



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

“Evaluación de los procesos de desorción e intercambio iónico para eliminar amoníaco contenido en aguas residuales tratadas con fines de recarga artificial de acuíferos”

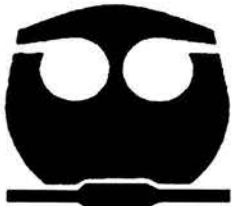
TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A:

CHRISTIAN HALBINGER FLORES



MÉXICO D.F.

EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUÍMICA

2004



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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	Landy Irene Ramírez Burgos
Vocal	José Sabino Samano Castillo
Secretario	Rosa María Ramírez Zamora
1er. Suplente	Gabriel Baldomero Pérez
2º. Suplente	Alfonso Durán Moreno

Sitio donde se realizó el tema:

Instituto de Ingeniería, UNAM.
Circuito Escolar S/N. Ciudad Universitaria. CP 04510.
Coyoacán México, México D.F.
Tel: 56223320 Ext. 30

Asesor: Dra. Rosa María Ramírez Zamora



Sustentante: Christian Halbinger Flores



Agradecimientos y Dedicatorias

A mis Padres

Mami, muchas gracias por toda la educación que me has dado, esta tesis te la dedico especialmente a ti pues siempre he contado con tu apoyo incondicional. Siempre has estado ahí cuando más te he necesitado... Te quiero mucho.

Papá, gracias por tus enseñanzas en la vida, tu dedicación al trabajo siempre ha sido un gran ejemplo para mí. Gracias por todo tu apoyo y ayuda incondicional.

Esta tesis se la dedico a ustedes papás. El lugar donde estoy se lo debo principalmente a ustedes. Siempre me he sentido muy afortunado de tenerlos a mi lado ¡Gracias!

A mi esposa

Doris, agradezco a Dios por haber encontrado una mujer como tú cuyo amor, apoyo y paciencia los tengo día a día en mi corazón. El resultado de este trabajo es para nosotros "nunca cambies".

Te Amo.

A mi familia

Gracias a Verónica y Erwin, por mantenernos unidos en la familia. Les deseo siempre lo mejor a los dos y siempre estaré encantado de ayudarles en lo que sea. Gracias por su apoyo.

A mi compadre Daniel Palacios, gracias por todos aquellos momentos tan divertidos que hemos pasado.

A mis sobrinos Mariana Paola y Daniel, espero que este trabajo sea algún día un ejemplo para ustedes ¡Échenle muchas ganas que les espera mucho por delante!

A mis mejores amigos

Ing. Luis Aranda, una persona que considero más que un amigo: Un hermano. Agradezco mucho contar con un amigo como tú.

Ing. Carlos Pérez (Carlitos), amigo, gracias por todos aquellos momentos de la infancia, agradezco mucho tu amistad sincera.

Israel Vázquez, te doy la gracias Israel por ser un gran amigo. Te deseo toda la salud y felicidad del mundo.

A mis amigos y familiares

Quetzalcóatl Hernández, quiero darte las gracias por tu grandísima ayuda durante el estudio experimental de esta tesis y por tu amistad.

Muchísimas gracias por su amistad: Francisco Silvera, Lefty Silvera, Bárbara Martínez, Fernanda Salgado, Luis Bolaños, Zulema Hernández, Adriana de la Peña, Rocío Poblano, Viridiana Aguirre, Nancy Cuenca, Günther Halbinger, Jenny Halbinger, Luis Celaya "El Mello", tía Marilú. A todos les agradezco mucho su amistad muy sincera.

A la Dra. Rosa María Ramírez

Le agradezco la confianza, apoyo y paciencia brindada para lograr este trabajo de investigación.

ÍNDICE

	Página
Resumen	8
I. Introducción	10
II. Objetivo General	12
III. Objetivos Específicos	12
IV. Hipótesis	12
Capítulo 1. Estudio Bibliográfico	
1.1 Problemática del agua en México	13
1.2 Alternativas para paliar la problemática de agua	15
1.3 Aguas Residuales	21
1.4 Legislación de aguas residuales tratadas con fines de recarga	29
1.5 Generalidades de los procesos de desorción e intercambio iónico	32
Capítulo 2. Estudio Experimental	
2.1 Materiales y Reactivos	47
2.2 Sistemas y Técnicas Experimentales	49
2.3 Técnicas Analíticas	62
Capítulo 3. Resultados y Discusión	
3.1 Prueba de Jarras	63
3.2 Pruebas de Desorción <air stripping>	65
3.3 Pruebas de Intercambio Iónico	68
3.4 Resultados de las pruebas del piloto del tren de tratamiento	75
3.5 Costos de las resinas de intercambio iónico	77

