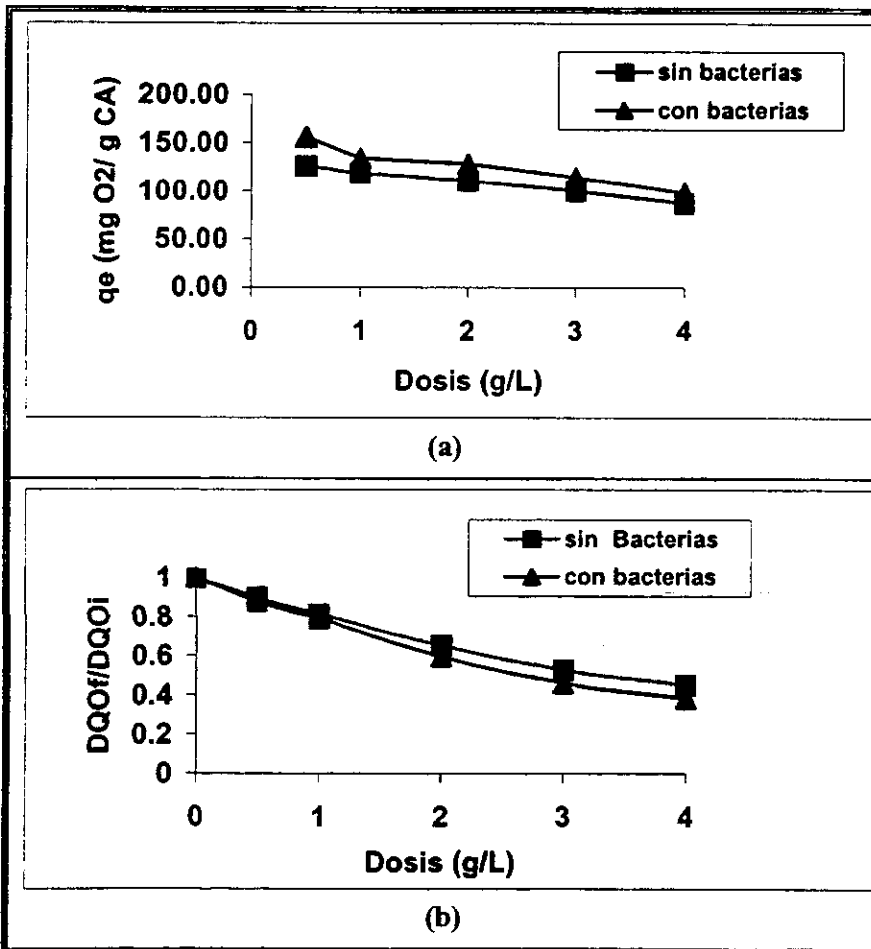


Figura 3.3 Capacidad de adsorción de DQO al equilibrio (q_e) y DQO residual para pH 5.5 con y sin bacterias

RESULTADOS

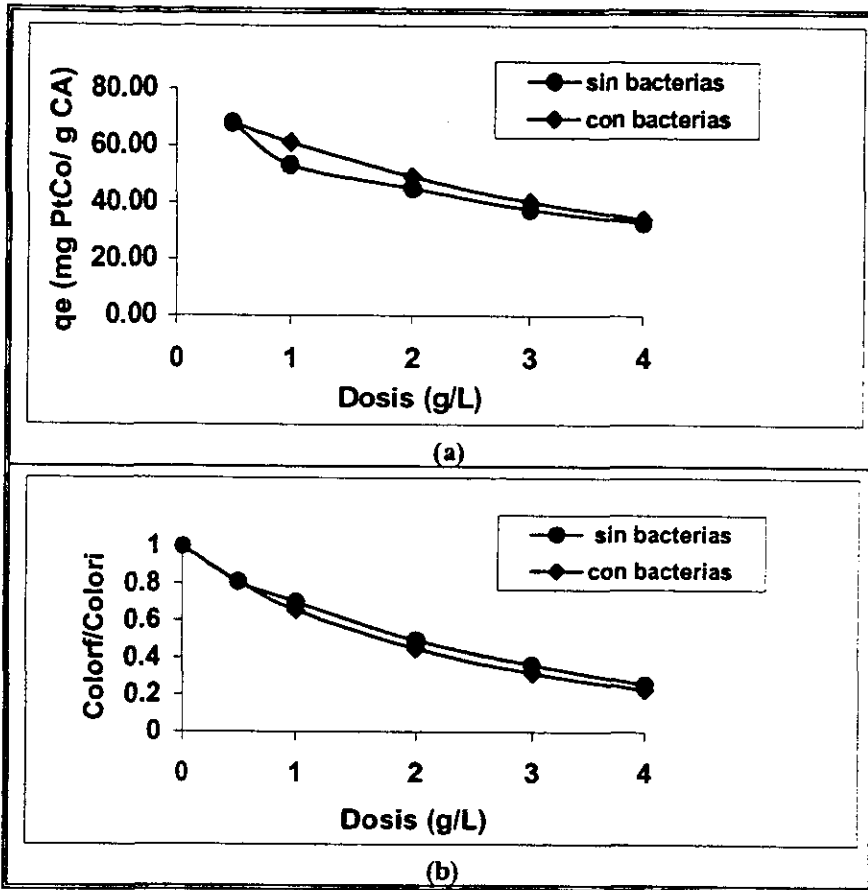
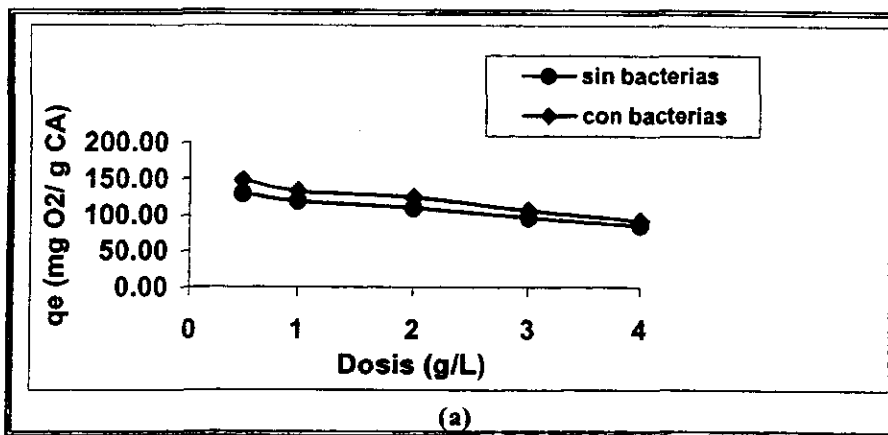


Figura 3.4 Capacidad de adsorción de color al equilibrio (q_e) y color residual para pH 8.0 con y sin bacterias



RESULTADOS

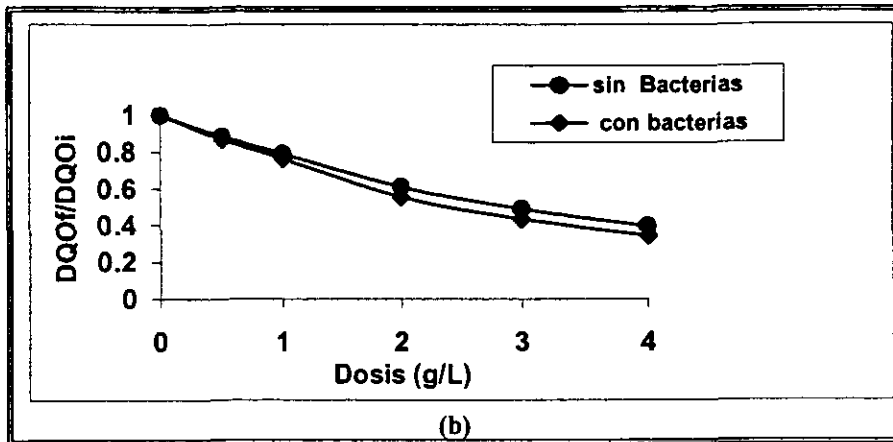
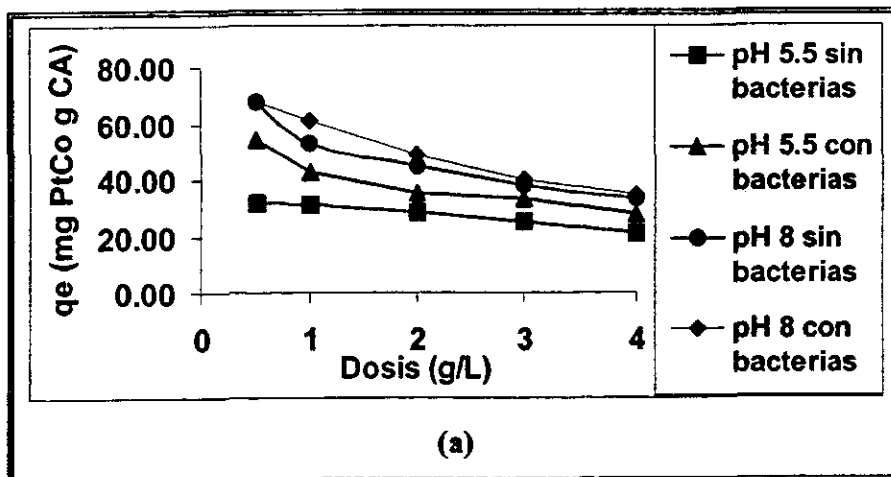


Figura 3.5 Capacidad de adsorción de DQO al equilibrio (q_e) y DQO residual para pH 8.0 con y sin bacterias

En el caso del residual de DQO, se observa un comportamiento similar al obtenido para el color residual, es decir, la presencia de bacterias en la superficie de carbón activado contribuye a aumentar la remoción de este parámetro con respecto al carbón sin bacterias.

3.4.2 Influencia del pH en los procesos de adsorción y de bio-adsorción

En las figuras 3.6 y 3.7 se comparan gráficamente los resultados obtenidos a pH=5.5 y pH=8.0 en el proceso de adsorción (carbón sin bacterias) y de bioadsorción (carbón con bacterias) de color y DQO para el lixiviado clarificado.