	Página
Capítulo 4. Conclusiones y Recomendaciones	78
BIBLIOGRAFÍA	79
ANEXO A: PRUEBAS FISICOQUÍMICAS	82
ANEXO B: TABLAS Y GRÁFICAS	89

ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
Figura 1.1 Fuentes de suministro y distribución de usos de agua en la Ciudad de México (DGCOH, 1995 c)	14
Figura 1.2 El rol de las facilidades ingenieriles de tratamiento, reclamo y reúso en el ciclo del agua a través del ciclo hidrológico (Henry y Heinke, 1996)	16
Figura 1.3 Planta de Tratamiento de Agua "Water Factory 21" (adaptado de "Water Pollution Control Federation, 1989). Extraído de National Research Council, 1994	26
Figura 1.4 Tren de tratamiento de aguas residuales con fines de recarga en El Paso, Texas (Knorr et al., 1987).	28
Figura 1.5. Línea de equilibrio y operación para el proceso de desorción	34
Figura 1.6. Figura de una torre empacada	35
Figura 1.7. Típica Unidad de Intercambio Iónico	42
Figura 2.1 Metodología general del estudio experimental	46
Figura 2.2 Dispositivo experimental utilizado en las pruebas de intercambio iónico	54
Figura 2.3. Unidad prototipo de tratamiento: Tren experimental a régimen continuo	59
Figura 3.1 Porcentajes de DQOT, Nitrógeno-Amoniacal, Color Real y Turbiedad para la determinación de la mejor dosis de sulfato de aluminio.	64
Figuras 3.2 Eficiencias de Remoción de Amoníaco por desorción con aire <air stripping> variando el valor del pH	66
Figura 3.3 Determinación del mejor gasto de aire en las pruebas de desorción	67
Figura 3.4 Pruebas preliminares de intercambio iónico con la zeolita clinoptilolita (NH ₄ ⁺ inicial: 22.5 mg/L; pH = 7)	69
Figura 3.5 Pruebas preliminares de intercambio iónico con la resina comercial IR-120plus (NH ₄ ⁺ inicial: 22.5 mg/L; pH = 7)	70

	Página
Figura 3.6a Curvas de ruptura para la remoción de nitrógeno amoniacal con zeolita natural (clinoptilolita) para tiempos de contacto de 3, 6, 8 y 10 min.	71
Figura 3.6b Curva de ruptura para la remoción de nitrógeno amoniacal con zeolita natural (clinoptilolita) para un tiempo de contacto de 30 min.	71
Figura 3.7 Curvas de ruptura para la remoción de nitrógeno amoniacal con resina comercial (IR 120) para tiempos de contacto de lecho vacío de 3, 6, 8 y 10 min.	72
Figura 3.8 Capacidad de intercambio iónico (mg/cm ³) por volumen de resina empleada sobre tiempo para un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 min.	73
Figura 3.9 Efecto de la regeneración sobre ambas resinas de intercambio iónico	74
Gráficas B.1 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de 3 minutos (NH ₄ ⁺ inicial = 20 mg/L; pH = 7)	91
Gráficas B.2 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de 6 minutos (NH ₄ ⁺ inicial = 21 mg/L; pH = 7)	92
Gráficas B.3 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío 8 minutos (NH ₄ ⁺ inicial = 20.8 mg/L; pH = 7)	93
Gráficas B.4 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío de 10 minutos (NH ₄ ⁺ inicial = 19 mg/L; pH = 7)	94
Gráficas B.5 Resultados de intercambio iónico para la zeolita con tiempo de contacto de lecho vacío de 3, 6, 8 y 10 minutos (pH = 7)	95
Gráficas B.6 Resultados de intercambio iónico para la resina IR-120 con tiempo de contacto de lecho vacío de 3, 6, 8 y 10 minutos (pH = 7)	96
Gráficas B.7 Efecto de la regeneración en zeolita con un tiempo de contacto de lecho vacío de 30 minutos (pH = 7)	97
Gráficas B.8 Efecto de la regeneración en la resina IR-120 con un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 minutos (pH = 7)	98
Gráficas B.9 Comparación del efecto de la regeneración en la zeolita con respecto a la resina IR-120 (pH = 7)	99

ÍNDICE DE TABLAS

	Página
Tabla 1.1 Composición típica del agua residual doméstica bruta (Metcalf y Eddy, 1996)	22
Tabla 1.2 Componentes químicos inorgánicos y orgánicos de importancia en aguas residuales tratadas para reúso	23
Tabla 1.3 Normatividad mexicana para la prevención y control de la contaminación del agua	29
Tabla 1.4 Límites máximos permisibles para contaminantes básicos	30
Tabla 1.5 Criterios recomendados para el reúso de aguas residuales tratadas con fines de recarga artificial de acuíferos	31
Tabla 1.6 a, 1.6 b Orden de Selectividad	43
Tabla 2.1. Características fisicoquímicas de la mezcla de aguas crudas	47
Tabla 2.2 Dosis de $Al_2(SO_4)_3$ aplicadas para la determinación de cantidades óptimas	50
Tabla 2.3 Flujos de aire evaluados en el proceso de desorción de nitrógeno amoniacal	52
Tabla 2.4 Gastos necesarios para la regeneración de la resina natural Zeolita	61
Tabla 2.5 Gastos necesarios para la regeneración de la resina comercial IR-120 plus®	62
Tabla 3.1 Resultados de las características fisicoquímicas del agua residual cruda tratada con diferentes dosis de sulfato de aluminio	63
Tabla 3.2 Comparación de resultados en la desorción de amoníaco operando la torre parcial y completamente inundada (pH = 11)	68
Tabla 3.3 Características fisicoquímicas de efluentes en las diferentes etapas del piloto de tren de tratamiento	76
Tabla 3.4 Costo de las resinas de intercambio iónico	77
Tabla B.1 Características fisicoquímicas de la mezcla de agua cruda (Prueba 1, Flujo de Aire = 6.2 m ³ /h, Flujo de Agua = 4 L/h)	89

	Página
Tabla B.2 Características fisicoquímicas de la mezcla de agua cruda (Prueba 2, Flujo de Aire = 6.2 m ³ /h, Flujo de Agua = 4 L/h)	89
Tabla B.3 Remoción de Nitrógeno Amoniacal en función del flujo de aire aplicado (Prueba 1)	89
Tabla B.4 Remoción de Nitrógeno Amoniacal en función del flujo de aire aplicado (Prueba 2)	89
Tabla B.5 Resultados de la prueba preliminar de intercambio iónico (NH ₄ ⁺ inicial = 22.5 mg/L; pH = 7)	90
Tabla B.6 Resultados de la prueba preliminar de intercambio iónico (Concentración inicial de nitrógeno amoniacal NH ₄ ⁺ : 22.5 mg/L)	90
Tabla B.7 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de 3 minutos (NH ₄ ⁺ inicial = 20 mg/L; pH = 7)	91
Tabla B.8 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de 6 minutos (NH ₄ ⁺ inicial = 21 mg/L; pH = 7)	92
Tabla B.9 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 minutos (NH ₄ ⁺ inicial = 20.8 mg/L; pH = 7)	93
Tabla B.10 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío de 10 minutos (NH ₄ ⁺ inicial = 19 mg/L; pH = 7)	94

NOMENCLATURA

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	Sulfato de Aluminio
APHA	American Public Health Association
CAG	Carbón Activado Granular
CAP	Carbón Activado en Polvo
CNA	Comisión Nacional del Agua
COT	Carbono Orgánico Total
COV	Compuestos Orgánicos Volátiles
DBO	Demanda Bioquímica de Oxígeno
DGCOH	Dirección General de Construcción y Operación Hidráulicas
DQO _T	Demanda Química de Oxígeno Total
EPA	Environmental Protection Agency
HCl	Ácido Clorhídrico
μS	Unidad de Conductividad (micro Siemens)
NaCl	Cloruro de Sodio
NaOH	Hidróxido de Sodio
NOM	Norma Oficial Mexicana
pH	Potencial de Hidrógeno
PPM	Partes por Millón (mg/kg)
Pt-Co	Unidad de color Platino-Cobalto
RPM	Revoluciones por Minuto
SS	Sólidos en Suspensión
ST	Sólidos Totales
SDT	Sólidos Disueltos Totales
UNAM	Universidad Nacional Autónoma de México
UTN	Unidad de Turbiedad Nefelométrica
VR	Volumen de la Resina

Resumen

El presente estudio evaluó la factibilidad de acoplar los procesos de desorción con aire o "stripping" e intercambio iónico para eliminar nitrógeno amoniacal presente en aguas residuales tratadas, a niveles de recarga artificial de acuíferos.

El presente trabajo está constituido por cuatro capítulos, los cuales se describen a continuación. En el capítulo 1 se presenta un estudio bibliográfico que contiene la problemática actual del agua que existe en el Valle de México y algunas alternativas para disminuirla. Además, presenta información relacionada con las características de aguas residuales, también menciona algunas tecnologías para la recarga artificial de acuíferos y dos casos de estudio de plantas instaladas para el tratamiento de aguas residuales tratadas con fines de reúso. Por otra parte, este capítulo presenta un resumen de la legislación actual que existe para aguas residuales tratadas con fines de recarga y, finalmente las generalidades de los procesos de desorción e intercambio iónico.