RESULTADOS

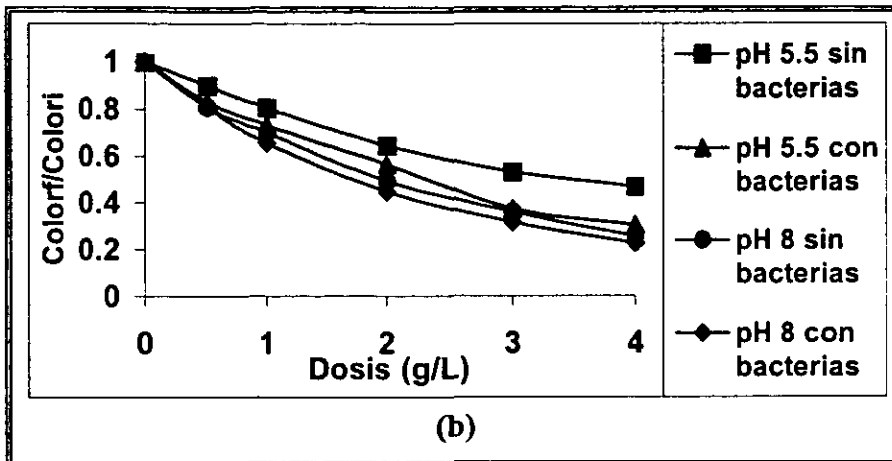


Figura 3.6 Capacidades de adsorción de color al equilibrio (q_e) y color residual para pH = 5.5 y 8.0, con carbón activado con y sin bacterias

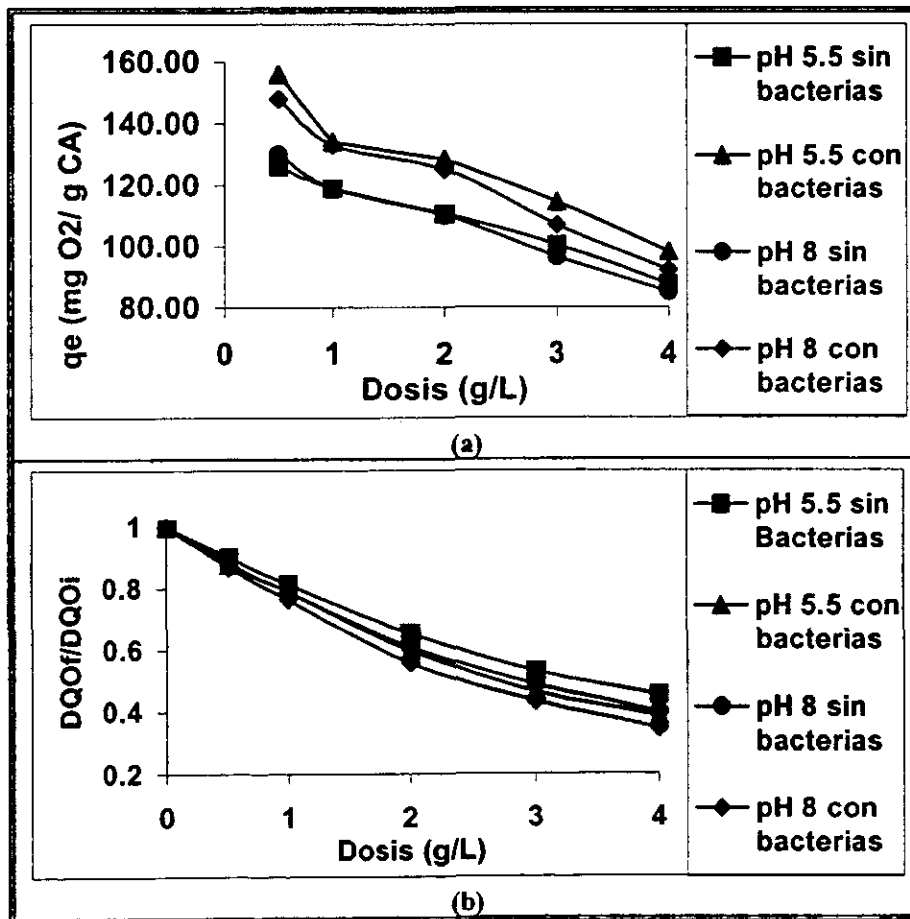


Figura 3.7 Capacidades de adsorción de DQO al equilibrio (q_e) y DQO residual para pH = 5.5 y 8.0, con carbón activado con y sin bacterias

RESULTADOS

Para ambos parámetros fisicoquímicos, los procesos de adsorción y de bioadsorción se realizan de manera más eficiente a pH=8.0 que a pH=5.5 debido a que las capacidades de adsorción al equilibrio son mayores para el primer pH (figura 3.6a y 3.7a).

En términos de concentraciones residuales al equilibrio de color y DQO, se obtienen valores menores a pH=8.0 con respecto a pH= 5.5 (figura 3.6b y 3.7b). Lo anterior, se debe probablemente a que a pH básico predomina la forma molecular de algunos compuestos orgánicos como fenoles, los cuales están presentes en lixiviados de rellenos sanitarios. Algunos estudios han establecido que la adsorción aumenta para compuestos no ionizados ó en forma molecular con respecto a su forma ionizada debido a que ésta es hidrosoluble (Durán Moreno A., 1997).

Las eficiencias de remoción de color, turbiedad y DQO por los procesos de adsorción y de bioadsorción, a pH= 5.5 y pH =8.0, se ilustra en las tablas 3.3 y 3.4 respectivamente.

Tabla 3.3 Resultados de adsorción con carbón activado sin y con bacterias a pH= 5.5

Dosis (s/b)	Color (PtCo)	% Remoción Color	Turbiedad (UTN)	% Remoción de turb.	DQO (mg O ₂ /L)	% Remoción DQO
0	160	0	13	0	640	0
0.5	144	10.00	11.2	13.84	577	9.84
1	129	19.38	10.4	20	521	18.59
2	103	35.63	9.6	26.15	419	34.53
3	85	46.88	6.2	52.3	339	47.03
4	75	53.13	4.0	64.6	290	54.69
Dosis (c/b)	Color (PtCo)	% Remoción Color	Turbiedad (UTN)	% Remoción de turb.	DQO (mg O ₂ /L)	% Remoción DQO
0	160	0	9.2	0	640	0
0.5	133	16.88	8.8	4.34	562	12.19
1	117	26.88	6.2	32.60	506	20.94
2	90	43.75	4.6	50	383	40.16
3	60	62.50	4.4	52.17	297	53.59
4	49	69.38	3	67.4	247	61.41

RESULTADOS

Tabla 3.4 Resultados de adsorción con carbón activado sin y con bacterias a pH= 8.0

Dosis (s/b)	Color (PtCo)	% Remoción Color	Turbiedad (UTN)	% Remoción de turb.	DQO (mg O ₂ /L)	% Remoción DQO
0	177	0	14.2	0	565	0
0.5	143	19.21	11.6	18.3	500	11.50
1	124	29.94	10.6	25.35	446	21.06
2	87	50.85	10.2	28.16	345	38.94
3	64	63.84	10	29.57	276	51.15
4	45	74.58	9.5	33	225	60.18
Dosis (c/b)	Color (PtCo)	% Remoción Color	Turbiedad (UTN)	% Remoción de turb.	DQO (mg O ₂ /L)	% Remoción DQO
0	177	0.00	10.4	0	565	0.00
0.5	143	19.21	7.4	28.84	491	13.10
1	116	34.46	7.2	30.76	432	23.54
2	79	55.37	6.8	34.61	315	44.25
3	56	68.36	6.6	36.53	245	56.64
4	40	77.40	5.8	44.23	196	65.31

El análisis de estos datos permite concluir que la remoción de compuestos orgánicos por los procesos de adsorción y de bioadsorción es significativa, en particular a dosis de 4 g / L y pH= 8.0. A esta dosis los valores residuales de color (40 y 45 mg PtCo / L) son muy cercanos a el establecido para agua de riego (20 mg/L) en la norma oficial mexicana (NOM-003-ECOL-1996).

Una vez establecido que la remoción de compuestos presentes en lixiviados clarificados es más eficiente cuando se tiene biomasa presente en la superficie de carbón activado debido a la acción combinada de dos mecanismos de eliminación: la adsorción y la biodegradación, se procedió a investigar la influencia de una modificación de la estructura de estos compuestos, mediante su oxidación con ozono, sobre la eficiencia del proceso de bioadsorción.

3.4.3 Influencia de una preozonación sobre el proceso de bio-adsorción

En este estudio se evaluó la influencia de una oxidación parcial (pH = 5.5) y de una oxidación total (pH= 8.0) con ozono. Estas condiciones y otros parámetros de operación

RESULTADOS

(tiempo de contacto y dosis de ozono) se determinaron en un estudio previo que se realizó (Morales Jiménez R., 2000) sobre la oxidación de lixiviados. Las figuras 3.8 y 3.9 presentan de manera comparativa los resultados en el proceso de adsorción con y sin bacterias para la remoción de color y DQO, a pH= 5.5 y pH=8.0 para el lixiviado ozonado.

En estas gráficas se puede observar que para las dos condiciones de oxidación evaluadas se obtienen capacidades de adsorción más elevados y valores residuales de color y de DQO más bajos, después de una ozonación del lixiviado clarificado. Lo anterior permite establecer que la oxidación de compuestos presentes en estas corrientes líquidas contribuye a aumentar su remoción tanto por adsorción como por biodegradación.

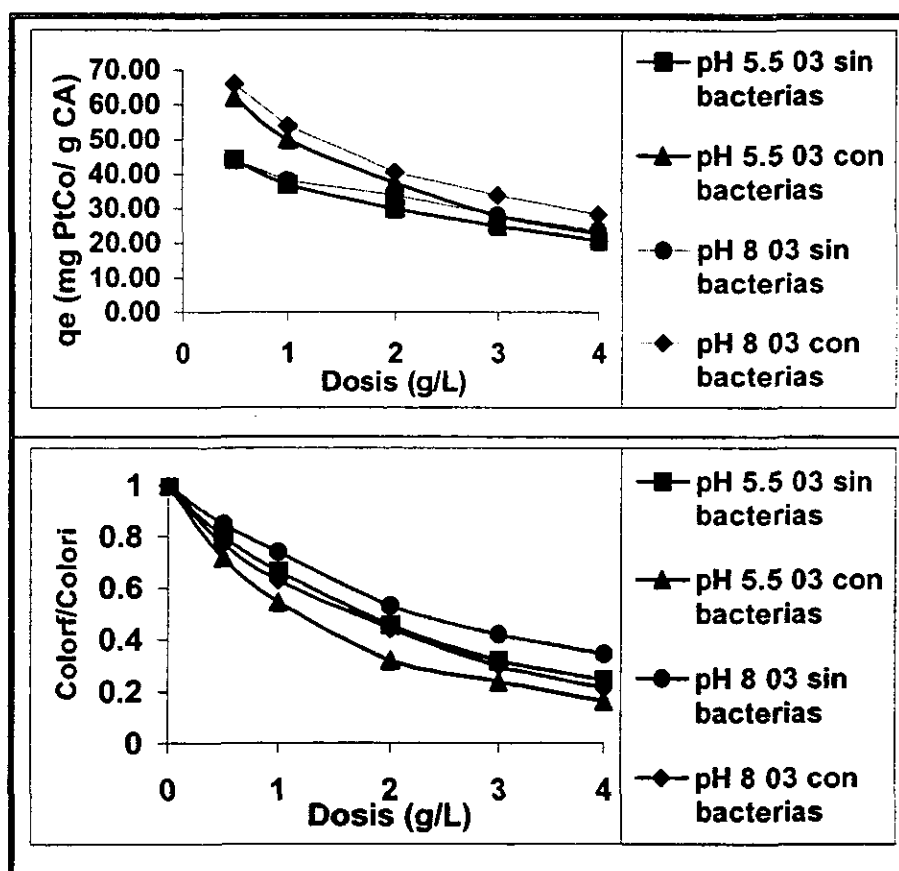


Figura 3.8 Capacidades de adsorción con carbón activado con y sin bacterias de color al equilibrio (q_e) y color residual de un lixiviado ozonado a pH = 5.5 y 8.0

RESULTADOS

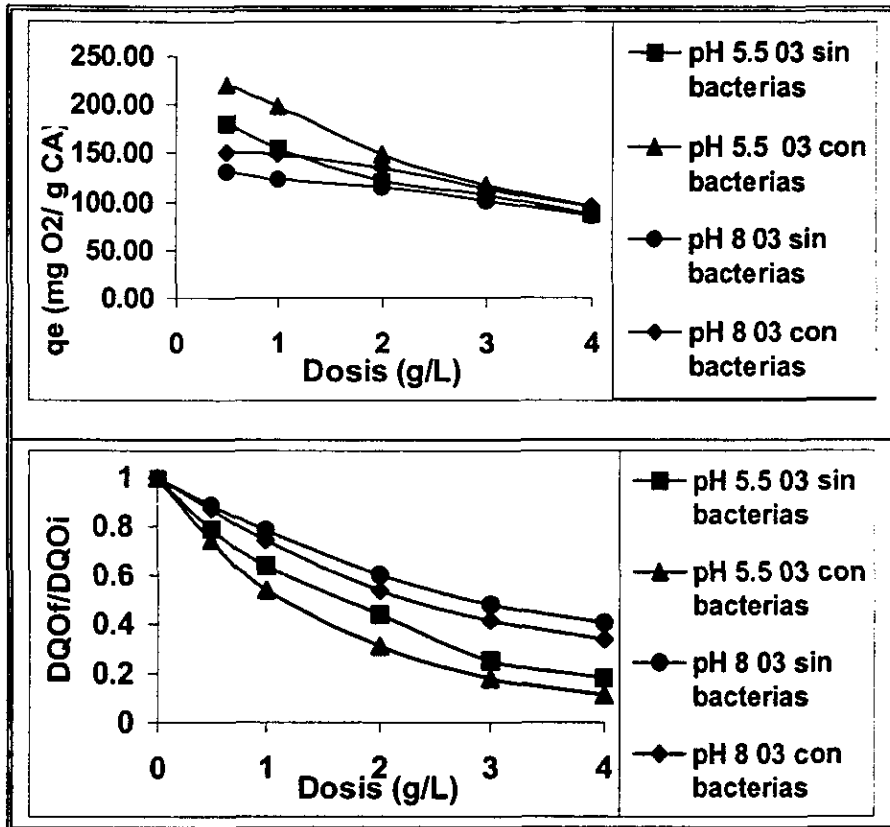


Figura 3.9 Capacidades de adsorción con carbón activado con y sin bacterias de DQO al equilibrio (q_e) y DQO residual de un lixiviado ozonado a pH = 5.5 y 8.0

Con el fin de cuantificar la contribución de la oxidación de compuestos y de establecer la mejor condición de oxidación para aumentar la eficiencia del proceso de bioadsorción, se calcularon los valores de las constantes de las isothermas de adsorción de Freundlich y de Langmuir. Los resultados se presentan en las tablas 3.5 (pH = 5.5, oxidación parcial) y 3.6 (pH= 8.0, oxidación total).

En estas tablas 3.5 y 3.6 se pueden observar valores de correlación muy cercanos a la unidad (límite inferior de 0.8837 y 0.996 como límite superior). El valor promedio de este coeficiente (0.9398) permite establecer que los modelos de Freundlich y de Langmuir describen correctamente los resultados obtenidos, a pesar, de que normalmente éstos se

RESULTADOS

aplican a compuestos solos y no a mezclas y, de que se tiene simultáneamente los procesos de adsorción y de biodegradación.

Tabla 3.5 Constantes de Freundlich y Langmuir I y II para pH = 5.5

MODELO DE FREUNDLICH						
CONDICIÓN	COLOR (PtCo)			DQO (mgO ₂ /L)		
	K	1/n	r ²	K	1/n	r ²
pH 5.5						
Lixiviado CFF	1.7225	0.5945	0.9320	5.4320	0.4955	0.9710
Lixiviado CFFO	2.8272	0.6068	0.9931	12.2902	0.4524	0.9617
Lixiviado CFF(CB)	3.1190	0.5623	0.8837	7.0731	0.483	0.9314
Lixiviado CFFO(CB)	3.2776	0.6713	0.9924	16.7836	0.4482	0.9975
MODELO LANGMUIR I						
CONDICIÓN	COLOR (PtCo)			DQO (mg O ₂ /L)		
	qm	b	r ²	qm	b	r ²
pH 5.5						
Lixiviado CFF	72.9927	0.0058	0.9442	217.3913	0.0024	0.9790
Lixiviado CFFO	75.1880	0.0140	0.9910	222.2222	0.0084	0.9436
Lixiviado CFF(CB)	78.7402	0.0112	0.9804	243.9024	0.0028	0.9472
Lixiviado CFFO(CB)	112.3596	0.0138	0.9862	263.1579	0.0114	0.9771
MODELO LANGMUIR II						
CONDICIÓN	COLOR (PtCo)			DQO (mg O ₂ /L)		
	qm	b	r ²	qm	b	r ²
pH 5.5						
Lixiviado CFF	64.9351	0.0070	0.9104	212.7660	0.0025	0.9852
Lixiviado CFFO	81.9672	0.0122	0.9587	217.3913	0.0080	0.9373
Lixiviado CFF(CB)	93.4579	0.0082	0.9335	243.9024	0.0028	0.9241
Lixiviado COF(CB)	125.0000	0.0118	0.9588	294.1176	0.0088	0.9887

Partiendo de la hipótesis de que todos los compuestos representados por el color y la DQO poseen características fisicoquímicas similares, los valores de K y n permiten analizar el comportamiento del conjunto de estas sustancias, con respecto a la influencia de la ozonación. De manera general, conforme el valor K aumenta, la capacidad de adsorción del carbón utilizado se incrementa. Si se analizan los resultados con respecto a los valores K de la isoterma de Freundlich, se puede observar que este coeficiente presenta un aumento de 0.5 cuando se comparan los lixiviados CFFO (sin bacterias) y CFFO (con bacterias), para las dos condiciones de oxidación evaluadas. Lo anterior permite determinar que la eficiencia de remoción de color por el proceso de bioadsorción puede ser aumentada en un 50% mediante una ozonación parcial y total del lixiviado clarificado. Esto puede ser

RESULTADOS

determinado también al comparar los valores de las capacidades máximas de adsorción de este parámetro, las cuales fueron calculadas de acuerdo al modelo de isoterma de Langmuir.

Tabla 3.6 Constantes de Freundlich y Langmuir I y II para pH = 8.0

MODELO DE FREUNDLICH						
CONDICIÓN	COLOR (PtCo)			DQO (mg O ₂ /L)		
pH 8	K	1/n	r ²	K	1/n	r ²
Lixiviado CFF	3.43	0.583	0.9453	5.5152	0.51	0.986
Lixiviado CFFO	3.626	0.512	0.9077	6.0382	0.5	0.946
Lixiviado CFF(CB)	4.545	0.545	0.9987	7.5625	0.48	0.965
Lixiviado CFFO(CB)	5.459	0.483	0.9962	8.3278	0.47	0.93
MODELO LANGMUIR I						
CONDICIÓN	COLOR (PtCo)			DQO (mg O ₂ /L)		
pH 8	qm	b	r ²	qm	b	r ²
Lixiviado CFF	67.52	0.016	0.9779	217.39	0.00286	0.992
Lixiviado CFFO	75.24	0.007	0.9841	227.27	0.00271	0.965
Lixiviado CFF(CB)	98.04	0.013	0.9881	232.56	0.0034	0.98
Lixiviado CFFO(CB)	144.2	0.012	0.9622	294.12	0.00251	0.996
MODELO LANGMUIR II						
CONDICIÓN	COLOR (PtCo)			DQO (mg O ₂ /L)		
pH 8.0	qm	b	r ²	qm	b	r ²
Lixiviado CFF	73.33	0.014	0.9868	217.39	0.00288	0.992
Lixiviado CFFO	81.74	0.007	0.9339	212.77	0.00311	0.974
Lixiviado CFF(CB)	113.6	0.01	0.9885	227.27	0.00357	0.976
Lixiviado COF(CB)	153.3	0.008	0.9853	270.27	0.00293	0.967

En cuanto la DQO, se observa también un aumento de la eficiencia de remoción pero menos significativo con respecto al color (37 %). Lo anterior, puede atribuirse a que la fragmentación de compuestos por la ozonación y la biodegradación contribuye en un cierto grado a aumentar también la eficiencia de cuantificación de este parámetro por la técnica analítica aplicada (oxidación con dicromato de potasio en medio ácido). Una evaluación más adecuada de la influencia de la ozonación sobre el proceso de bioadsorción debe involucrar identificación y cuantificación de compuestos orgánicos específicos presentes en los lixiviados (tipo compuestos fenólicos) y de sus correspondientes subproductos de

RESULTADOS

ozonación y biodegradación. Sin embargo, esto no está comprendido dentro alcances establecidos para este estudio.

3.5 Evaluación económica de los procesos de adsorción y de bioadsorción para el tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios.

A continuación se presenta una comparación de tipo económico entre los trenes de tratamiento propuestos y un caso real (planta de tratamiento de lixiviados Bordo Poniente), discutiéndose ante la Dirección General de Servicios Urbanos (DGSU) la posibilidad de sustituir el sistema actual por alguno de los propuestos en este trabajo. El objetivo de este estudio es reflejar la diferencia en los costos de cada proceso y no pretende ser un estudio minucioso.

Para los costos de los trenes de tratamiento aplicados se tomaron como base los datos reportados para la planta de tratamiento de Bordo Poniente, la cual se construyó en 1992. Esta planta opera actualmente con un flujo de 1.5 L / s y utiliza un tren de tratamiento que consta de cinco etapas principales: coagulación-floculación, sedimentación primaria, oxidación con peróxido de hidrógeno, sedimentación secundaria y filtración sobre arena. Las condiciones de operación de la primera etapa se realizan de manera similar a las aplicadas en los trenes de tratamiento propuestos en este estudio. Con base en el flujo manejado y considerando que las primeras etapas son similares en los trenes de tratamiento, se compararán únicamente los procesos de oxidación con peróxido de hidrógeno, adsorción con carbón activado, adsorción con carbón activado asistido biológicamente, ozonación - adsorción y ozonación - adsorción con carbón activado asistido biológicamente.