El capítulo 2 hace un descripción del estudio experimental que se realizó en este trabajo, y está dividido principalmente en dos partes: pruebas en reactor discontinuo y pruebas en reactor continuo. En este capítulo se describen los materiales y reactivos y, los sistemas y técnicas experimentales empleadas en este estudio, así como las técnicas analíticas. Las pruebas en reactor discontinuo permitieron obtener las mejores condiciones de operación de los sistemas de desorción e intercambio iónico como son pH, gastos, tiempos de contacto, etc. Posteriormente, aplicando estos valores se realizaron pruebas en reactor continuo en un tren de tratamiento fisicoquímico de aguas residuales, compuesto por coagulación-floculación, sedimentación, filtración sobre arena, adsorción con carbón activado, desorción con aire e intercambio iónico.

En el capítulo 3 se presentan los resultados y se realiza una discusión de éstos. Dentro de este capítulo, se efectuó también una estimación de los costos de tratamiento por los procesos de desorción e intercambio iónico, en este último caso, se realizó una comparación entre dos tipos de resina de intercambio iónico (zeolita y resina comercial).

Con los resultados obtenidos en el presente estudio experimental se concluye que la eliminación de amoníaco por los procesos de desorción e intercambio iónico, operando en conjunto, ofrece mayores ventajas que utilizar los procesos por separado. Por ejemplo, para el proceso de desorción se necesitan valores elevados de gasto de aire para eliminar una cantidad considerable de nitrógeno amoniacal (con eficiencias máximas de hasta 90% únicamente). De igual manera, al trabajar únicamente con el proceso de intercambio iónico, éste se saturará rápidamente, si la concentración inicial es muy alta, aumentando por lo tanto, los costos de operación. Por el contrario, si ambos sistemas trabajan en conjunto, el proceso de desorción puede eliminar significativamente la concentración de nitrógeno amoniacal con un gasto de aire moderado¹. Posteriormente, el intercambio iónico podrá eliminar la concentración restante de nitrógeno amoniacal a valores cercanos a cero, evitando la rápida saturación de la resina.

En la estimación económica se compararon principalmente los costos de operación de ambas resinas de intercambio iónico. En el caso de la resina comercial, el costo es considerablemente alto² si se toma en cuenta que el costo de la resina natural es prácticamente nulo. Sin embargo, la eficiencia que se presenta en la resina comercial es notoriamente mayor comparada con la resina natural.

Finalmente, el capítulo 4 describe las conclusiones y recomendaciones generadas en este trabajo.

¹ De acuerdo a resultados obtenidos, la concentración de nitrógeno amoniacal disminuyó de 50 a 22 mg/L con un flujo de aire de aproximadamente 13.6 m³/h.

² Hasta USD\$ 50.83 por 28.3 L o USD\$1796.11 por m³.

I. Introducción

La demanda de agua potable en el Valle de México presenta un aumento constante y significativo debido al constante incremento de población en esta zona (Jiménez B., 2001). En contraparte, los recursos naturales son insuficientes, por lo que esta situación ha provocado problemas colaterales como es la sobre explotación del acuífero y, por lo tanto, la aparición de hundimientos en diversas zonas de la Ciudad de México. Debido a esta problemática, es necesario tomar medidas factibles, desde todos los puntos de vista, que permitan disminuir los problemas de abastecimiento de agua en el Valle de México (Downs T., 2001). Una de las alternativas que se puede aplicar para paliar lo anterior es el tratamiento de aguas residuales por métodos que permitan obtener un agua para reúso con la calidad establecida por las normas correspondientes.

En un estudio previo realizado por el Instituto de Ingeniería de la UNAM (Ramírez Z. *et al.*, 1999) se logró eliminar una gran cantidad de contaminantes presentes en aguas residuales mediante la aplicación de los procesos fisicoquímicos de coagulación-floculación, sedimentación, filtración sobre arena y adsorción con carbón activado. Sin embargo, esos procesos no permitieron remover el contenido importante de nitrógeno amoniacal presente en esas aguas crudas. Aunque el nitrógeno es un nutriente esencial para los organismos vivos, su presencia en gran exceso puede transformarlo en una sustancia tóxica (Jiménez B., 2001). La presencia de nitrógeno en exceso en el ambiente ha provocado serias distorsiones del ciclo natural de nutrientes entre los organismos vivos y los compartimientos suelo, agua y aire. El nitrógeno amoniacal es soluble en agua, lo que significa que puede contaminar aguas subterráneas por mecanismos de lixiviación / infiltración. El nitrógeno amoniacal puede eliminarse por diferentes procesos, entre los que destacan la desorción y el intercambio iónico. El proceso de desorción es un método que disminuye considerablemente la concentración del nitrógeno amoniacal disuelto en el agua además de sustancias volátiles orgánicas e inorgánicas pero que requiere de considerables gastos de aire para este fin. La aplicación del intercambio iónico es costosa si se utilizan resinas comerciales, sin embargo, puede resultar factiblemente económica si se sustituyen éstas por materiales más económicos como las zeolitas naturales.