Se presenta a continuación el cálculo de los costos totales para los trenes de tratamiento aplicados. Los costos totales son la suma de los costos de inversión más los costos de operación. En el caso de los procesos de adsorción y de bioadsorción se utilizan los mismos cálculos porque se considera que la fijación de la biomasa sobre las partículas de carbón no

RESULTADOS

representa ningún costo extra, ya que ésta se hará de manera espontánea por los microorganismos ya presentes en el lixiviado. Los cálculos presentados a continuación se realizaron con base en criterios empíricos (nomogramas) determinados por Sontheimer et. al (1988).

3.5.1 Cálculo para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno (Planta de Tratamiento de lixiviados de Bordo Poniente).

Flujo (Q) = 1.5 L / s = 90 L / min = 24 GPM

Tipo de oxidante: peróxido de hidrógeno (H₂O₂), grado industrial (50% pureza)

Densidad = 1.18 kg / m³

Dosis de oxidante aplicada = 20 mL / L

Tiempo de contacto (t) = 30 min

➤ Costos de inversión

Los costos de inversión están integrados por el sistema de oxidación (este costo considera tuberías, instrumentación, sistema de control e instalación) y el sistema de inventario. Estos datos se presentan en la tabla 3.7.

Para analizar los costos de inversión se aplica una depreciación del 25 % de interés (diversas firmas de Ingeniería que realizan proyectos para la Comisión Nacional del Agua toman interés del 20 al 25 %) a 10 o 20 años, de acuerdo al método lineal (Solanet et. al., 1989).

$$\text{Costo de capital anual} = \frac{Ct * (i * (1+i)^n)}{((1+i)^n - 1)}$$

Donde: Ct = costo de capital total, i = interés y n = número de años a amortizar.

RESULTADOS

Tabla 3.7 Costos de capital para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno (Información proporcionada por la Dirección General de Servicios Urbanos (DGSU))

Sistema	Costos en dólares (\$USD)	Costos en pesos (\$)
Sistema de oxidación	1900	19,000
Sistema de inventario	1205	12,050
Costos totales de capital	3105	31,050
Costos anuales de capital	870	8,700

El tipo de cambio fue de \$10.00 por dólar.

Los costos anuales de inversión se obtuvieron aplicando la ecuación anteriormente mencionada:

$$\text{Costo de capital anual} = \frac{(3105) * (0.25 * (1 + 0.25)^{10})}{((1 + 0.25)^{10} - 1)} = \$ 870 \text{ USD}$$

➤ **Costos directos de operación**

Los costos de operación están integrados por los siguientes componentes, los cuales se muestran en la tabla 3.8:

Tabla 3.8 Costos de operación para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno (Información proporcionada por la Dirección General de Servicios Urbanos (DGSU))

Componentes	Costos anuales de operación (\$USD / año)	Costos anuales de operación (\$)
Costo de oxidante	3,160	31,600
Sistemas de adsorción y almacenamiento:		
Jornada de trabajo (Hombre-año)	16,000	160,000
Mantenimiento a 6 % capital/año	190	1,900
Monitoreo y gastos generales (Hombre-año)	16,000	160,000
Costos directos de operación	35,350	353,500

El tipo de cambio fue de \$10.00 por dólar.

Los costos anuales totales para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno son los siguientes:

RESULTADOS

Tabla 3.9 Costos anuales de operación para el sistema de oxidación con peróxido de hidrógeno

Componentes	Costos anuales de operación (\$USD / año)	Costos anuales de operación (\$)
Costos de operación anual	35,350	353,500
Costos de inversión	870	8,700
Costos anuales totales	36,220	362,200

3.5.2 Base de cálculo para el sistema de adsorción con carbón activado y bioadsorción.

Flujo (Q) = 1.5 L / s = 90 L / min = 24 GPM

Tipo de carbón: carbón mineral LQ1000 en grano

Densidad (ρ) = 500 k g /m³

Velocidad de saturación = 20.08 kg / día

Tiempo de contacto de lecho vacío (EBCT) = 20 min

Tiempo de saturación del carbón = 3 días

➤ **Volumen de carbón del adsorbedor (Va)**

$$V_a = Q * EBCT$$

$$V_a = 1.5 \frac{L}{s} * \frac{60s}{min} * 20min * \frac{1m^3}{1000L} = 1.8 m^3$$

➤ **Volumen de carbón en inventario (Vi)**

Para este cálculo se está considerando 3 días de saturación del carbón más 3 días de reactivación del mismo.

$$V_i = 20.08 \frac{kg}{d} * (3+3)d * \frac{m^3}{500 kg} = 0.25 m^3$$

RESULTADOS

➤ Costos de inversión

Los componentes que integran los costos de inversión son los siguientes:

- **Sistema de adsorción**

Para los tres escenarios los costos de capital del sistema de adsorción se obtienen de la siguiente manera: con el tiempo de contacto de lecho vacío (EBCT) = 20 min y el tamaño del sistema en miles de galones por día (34,560 GPD/1000 \cong 35 MGD), se obtiene de la figura 3.10 un valor de 15 cent. / gal. Este valor multiplicado por los 34,560 GPD nos da el costo en dólares del sistema de adsorción, el cual considera el costo de tubería, instrumentación, sistema de control e instalación necesaria para su operación (base de cálculo).

$$(\$ 0.15 / \text{gal} / \text{día}) (34,560 \text{ gal} / \text{día}) = \$ 5,184 \text{ USD}$$

- **Sistema de inventario**

En el caso del confinamiento y la reactivación externa, los costos de capital para el sistema de inventario son despreciables. En el caso de la reactivación In-situ se obtienen de la figura 3.11 al interceptar el valor del volumen del carbón = 1.8 m³ con la curva de la gráfica, obteniéndose un costo de \$ 15,000 USD.

- **Sistema de reactivación**

En el caso del confinamiento y la reactivación externa, los costos de capital para el sistema de reactivación son despreciables. En el caso de la reactivación In-situ el costo se obtiene de la figura 3.12 con la cantidad de carbón agotado en kg / día.

Los kilogramos de carbón agotado se obtienen de la siguiente manera:

RESULTADOS

$$(Va)(\rho) = (1.8m^3) \left(500 \frac{kg}{m^3} \right) = 900 kg$$

Al interceptar este valor con la gráfica 3.12 se obtiene un costo de inversión para el sistema de reactivación In-situ de \$ 300,000 USD.

Los costos de capital para el sistema de adsorción con carbón activado se resumen en la tabla 3.10.

Tabla 3.10 Costos de capital para el sistema de adsorción con carbón activado

Concepto	Confinamiento SUSD	Reactivación Externa SUSD	Reactivación In-situ SUSD
Sistema de adsorción (figura 3.11)	5,184	5,184	5,184
Sistema de inventario (figura 3.13)	(a)	(a)	15,000
Sistema de reactivación (figura 3.13)	(a)	(a)	300,000
Costos totales de capital	5,184	5,184	320,184
Costos anuales de capital	1,452	1,452	89,675

(a) debido al pequeño volumen de carbón en inventario se considera que el carbón será almacenado en bolsas y tambores, por lo que el costo de capital para este sistema es despreciable.

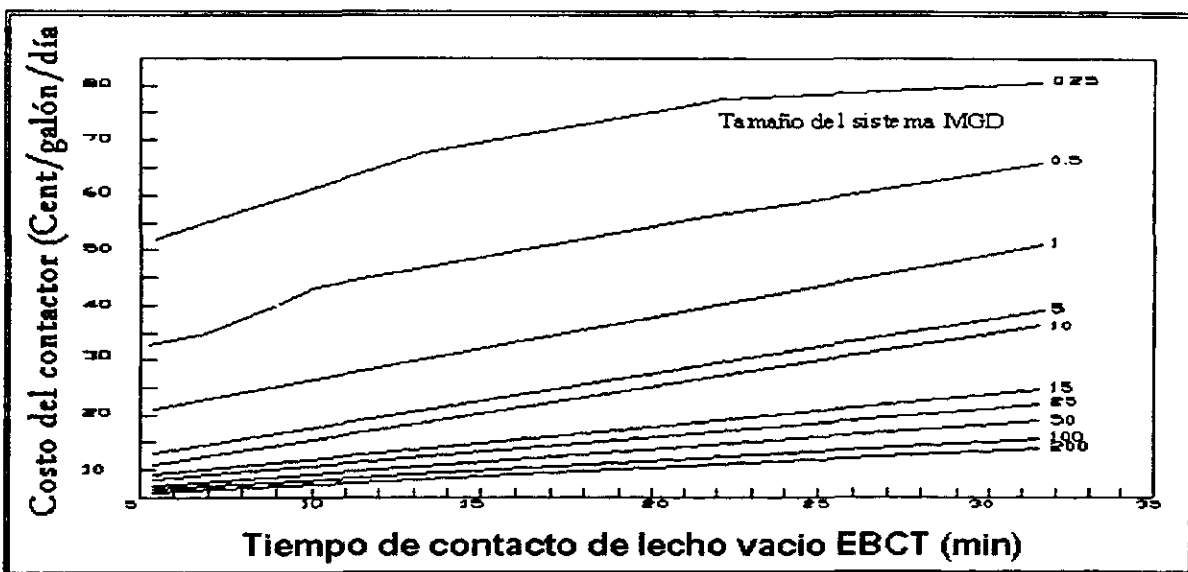


Figura 3.10 Estimación de costos para un contactor de carbón activado granular (Adams et al, 1988).

RESULTADOS

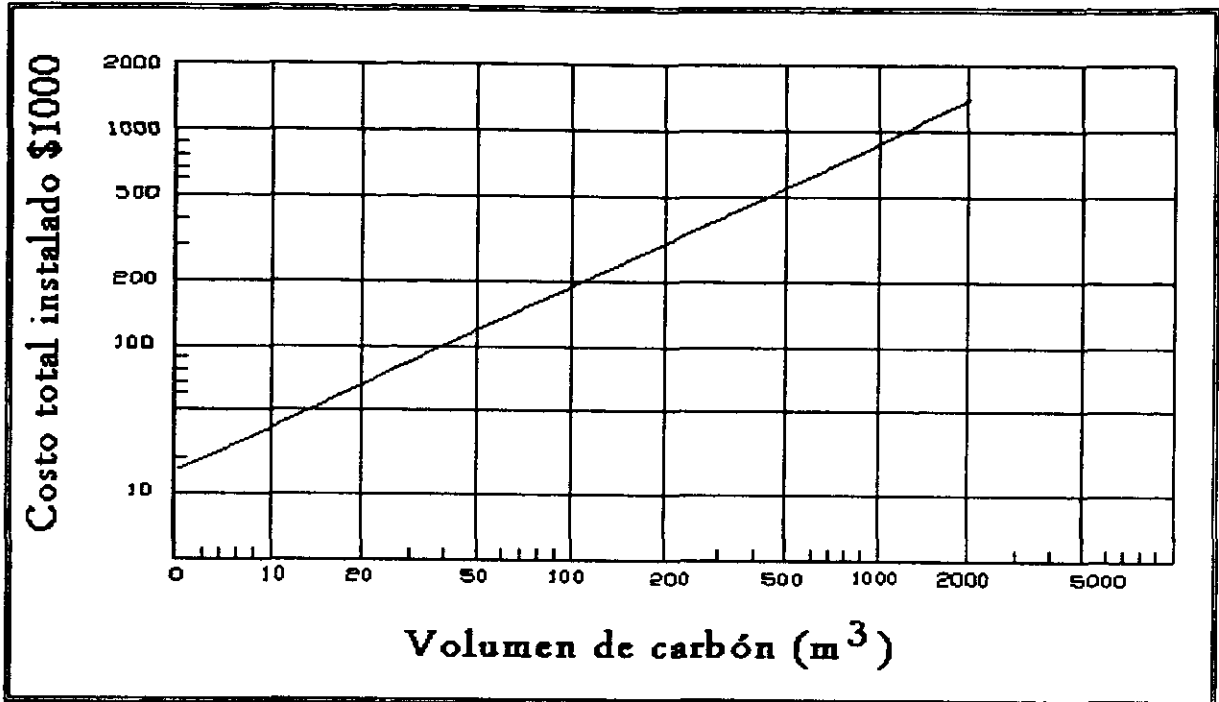


Figura 3.11 Costos de inversión – factibilidad para almacenar el carbón (Adams et al, 1988).

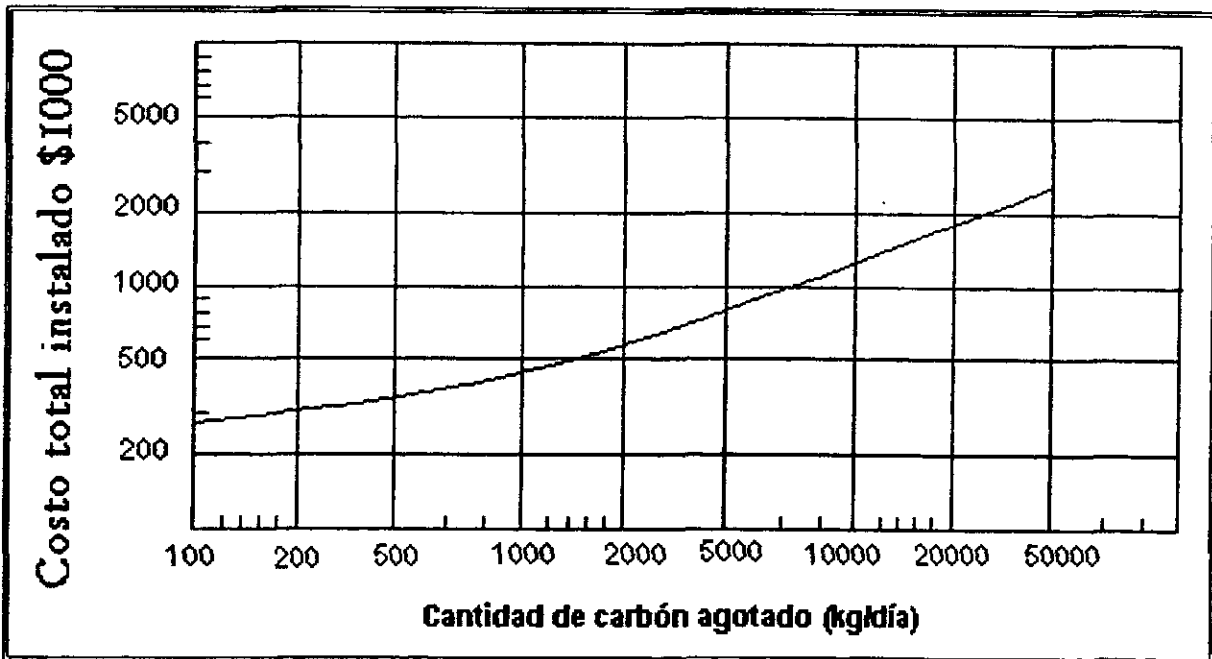


Figura 3.12 Costo de inversión para el sistema de reactivación

RESULTADOS

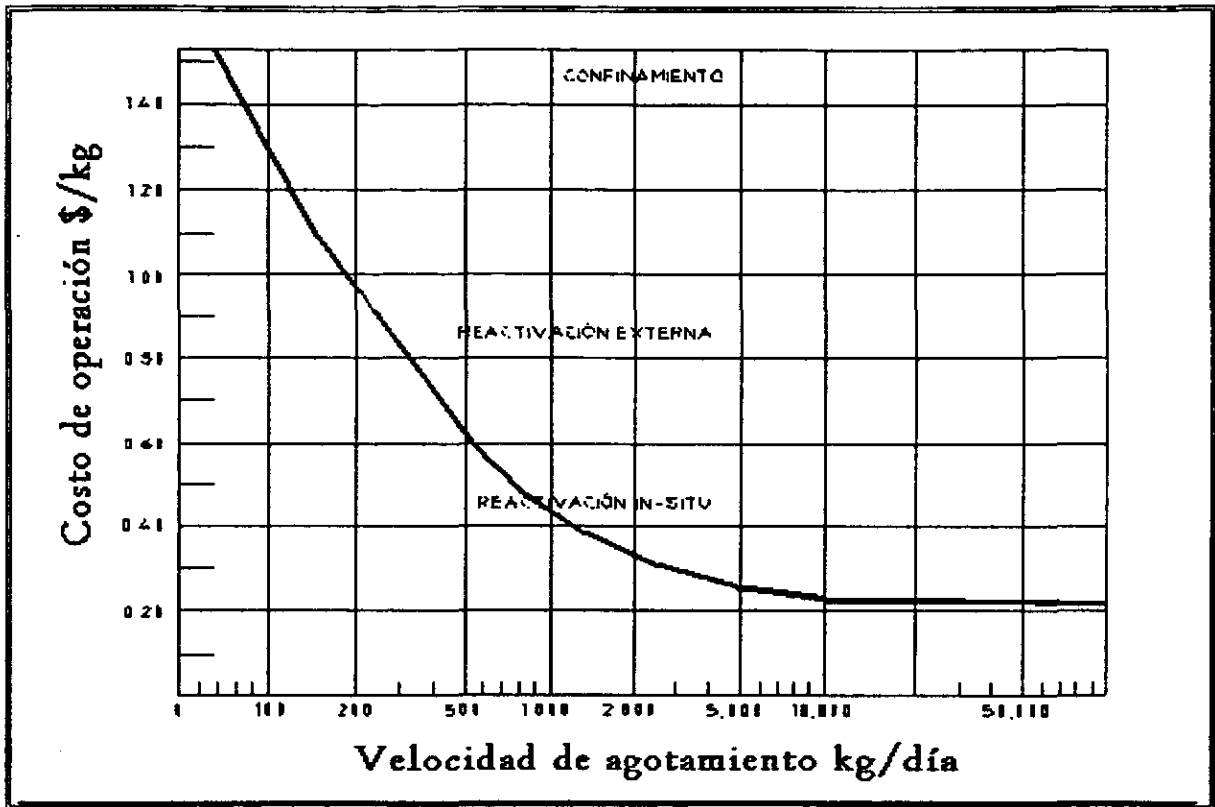


Figura 3.13 Costos directos de operación del sistema de reactivación (Adams et al, 1988).

➤ Costos directos de operación

Los componentes que integran los costos de operación se presentan a continuación con los porcentajes estimados que representan cada uno de los costos de inversión total (Adams *et al.*, 1988).

Sistema de reactivación	figura 3.13
Jornada de Trabajo (Hombre-año)	5 %
Mantenimiento	6 %
Monitoreo	5 %

RESULTADOS

- **Sistema de reactivación**

Los costos de operación del sistema de reactivación para los tres escenarios, se obtienen de la figura, interceptando la velocidad de agotamiento = 20.08 kg / día con cada una de las curvas de la gráfica 3.13. De esa manera se obtiene en cada caso los siguientes valores:

Para el caso de confinamiento, la intercepción con la gráfica respectiva arroja un valor de \$ 1.55 USD / kg

$$(\$ 1.55 / \text{kg}) (20.08 \text{ kg} / \text{día}) (365 \text{ días} / \text{año}) = \$ 11,360 \text{ USD} / \text{año}$$

Para el caso de reactivación externa, la intercepción con la gráfica respectiva arroja un valor de \$ 0.94 USD / kg

$$(\$ 0.94 / \text{kg}) (20.08 \text{ kg} / \text{día}) (365 \text{ días} / \text{año}) = \$ 6,889.5 \text{ USD} / \text{año}$$

Para el caso de reactivación In-situ, la intercepción con la gráfica respectiva arroja un valor de \$ 1.58 / kg

$$(\$ 1.58 / \text{kg}) (20.08 \text{ kg} / \text{día}) (365 \text{ días} / \text{año}) = \$ 11,580 \text{ USD} / \text{año}$$

- **Jornada de Trabajo y Monitoreo**

Los costos de jornada de trabajo y monitores para los tres escenarios, corresponden al 5 % de los costos de capital total. En este ejemplo ilustrativo se obtuvieron del mayor costo de capital total, debido a que no siempre los costos de capital para los sistemas de inventario y reactivación, en los escenarios de confinamiento y reactivación externa son despreciables. De esta manera, los costos de operación para la jornada de trabajo y monitores se obtuvieron de la siguiente manera:

RESULTADOS

(\$ 320,184) (0.05) = \$ 16,000 USD

- **Mantenimiento**

Los costos de mantenimiento en cada caso, representan el 6 % de los costos totales de inversión.

Para confinamiento y reactivación externa: (\$ 5184) (0.06) = \$ 311 USD

Para reactivación In-situ: (\$ 320,184) (0.06) = \$ 19,211 USD

Los costos de operación para el sistema de adsorción con carbón activado se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 3.11 Costos de operación para el sistema de adsorción con carbón activado

	Costos Anuales de Operación		
	Confinamiento \$USD/año	Reactivación externa \$USD/año	Reactivación in-situ \$USD/año
Sistema de reactivación (figura 3.14)	11,360	6,890	11,580
Sistemas de adsorción y almacenamiento			
Jornada de trabajo (Hombre-año)	16,000	16,000	16,000
Mantenimiento 6 % capital / año	311	311	19,211
Monitoreo y gastos generales (Hombre-año)	16,000	16,000	16,000
Costos directos de operación	43,671	39,201	62,791

Los costos anuales totales para el sistema de adsorción con carbón activado son los siguientes:

Tabla 3.12 Costos anuales totales para el sistema de adsorción con carbón activado (\$USD)

	Confinamiento \$USD/año	Reactivación externa \$USD/año	Reactivación in-situ \$USD/año
Costos de inversión anual	1,452	1,452	89,675
Costos de operación anual	43,671	39,201	62,791
Costos anuales totales	45,123	40,653	152,466



RESULTADOS

Convirtiendo los costos anteriores en pesos mexicanos se obtienen los siguientes valores:

Tabla 3.13 Costos anuales totales para el sistema de adsorción con carbón activado (\$)

	Confinamiento \$/año	Reactivación externa \$/año	Reactivación in-situ \$/año
Costos de inversión anual	14,520	14,520	896,750
Costos de operación anual	436,710	392,010	627,910
Costos anuales totales	451,230	406,530	1524,660

El tipo de cambio fue de \$10.00 por dólar.