El tratamiento de aguas por el proceso de intercambio iónico conlleva a la necesidad de establecer las condiciones de operación más adecuadas (pH, tipo de resina, tiempo de contacto, etc.) para la remoción del contaminante clave. La literatura reporta varios trabajos realizados para establecer la influencia del pH sobre la eficiencia del proceso de intercambio iónico (Vaca *et al.*, 2001). Sin embargo, no existen estudios reportados en los que se evalúe el efecto del tiempo de contacto y, sobretodo, no existen trabajos en los que se comparen las eficiencias entre una resina comercial y una natural (zeolita) para remover nitrógeno amoniacal en aguas residuales clarificadas que son tratadas con fines de reúso.

II. Objetivo General

Con base en lo expuesto en esta introducción, el objetivo de este estudio es la evaluación a nivel de laboratorio de los sistemas de desorción e intercambio iónico, trabajando de manera conjunta para eliminar nitrógeno amoniacal, presente en efluentes clarificados, provenientes de un sistema de depuración de aguas residuales tratadas con fines de reúso.

III. Objetivos específicos

1. Determinar mediante pruebas de laboratorio las mejores condiciones de operación, con base en las eficiencias de remoción, de los procesos de desorción e intercambio iónico para remover nitrógeno amoniacal contenido en un efluente tratado por procesos de clarificación y adsorción, proveniente de un sistema de depuración de aguas residuales tratadas con fines de reúso.
2. Determinar la viabilidad técnico-económica de aplicar una resina natural para eliminar nitrógeno amoniacal comparando su eficiencia de remoción con respecto a una resina comercial sintética y con base en un análisis económico.

IV. Hipótesis

El acoplamiento de los sistemas de desorción e intercambio iónico puede ofrecer una mayor eficiencia y ventajas técnico-económicas para remover nitrógeno amoniacal presente en aguas residuales clarificadas, a niveles recomendados para la recarga artificial de acuíferos.

Capítulo 1. Estudio Bibliográfico

1.1 Problemática del agua en México

1.1.1 Oferta y demanda

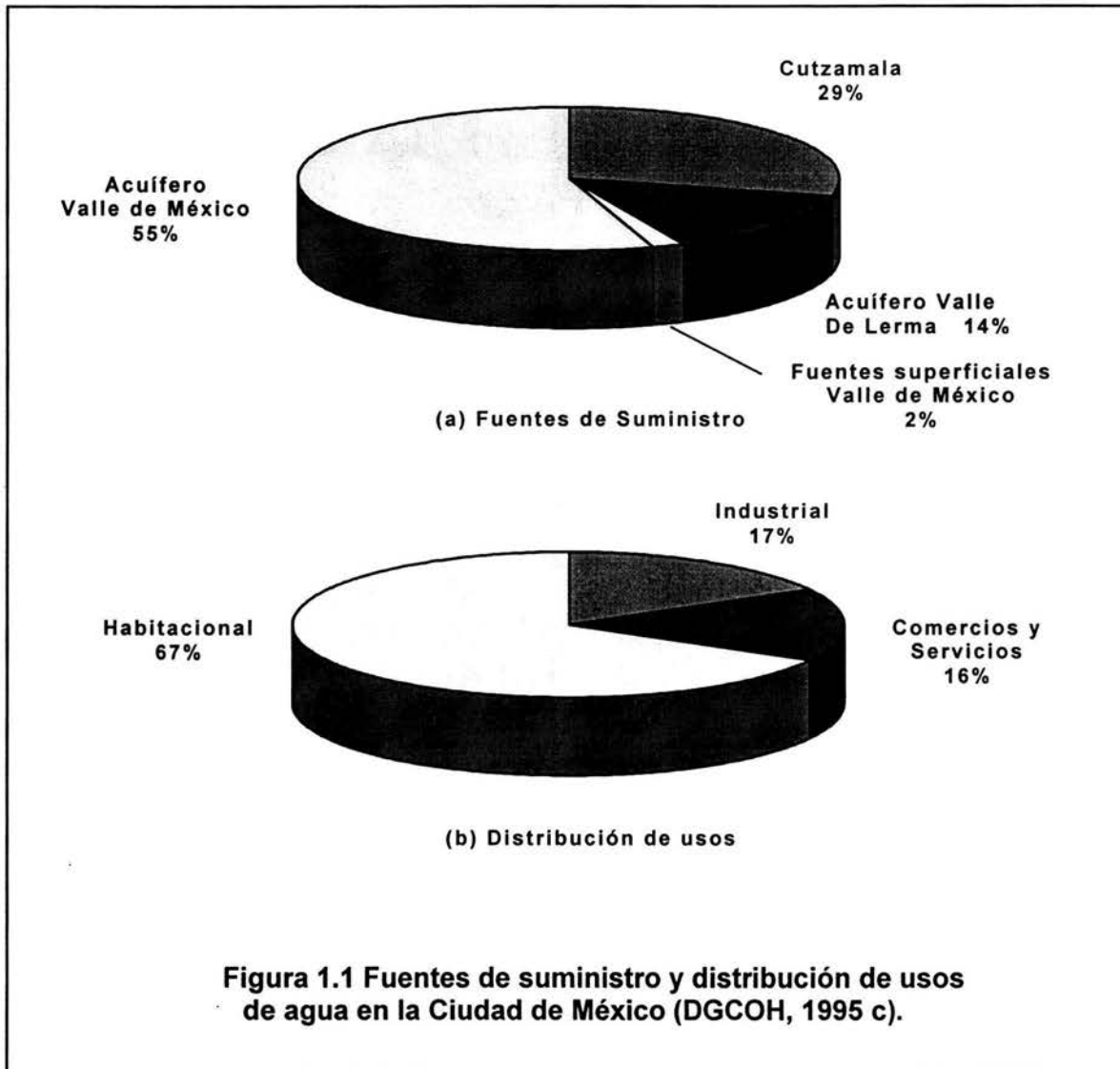
Se calcula que en la Tierra existen aproximadamente 1,385,000,000 km³ de agua, de los cuales el 97.3 % es salada, el 2.08 % se encuentra congelada en los polos y sólo una pequeña parte está efectivamente disponible para nuestras necesidades. De tal manera que sólo el 7 % del agua de lluvia se recupera en los diversos cuerpos de agua para su posible empleo como agua dulce, mientras que el 93% se pierde por medios físicos o biológicos (evapotranspiración).