De la tabla anterior se observa que los costos son comparables para el caso del confinamiento y la reactivación externa. Sin embargo, la opción más viable desde el punto de vista económico es la reactivación externa. La reactivación In-situ es una opción muy costosa para el sistema de adsorción con carbón activado.

3.5.3 Cálculo para el sistema de ozonación - adsorción con carbón activado y ozonación - bioadsorción

Para la evaluación económica de los costos de ozonación se utilizó una estimación de los costos de capital de 20 plantas instaladas en los Estados Unidos y Francia. Lo anterior es debido a que el tipo de industria que aplica ozono en México es relativamente joven, por lo que no existen índices de costos al respecto. Los parámetros necesarios para llevar a cabo dicha evaluación económica son: dosis, tiempo de contacto y cantidad de flujo a tratar.

Dentro de los costos de capital para la generación de ozono se consideran los costos de tratamiento de aire, equipo de generación de ozono, equipo de destrucción del mismo, tuberías, válvulas, instrumentación, sistema de disolución de ozono (contactor) y sistemas de control e instalación. La figura 3.14 representa los costos de los sistemas de generación, incluyendo estos aditamentos.

RESULTADOS

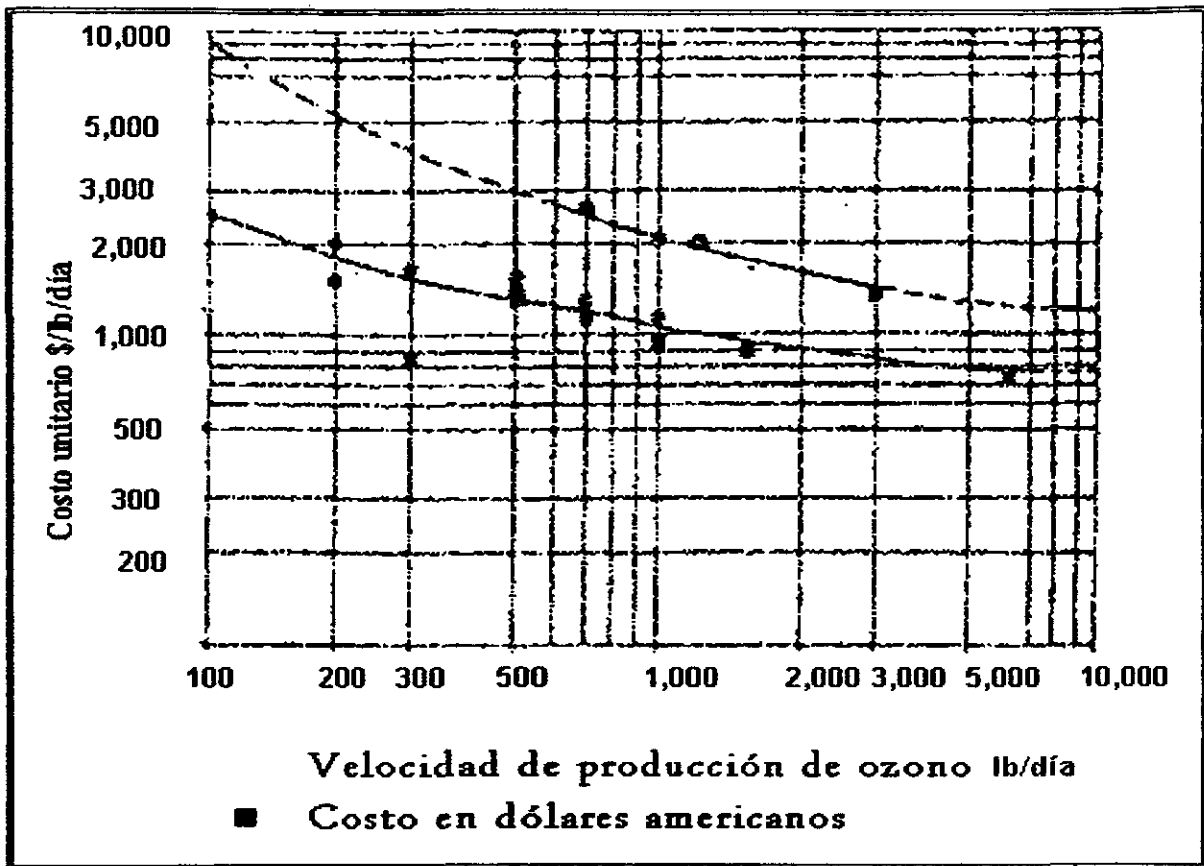


Figura 3.14 Estimación de costos de los sistemas de generación de ozono

El porcentaje estimado para los componentes que integran los costos de inversión (A.W.W.A., 1990) son:

Equipo de generación	53 %
Construcción	25 %
Contactador	22 %

Como costos de mantenimiento y operación se tienen los siguientes:

Potencia para el gas de alimentación, generación y sistemas de destrucción de ozono

RESULTADOS

mano de obra para operar el equipo 24 horas al día, mantenimiento y enfriamiento.

Los porcentajes estimados para los componentes de mantenimiento y operación son los siguientes:

• Para sistemas pequeños (menos de 1.89 kg/h de ozono)	• Para sistemas mayores (más de 1.89 kg/h de ozono)
Potencia 22 %	Potencia 75 %
Mano de obra 38 %	Mano de obra 5 %
Mantenimiento 38 %	Mantenimiento 15 %
Enfriamiento 2 %	Enfriamiento 5 %

La capacidad de producción (capacidad instalada) se calcula de la siguiente manera:

$$P \text{ (kg / h)} = Q \text{ (m}^3 \text{ / s)} * D \text{ (g / m}^3\text{)} * 3.6 \frac{\text{kg / h}}{\text{g / s}}$$

Donde:

P = producción

Q = flujo de agua a tratar

D = dosis

3.6 es un factor de conversión a flujo másico (kg / h)

La figura 3.15, la capacidad de producción y los porcentajes estimados, son los datos que se requieren para llevar a cabo la estimación de los costos de capital total. Los costos de capital total estimados deben ser anualizados para poder sumarlos a los costos de mantenimiento y operación, ya que estos últimos se calculan a partir de parámetros de operación anual.

Para anualizar los costos de inversión se aplica la ecuación convenida con anterioridad.

Los parámetros de diseño (dosis, tiempo de contacto y flujo a tratar) son los siguientes:

RESULTADOS

Tabla 3.14 Parámetros de diseño para la ozonación

Parámetro	Cantidad
Dosis	847.5 mg / L
Tiempo de contacto	17.5 min.
Flujo de agua a tratar	1.5 L / s

CALCULOS

$$Capacidad\ instalada = Q * dosis = 0.0015 \frac{m^3}{seg} * 847.5 \frac{g}{m^3} * 3.6 \frac{kg/h}{g/s} = 4.6 \frac{kg}{h}$$

$$Capacidad\ instalada = 4.6 \frac{kg}{h} * 24 \frac{h}{d} * \frac{1 lb}{0.454 kg} = 243 \frac{lb}{d}$$

Con este valor (243 lb / día) y la figura 3.14 se obtiene un valor de \$ 4,800 USD / lb / día

$$(\$ 4,800\ USD / lb / día) * (24\ h / día) * (1\ lb / 0.454\ kg) = \$ 253,744\ USD / kg / h$$

$$(\$ 253,744\ USD / kg / h) * (4.6\ kg / h) * (\$ 10 / \$ USD) = \$ 11'672,224$$

El costo de generación anterior, representa aproximadamente el 53 % de los costos de capital totales; y con base en esto calculamos los costos para la construcción (25 %) y el contactor (22 %). La suma de los costos anteriores representa el costo de inversión total.

El costo de inversión (Ct) total es: \$11'672,224 _____ 53 %

X = 22'023, 064 _____ 100 %

$$Ct = \$ 22'023, 064$$

El costo de inversión anual es el siguiente:

RESULTADOS

$$\text{Costo de inversión anual} = \frac{Ct * (i * (1+i)^n)}{((1+i)^n - 1)} = \frac{22'023,064 * (0.25 * (1+0.25)^{10})}{((1+0.25)^{10} - 1)}$$

$$\text{Costo de inversión anual} = \$ 6' 168, 056$$

Los costos de inversión se desglosan en la tabla 3.15

Tabla 3.15 Costos de capital para generación de ozono

Concepto	Costo (\$)
Costo de generación	11'672,224
Costos de construcción	5'505,766
Costo del contactor	4'845,074
Costo de inversión total	22'023, 064
Costo de inversión anual	6'168,056

El tipo de cambio fue de \$10.00 por dólar.

Los costos de mantenimiento y operación se calculan a partir de datos promedio que se presentan a continuación:

Tabla 3.16 Parámetros utilizados en el sistema de ozonación

Parámetro	Cantidad
Dosis	847.5 mg / L
Tiempo de contacto	17.5 min
Flujo de agua a tratar	1.5 L / s
Costo de energía eléctrica (1-500 kWh)	\$ 0.60 USD /kWh
Energía específica	26.4 kwh/kg

Para obtener los costos de mantenimiento y operación se tiene que calcular el costo de potencia y los porcentajes anteriormente presentados. El costo de la potencia se calcula de la siguiente manera:

RESULTADOS

$$CP (\$ / h) = P_M (kg / h) * E_e (KWh / kg) * CE (\$ / KWh)$$

Donde:

CP = costo de potencia

P_M = producción promedio

E_e = energía específica

CE = costo de energía

$$(4.6 \text{ kg / h}) * (26.4 \text{ kWh / kg}) = 121.44 \text{ kWh / h}$$

$$(121.44 \text{ kWh / h}) * (24 \text{ h / día}) * (365 \text{ días / año}) * (\$ 0.60 / \text{kWh}) = \$ 638,288.6 \text{ anuales}$$

El costo anual de potencia (\$ 638,288.6), representa el 75 % de los costos totales de mantenimiento y operación y con base a éste calculamos un 5 % de enfriamiento, un 5 % para mano de obra y un 15 % para mantenimiento.

La suma de todos estos valores da el costo total de mantenimiento y operación, los cuales se presentan en la tabla 3.17.