El índice de escasez calculado con la metodología de Falkenmark (Downs T., 2001) para México, sitúa al país como una región con disponibilidad de agua comprometida por su variación temporal y su posible contaminación, de tal suerte que si no se desarrolla una administración adecuada para su manejo, almacenamiento y protección, los mexicanos sufriremos escasez de agua (Jiménez B., 2001).

En la zona metropolitana de la Ciudad de México viven aproximadamente, 18.5 millones de habitantes, de los cuales casi 9 millones residen en el Distrito Federal (INEGI, 2000). La población de la zona metropolitana representa aproximadamente el 18% de la población total del México. El aumento desmesurado de la población ha requerido que la capacidad que ofrece la explotación de acuíferos de la zona sea cada vez más limitada, propiciando así, una escasez inminente.

Se requiere de 59 m³/s para cubrir el 98% de las tomas domiciliarias en el Distrito Federal y 90% en los 17 municipios conurbados del Estado de México; el resto de los habitantes se abastecen a través de carros cisterna y tanques portátiles (Jiménez B., 2001). Esta cifra representa la cantidad de agua que requiere una persona para satisfacer sus necesidades básicas individuales (alimentación, higiene, entre otras) así como el agua de uso no doméstico (industria, riego, etc.) y las pérdidas al consumo doméstico y no doméstico que representan aproximadamente el 37% del consumo total (DGCOH, 1995 a).

De la demanda total de agua, en el Distrito Federal se distribuyen 35.4 m³/s (290 L/hab/d), de los cuales el 69% proviene de fuentes subterráneas: 55% del acuífero del Valle de México y 14% del río Lerma. El 31% restante corresponde a fuentes superficiales, básicamente de la cuenca del río Cutzamala. En cuanto al uso, el 67% se destina a fuentes domésticas, el 17% a las industrias y el 16% a los comercios y servicios (Figura 1.1).



El abasto de agua a la Ciudad de México se logra con una de las infraestructuras hidráulicas más grandes y complejas del mundo, la cual fue construida durante varias décadas. En el DF se cuenta con 514 km de línea de conducción hacia 279 tanques de

almacenamiento, con capacidad conjunta de 1,700 millones de litros, de donde se distribuye a los usuarios mediante más de 10,700 kilómetros de redes primarias y secundarias. Adicionalmente, se utilizan 227 plantas de bombeo para incrementar la presión de red y dotar de agua a los habitantes de las partes altas. Para adecuar la calidad del agua se utilizan 16 plantas potabilizadoras (12 a pie de pozo) y 360 dispositivos de cloración (DGCOH, 1995 a).