Tabla 3.17 Costo total de mantenimiento y operación

Concepto	Costo (\$)
Costo anual de potencia	638,288.6
Costo de mantenimiento	127,657.7
Costo del agua de enfriamiento	42,552.57
Costo de la mano de obra	42,552.57
Costo totales de mantenimiento y operación	851,051.5

Los costos totales para el sistema de ozonación son los siguientes

RESULTADOS

Tabla 3.18 Costo total para el sistema de ozonación

Concepto	Costo (\$)
Costo de inversión anual	6'168,056
Costo de mantenimiento y operación anual	851,051.5
Costos anuales totales	7'019,107.5

Para obtener el costo total del sistema de ozonación + adsorción con CA, es necesario adicionar al costo anterior (\$ 7'019,107.5), el costo del sistema de adsorción con CA, obteniéndose la siguiente cantidad.

Tabla 3.19 Costo total del sistema ozonación-adsorción

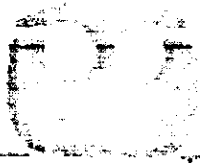
costo anual total del sistema de ozonación + adsorción con CA	\$ 7'019,107.5 + \$ 406,530 = \$ 7'425,637.5
---------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------

El análisis de los costos anuales totales para los cinco sistemas se presenta en la tabla 3.20

Tabla 3.20 Costos anuales totales para los cuatro sistemas de tratamiento: adsorción, bioadsorción, ozonación + adsorción y ozonación + bioadsorción

Sistema de tratamiento	Costos anuales Totales		Costo unitario	
	(\$)	(\$USD)	(\$/m ³)	(\$USD /m ³)
Oxidación con H ₂ O ₂	362,200	36,220	7.58	0.758
Adsorción	406,530	40,653	8.46	0.846
Bioadsorción	406,530	40,653	8.46	0.846
Ozonación-adsorción	7'425,637.5	742,563.75	156.97	15.697
Ozonación-bioadsorción	7'425,637.5	742,563.75	156.97	15.697

La oxidación con ozono resulta ser la opción menos viable desde el punto de vista económico para tratar los lixiviados de rellenos sanitarios bajo las condiciones que se emplearon en este trabajo y en el caso particular que se analizó, pues el costo es considerablemente alto con respecto a los demás procesos.



RESULTADOS

La bioadsorción es una excelente opción, ya que se tiene eficiencias de remoción mayores que en el proceso de adsorción al mismo costo, además de ser más eficiente que la oxidación con peróxido de hidrógeno a un costo similar.

Como ya se había mencionado, el efluente de la planta de tratamiento de lixiviados de Bordo Poniente se utiliza para irrigar los caminos de terracería del relleno sanitario, es decir no es un bien comerciable, y por lo tanto, no se obtienen ganancias monetarias. Debido a esto, no se presenta el cálculo de la tasa interna de retorno. Sin embargo se debe mencionar de que una inversión de este tipo se justifica por los beneficios sociales que representan el tratamiento de los lixiviados, como es por ejemplo la reducción de la contaminación del ambiente, y en consecuencia, la disminución de enfermedades. En este caso, el valor presente de una inversión para el control de la contaminación es el desembolso neto en efectivo (-) partiendo de recursos públicos y / o privados, que se invierten a fin de evitar este efecto en una forma determinada, la ganancia es la reducción de costos (+) creados por esa forma de contaminación. Los costos de prevención de la contaminación son evidentemente más fáciles de cuantificar que los beneficios que se tendrían como una consecuencia de la reducción de ésta.



**CONCLUSIONES
y
RECOMENDACIONES**

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos en este estudio permiten elaborar las siguientes conclusiones:

1. El proceso de bioadsorción (carbón activado con bacterias) es más eficiente que el método de adsorción (carbón activado sin bacterias) de lixiviados clarificados. Las capacidades máximas de adsorción aumentan en un factor de 0.54 para color y de 0.069 para la demanda química en oxígeno. Lo anterior se atribuye a la acción combinada del proceso de adsorción por el carbón activado y de biodegradación por la biomasa presente en la superficie de las partículas de este adsorbente.
2. La eficiencia del proceso de bioadsorción es más elevada a pH básico (valor de 8.0) con respecto a un pH ácido (valor de 5.5). Esto se debe a que pH básico predomina la forma molecular de diferentes compuestos orgánicos presentes en lixiviados de rellenos sanitarios, como es el caso de los fenoles. Bajo esta forma, estos compuestos son mejor adsorbidos por el carbón activado.
3. La aplicación previa de una ozonación de lixiviados clarificados puede aumentar la eficiencia de remoción de color y DQO por el proceso de bioadsorción del efluente oxidado. Bajo las dos condiciones de oxidaciones evaluadas (parcial y total), se obtiene un aumento de las capacidades máximas de adsorción de color 50% y de 26 % de la DQO. Esto permite establecer que la oxidación de los compuestos presentes en lixiviados clarificados favorece la remoción por bioadsorción de color y de DQO (indicadores globales de sustancias orgánicas) cambia las propiedades fisicoquímicas, toxicológicas y de adsorción de los subproductos de oxidación.
4. Desde el punto de vista técnico la oxidación con ozono incrementa considerablemente la eficiencia del tratamiento, desgraciadamente el costo es muy alto (el costo por metro cúbico de lixiviado con respecto al proceso de oxidación con peróxido de hidrógeno



CONCLUSIONES

aumenta de manera importante, esto se debe a la energía eléctrica que demanda el proceso y de la cual solo el 10% es aprovechada, por lo tanto la opción recomendada es la aplicación de la bioadsorción (cuyo costo por metro cúbico de lixiviado tratado con respecto al proceso de oxidación con peróxido de hidrógeno aumenta en un factor de 1.1), bajo las condiciones que se emplearon en la parte experimental y en el estudio económico presentados en este trabajo para el caso particular que se analizó, es decir, un flujo pequeño.

RECOMENDACIONES

RECOMENDACIONES

1. Se debe encontrar una manera de hacer más eficiente el proceso de oxidación con ozono de manera que se reduzca la demanda de energía eléctrica, lo cuál reduciría los costos del tratamiento.
2. Se sugiere realizar pruebas en un proceso continuo, Así como optimizar la transferencia de ozono.
3. Realizar trabajos de investigación para optimizar el tren propuesto o probar otras alternativas de tratamiento como puede ser la ósmosis inversa o algún otro tratamiento avanzado.



BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

1. **Amokrane A., Comel C., Veron J. (1997).** "Landfill leachates pretreatment by coagulation-flocculation". *Wat. Res.*, 31(11), pp 2775-2782.
2. **Andrews G., Tien Ch. (1975).** "The interactions of bacterial growth, adsorption and filtration in carbon columns treating liquid waste". *A. I. Ch. E Symp.*, 71, 164-175.
3. **Andrews G., Tien Ch. (1981).** "Bacterial film growth in adsorption surfaces". *Am. Ind. Chem. Eng. J.*, 27(3), pp 393-403.
4. **A.P.H.A.(1992).** "Standard methods for the examination of water and wastewater". 17th ed. A.W.W.A., W.P.C.F.
5. **A.W.W.A. (1990).** "Practical experiences with ozone for organics control and disinfection" Seminar Proceedings B.
6. **Barrero A. (1983).** "Preferential oxidation reactions of the side Chain of unsaturated labdanes". *Bulletin de la société chimique de France*. V 130, pp 93-170.
7. **Bigot V., Luck F., Paillard H. And Wagner A. (1994).** "Landfill leachate treatment: comparison of the three oxidation processes using ozone". *Proceedings of 10^a regional conference Zurich*, pp 219-228.
8. **Bratby J. R. (1981).** "Optimizing coagulants and flocculants aids for settling". *JAWWA*, junio, pp 312-318.
9. **Buzzi R. (1993).** "Chemical hazardous at water and wastewater treatment plants". *Lewis pub. Michigan*, pp 19.
10. **Chamalot M, Courant P., Millot N and Granet C. (1984).** "Épuration par langage aéré d'un effluent de décharge". *Tech. Sci. Methodes L'eau*, V 4, pp 163-173.
11. **Clifford W. (1990).** "Disinfection of wastewater and water for reuse". *Van Nostrand R.*, pp 316-327.
12. **Cohen J M., Hannah S. (1971).** "Coagulation and flocculation". *AWWA, Mc Graw Hil*, pp 66-21, 173-327.
13. **Company A. (1989).** "Tratamientos fisicoquímicos de depuración de aguas residuales". *Ing. Quím.*, enero, pp 134-142.
14. **Cook E. N., Force F. (1974).** "Aerobic biostabilization of sanitary landfill leachates". *J. Wat. Pollution Control Federation.*, V 46, pp 380-392.
15. **Cruz J. F. (1988).** "Preparación de carbón activado". *F. Q.*, UNAM.
16. **Degremont (1979).** "Water treatment handbook". *John Wiley and sons*, pp 135-145.
17. **Delthorne R. T., Mazzoni A. F. (1986).** "Porous structure and adsorption properties on activated carbon". *Dans Chemistry and physical carbon*, WWA 57(5), pp 663-674.
18. **Departamento del Distrito Federal.**
<http://www.ddf.gob.mx/politica/tuciudadhoy/relleno.html>. México D. F., Mayo 30, 1999.
19. **Diamadopoulos E. (1994).** "Characterization and treatment of recirculation stabilized leachates". *Wat. Res.*, 28(12), pp 2439-2445.

BIBLIOGRAFÍA

20. **Di Giano F., Dorantzis K. And Speitel G. (1984).** "influence et adsorption biofilm development". In *Env. Eng.*, M. Pirbazari and J. Deviny. Ame. Soc. Civil Eng., New York, pp 382-393-
21. **Dingel and Sharp (1994).** "Passage of environmental legislation question this year ozone standard". *Chem. Eng. Prog.*, 90(5), mayo, pp 14.
22. **Douguet J. (1990)** "Application of combined ozone-hidrogen peroxide for the removal of aromatics compounds from groundwater" *Ozone Science and Eng.*, 12(3), PP 281-293.
23. **Durán Moreno A. (1997).** "Contribution a L'estude de L'adsorption et de la biodegradation de composes organiques sur carbón actif: cas du phenol et derives phenoliques". Thèse de Doctorat, Université de Rennes, No de ordre 1807.
24. **Ehrig H. (1983).** "Quality and quantity of sanitary leachate ". *Waste Management Res.*, V 1, pp 53-58.
25. **Ehrig H. (1984).** "Treatment of sanitary landfill leachate: biological treatment". *W. Mgmt.*, V 2, pp 131-152.
26. **Fair G. (1992).** "Purificación de aguas: Tratamiento y remoción de aguas residuales". Limusa, pp 204-216, 416-419.
27. **Forgie D. J. (1988).** "Selection of the most appropriate leachate methods". Prt 2: A review of recircualtion, irrigation and potential physico-chemical treatment methods. *Wat. Poll. Res.*, V 23, pp 329-340.
28. **Forni L., Bahnemann D. et Hart E. (1982).** "Mechanism of the hydroxide ion initiated decomposition of the ozone in aqueous solution". *J. Phys. Chem.*, 86, pp 255-259.
29. **Gray N. F. (1998).** "Biology of wastewater treatment". Oxford Universirty Press., pp 183-204.
30. **Hernández M. A. (1990).** "Depuración de aguas residuales". Colección Señor, pp 369-385.
31. **Ho S., Boyle W. and Han R. (1974).** "Chemical treatment of leachates from sanitary landfill". *J. Wat. Poll. Cont. Fed.*, V 46, pp 1776-1791.
32. **Hoigné J. (1988).** "The chemistry of ozone for water treatment". In *process technologies for water treatment* by Samuel Stucki. Plenum Pub. Co., pp 121-141.
33. **Huang S., Diyamandoglu V., Fillos J. (1993).** "Ozonation of leachates from aged domestic landfills". *Ozone Sci. And Engineering*, V 15, pp 433-444.
34. **Hubele and Sontheimer H. (1985).** "Adsorption un biologic is chevron humans totten aktlukohle filtern". *Diss. Univ. Karlsruhe*.
35. **Imai A., Iwami N., Matsu S., Inamori and Sudo R. (1993).** "Removal of refractory organics and nitrogen from lanfill leachates by the microorganism attaqued activated carbon fluidized bed". *Wat. Res.*, V 17, pp 143-145.
36. **Imai A., Iwami N., Matsu S., Inamori and Sudo R. (1995).** "Biodegradation and adsorption in refractory leachates treatment by the biological activated carbon fluidized bed process". *Water Res.*, 29(2), pp 687-689.

BIBLIOGRAFÍA

37. **Imai A., Iwami N., Matsu S., Inamori and Sudo R. (1998).** "Effects of preozonation in refractory leachate treatment by the biological activated carbon fluidized bed". *Env. Tech.*, V 19, pp 213-221.
38. **Instituto Nacional de Ecología (1999), SEMARNAP.** "Minimizaci3n y manejo de los residuos s3lidos". Diciembre.
39. **Jekel M. R. (1998).** "Effects and mechanisms involved in preoxidation and particle separation process". *Wat. Sci. Tech.*, 37(10), pp 1-7.
40. **Keenan J., Steiner R., Fungarol A. (1984).** "Landfill leachate treatment". *J. Wat. Poll. Cont. Fed.*, V 50, pp 27-33.
41. **Keller G. E. (1995).** "Adsorption building upon a solid foundation". *Chem. Eng. Prog.*, octubre, pp 56-63.
42. **King ozono systems (1998).** <http://www.kingozono.com>
43. **Kookson J. (1978).** "Adsorption mechanisms". *Carbon activated handbook*. Ann arbor science.
44. **Krug T., Steiner R., Fungarol A. (1984).** "Preliminary assessment of microfiltration: Reverse osmosis process for the treatment of landfill leachates". *Proc. Ind. Waste Conf. Lafayette*, pp 583-590.
45. **Langlais B., Reckhow D., Brink D. (1994).** "Ozone in water treatment: Applications and engineering cooperative". AWWAS, research report, Lewis Publisher.
46. **Marshal K., Stout R., Mitcher R. (1971).** "Mechanism of the initial events in the sorption of marine bacteria to surface". *J. of General Microbiology*.
47. **Marin G. (1989).** "Coagulaci3n-floculaci3n de aguas: una visi3n de los coagulantes m3s utilizados". *Ing. Quim.*, enero, pp 115-120.
48. **McBean E., Royers A. (1995).** "Solid wate landfill engineering and design". Prentice Hall.
49. **Mertens P., Richelle B., Watelet M., Wollast A. (1995).** "Audit technique de caract3rization d'une ancienne d3charge : Composition d'un lixiviate particulier. T.S.M. L'eau, N 6, pp 465-470.
50. **Meza Bautista (1994).** "Fisiolog3a de los microorganismos que intervienen en trenes de tratamiento biol3gicos de agua". F. Q. UNAM.
51. **Miller G. W. (1978).** "An assessment of ozone and chlorine dioxide technologies for treatment of municipal water supplies". U.S, EPA-600-12-78-147.
52. **Morales Jim3nez R. Mart3n (20000).** " Tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios por acoplamiento de los procesos de coagulaci3n/floculaci3n y de oxidaci3n con el de adsorci3n con carb3n activado". Facultad de Qu3mica. UNAM (en revisi3n).
53. **Noll K. (1992).** "Adsorption technology from air and water pollution control". Lewis Pub., pp 20-41.
54. **Organizaci3n Panamericana de la salud (1991).** "Gu3a para el dise1o, construcci3n y operaci3n de rellenos sanitarios manuales". Programa de salud ambiental. Serie t3cnica N 28, pp 17-27.
55. **Orta M., Monje I., S3nchez I. (1997a).** "Tratamiento de lixiviados peligrosos". Informe elaborado para el INE por el Instituto de Ingenier3a, UNAM. Proyecto 6374."

BIBLIOGRAFÍA

56. **Orta M., Ramírez Z., Monje I., Torres L., Díaz V. (1997b)**. "Sustitución y disminución del consumo de reactivos químicos en la planta de tratamiento de lixiviados de Bordo poniente". Informe elaborado para el DGSU del D. F. por el Instituto de Ingeniería, UNAM. Proyecto 7365.
57. **Ozone water systems (1999)**. <http://www.o3water.com>
58. **Ozzane F. (1990)**. "Les lixiviats de décharges le points des connaissances en 1990". T. S. M. No 6, Juin, pp 289-300.
59. **Peters T. (1996)**. "Purification of landfill leachate with membrane technology". Water Quality International Sep/Oct, pp 23-26.
60. **Pohland F. (1996)**. "Landfill bioreactor: Fundamentals and practice". WQI sep/oct, pp 23-26.
61. **Ramírez Zamora (1999)**. "Procesos de adsorción con carbón activado para el tratamiento de agua". Informe interno elaborado para el Instituto de Ingeniería.
62. **Razumouskii, Zaikou (1984)**. "Estudies in organic chemistry is ozone and its reactions with organics compounds". Sci. Pub., pp 5-7.
63. **Rice R., Miller G., Robson C., Kuhn W. (1977)**. "Biological activated carbon ". 6th Inter. Assoc. Water Poll. Res. Congress, Jerusalem, Israel, June.
64. **Rip G. R., Bollyky L, and Lacy J. (1986)**. "Analitical aspects of ozone treatment of water and wasterwater". Lewis Publisher.
65. **Robinson H. and Granthan G. (1988)**. "The treatment of landfill leachates in – on sites aereated lagoon plants: Experience in Britain and Ireland". Wat. Res., V 22, pp 733-747.
66. **Rodríguez F., Iza L., Ruiz R. (1997)**. "Lixiviados en vertederos de R. S. U.: Generación, control y tratamiento". Dpt. Ing. Química y medio ambiente, Escuela de Ingeniería, Universidad del país Vasco.
67. **Romero García A. M. (2000)**. "Tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios por métodos fisicoquímicos: Aplicación del proceso de adsorción como etapa de pulimento". Tesis de Maestría en Ingeniería Ambiental. DEPMI división de estudios de prostgrado de la Facultad de Ingeniería.
68. **Schrab G. E., Brown K., Donnelly K. (1993)**. "Acute and genetic toxicity of municipal landfill leachate". Water, air and soil pollution control., 69(1-2), pp 99-102.
69. **Schulte P., Bayer A., Kuha F., Vokmer M. (1995)**. "H₂O₂/O₃, H₂O₂/UV and H₂O₂/Fe²⁺, process for hazardous wastes". Ozone sci. And eng., V 17, pp 119-134.
70. **Scott J. P., Ollis D. (1995)**. "Integration of chemical and biological oxidation processes for water treatment: Review and recomendations". Env. Prog., 14(2), pp 88-103.
71. **Sehested K., Corfitzen H., Holcman J., fischer C. et Hart E. (1991)**. "The primary reaction in the decomposition of ozone acidic aqueous solutions". Environmental Sci. and Tech., 25(9), pp 1589-1595.
72. **Semarnap. NOM-083_ECOL-1996, NOM-003-ECOL-1996**. <http://www.secofi.gob.mx>
73. **Senior E. (1995)**. "Microbiology of landfill sites". Lewis Publisher.
74. **Serrano T. (1992)**. "Carbones industriales: Métodos de obtención, propiedades y usos". F.Q. UNAM.



BIBLIOGRAFÍA

75. **Sheng H., Kuo L. (1993).** "Looking to treat wastewater? Try ozone". Chem. Eng., mayo, pp 112-116.
76. **Solanet M. A., Cozzeti A. y Ropetti E. (1989).** "Evaluación económica de proyectos de inversión".
77. **Sonthaimer H., Crittenden M. T. J. C. y Summers R. S. (1988).** "Activated carbon for water and wastewater treatment". AWWA Research foundation, Denver, U. S. A.
78. **Stahelin J. et Hoigné J. (1981).** "Le composition of ozone in water : rate of initiation by hydrogen ions and hydrogen peroxide". Env. Sci. and Tech., 6(19), pp 676-681.
79. **Stahelin J. et Hoigné J. (1985).** "Decomposition of ozone in water in presence of organic solutes acting as promoters and inhibitors of radical chains reactions". Env. Sci. Tech., 19(12), pp 1206-1213.
80. **Stegmann R. and Herigh H. (1980).** "Operation and design of biological leachate treatment plants programs". Wat. Res. Tech., V 12, pp 919-947.
81. **Stenzel M. H. (1993).** "Remove organics by activated carbon adsorption". Chem. Eng. Prog., april, pp 36-43.
82. **Tapia Vargas (1978).** "Estudio relativo a la adsorción". F. Q. UNAM.
83. **Thornton R. and Blanc F. (1973).** "Leachates treatment by coagulation flocculation and precipitation". J. Env. Div., V 99, pp 535-544.
84. **Tomiyasu H., Fukomoti H., et Gordon G. (1985).** "Kinetics and mechanisms of ozone decomposition un basic aqueous solutions". J. Phys. Chem., 86, pp 255-259.
85. **Ulot U. and Mavinic D. (1977).** "Aerobic biotreatment of high - strength leachate". J. Env. Eng. Div., V 103, pp 643-661.
86. **Warren W. (1998).** "Ozone natural purification systems". <http://ozonet.com>
87. **Welander U., Hennysson T. (1998).** "Physical and chemical treatment of nitrified leachate from municipal landfill". Env., Tech., V 19, pp 591-599.
88. **Wuhrman K., Grenzender M, Krobieller (1977).** "Seibstreiniquns der oberflacchenge wasser und itire konsequenzen fui die trinkwasser eraufbereitung cas- wasser- Abwasser ". 57(1), pp 84-193.
89. **Yien W. and Weber J. (1979).** "Bio-physicochemical adsorption model systems for wastewater treatment". JWPCF, 5(11), pp 2661-267