El uso del agua que se emplea en las casas se distribuye de la manera siguiente (DGCOH, 1995 c):

- 1% bebidas
- 3% alimentos
- 13% lavado de trastes
- 30% sanitarios
- 40% aseo personal

1.2 Alternativas para paliar la problemática de agua

1.2.1 Reúso

El reúso permite compaginar las necesidades de desarrollo planteadas por la industria, la agricultura y los asentamientos humanos, en lugares donde escasea el agua. Falkenmark, en 1989 (Downs T. 2001), propuso como patrón ideal de reúso el siguiente: doméstico, industrial y agrícola, siempre y cuando sea posible técnica y económicamente.

Los beneficios obtenidos asociados con el reúso de aguas tratadas para aplicaciones suplementarias, además de la descarga o el desecho, incluyen la preservación de fuentes de agua de mayor calidad, protección ambiental y ventajas económicas. Uno de los mayores promotores en la evolución del tratamiento de aguas y reúso, como alternativa de fuente de agua para satisfacer los requerimientos de riego, industria, agua potable y no potable urbana ha sido el crecimiento sin precedentes y el desarrollo en muchas regiones del mundo. La escasez del agua, particularmente durante los períodos de sequía, han requerido de mayor control de la dosificación de agua, así como alternativas para el desarrollo de fuentes de agua.

Los avances en la tecnología del tratamiento de agua han mejorado la capacidad de producir aguas residuales tratadas que puedan servir como agua suplementaria. En países desarrollados, particularmente aquellos donde se encuentran ubicados en partes áridas, se puede adquirir tecnología de bajo costo que ayude a proveer de nuevas fuentes de agua y proteger los actuales recursos de la contaminación. La implementación del tratamiento de agua, reciclaje y reúso promueve la preservación de fuentes limitadas de agua así con la conservación del agua misma.

La necesidad real que se tiene de agua dictamina la cantidad de agua residual requerida, la calidad del agua final de reúso y el método de distribución y aplicación. El reúso de aguas puede incluir un sistema completamente controlado de tuberías con un sistema de almacenamiento, o puede incluir el mezclado de aguas tratadas con aguas naturales ya sea indirectamente a través de fuentes de aguas superficiales, como recarga artificial de acuíferos o directamente a sistemas urbanos. Las aplicaciones más importantes del agua de reúso se ilustran en la siguiente Figura 1.2 e incluyen la recarga de acuíferos, riego, uso industrial, y el llenado de aguas superficiales.

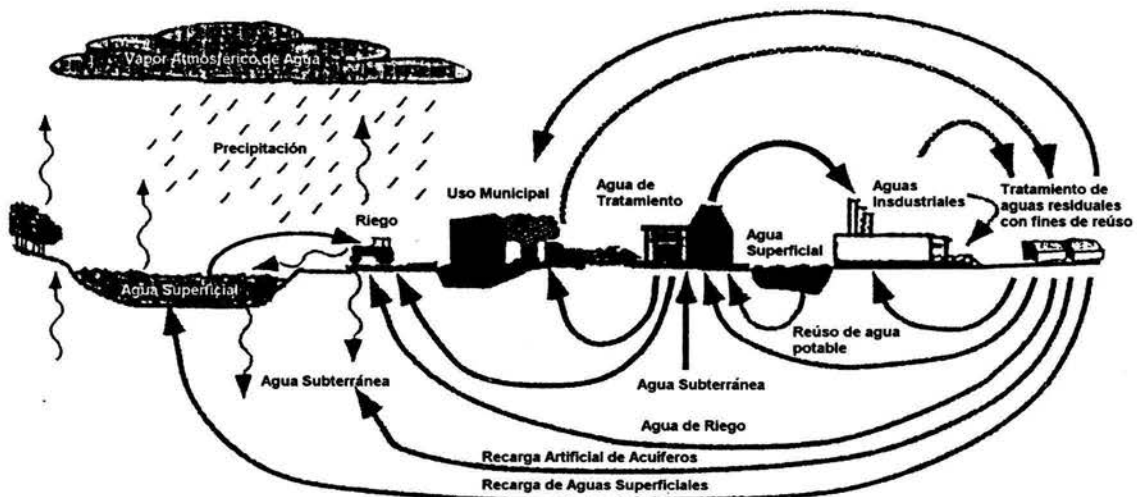


Figura 1.2 El rol de las facilidades ingenieriles de tratamiento, reclamo y reúso en el ciclo del agua a través del ciclo hidrológico (Henry y Heinke, 1996)

El llenado de aguas superficiales así como la recarga de acuíferos también ocurren naturalmente a través de filtración o por riego de cultivos con agua. En la figura 1.2 se muestra también el uso potencial de aguas tratadas como agua potable para consumo humano, aunque esta aplicación se reserva para casos extremos.

La cantidad de agua que se transporta a través de estos caminos depende de las características del manto acuífero, así como de cuestiones climáticas y factores geohidrológicos. También son de gran influencia, el grado de uso del agua para varios propósitos y, el grado de reúso directo o indirecto del agua. El agua que se usa o reusa para fines de riego incluye aplicaciones de agricultura, residenciales, comerciales y municipales.

1.2.1.1 Reúso en el Valle de México

La primera planta de aguas residuales para reúso en el Valle de México fue inaugurada en 1956 con el objeto de mantener el nivel de los lagos del bosque de Chapultepec y para riego de áreas verdes. Un año después se construyó la planta de tratamiento Ciudad Deportiva, lugar en el que desde que inició operaciones, el agua se usó para riego. La planta de riego de Xochimilco (hoy Coyoacán) fue inaugurada en 1959 abasteciendo a Coyoacán e Iztapalapa, lo que contribuyó a mantener el nivel de los canales de Xochimilco.

En 1964 entró en servicio la planta San Juan de Aragón para la manutención de áreas verdes y para conservar el nivel del lago del mismo nombre; por su parte, el Banco Nacional de Obras y Servicios, Banobras, construyó una planta de tratamiento en el conjunto habitacional Monoalco-Tlatelolco, con lo cual ayudó a la preservación de las zonas jardinadas un año después.

Igualmente, la planta Cerro de la Estrella, con una capacidad nominal de 3 m³/s, funciona desde 1971 en el tratamiento de agua residual e intercambio por agua potable para riego agrícola en el Estado de México (región de Chalco). En ese mismo año inició su operación la planta de Iztacalco, dentro de la unidad Infonavit-Iztacalco, con la idea de mantener el nivel del agua y preservar sus zonas verdes.

A partir de 1971 la construcción de este tipo de instalaciones adquirió un ritmo creciente, resultando en la puesta en operación de las siguientes plantas:

- Bosques de las Lomas (1973), con el fin de tratar el agua residual de la zona habitacional y utilizarla en el riego local.

- Acueducto de Guadalupe (1975), para el uso de agua potable en áreas aledañas.
- Colegio Militar (1980), saneamiento de la zona lacustre de Xochimilco y riego de áreas verdes del H. Colegio Militar.
- El Rosario (1981), construida por el Infonavit para utilizar el agua en el funcionamiento de la planta, en el llenado del lago y riego de áreas verdes.
- Reclusorio Sur (1981), destinada a las áreas verdes del reclusorio y al saneamiento de la zona lacustre de Xochimilco.

Actualmente en el D.F. se reúsan casi 2.5 m³/s provenientes de 16 plantas de tratamiento. (DGCOH, 1995 a).

1.2.2 Recarga de acuíferos

Los acuíferos naturales proveen de mecanismos naturales para el almacenamiento y abastecimiento de aguas tratadas de reúso. El uso de la recarga artificial de acuíferos puede satisfacer múltiples objetivos. La recarga artificial de acuíferos con aguas residuales tratadas ofrece un aumento planeado de los recursos de agua de subsuelo (Bouwer, 1991; Crook, et al., 1990: National Research Council, 1994).

Los principales objetivos de la recarga artificial de acuíferos incluyen:

- 1) Evitar la disminución de los niveles de acuíferos debido al excesivo bombeo de agua.
- 2) Protección de acuíferos costeros contra el paso de agua salada proveniente del océano.
- 3) Almacenamiento de aguas superficiales, incluyendo inundaciones por lluvias, y aguas tratadas de reúso para futuros usos. La recarga de acuíferos se logra accidentalmente con el riego y desecho de aguas municipales e industriales vía infiltración.

Existen varias ventajas para almacenar agua en el subsuelo: 1) El costo de la recarga artificial puede ser menor que el costo de presas o reservas artificiales similares. 2) El acuífero sirve como un sistema de distribución eventual y puede eliminar la necesidad de

tuberías superficiales y canales, 3) El agua almacenada en presas o reservas está sujeta a la evaporación, problemas potenciales de mal sabor y olor debido a algas y otros organismos acuáticos y, a la contaminación; los cuales pueden ser evitados con el almacenamiento en el subsuelo. 4) Es difícil encontrar áreas adecuadas para reservas superficiales o éstas pueden ser ecológicamente inaceptables. 5) La implementación de la recarga artificial de acuíferos en un proyecto de reúso de agua puede traer beneficios secundarios psicológicos y estéticos como resultado del cambio entre el agua de reúso y el agua de subsuelo.

Existen también desventajas asociadas a la recarga artificial de acuíferos que se deben considerar (Oaksford, 1995).

- Se requieren de extensas áreas de tierra para lograr la recarga artificial por infiltración.
- No toda el agua que se inyecta puede ser recuperada.
- Los incrementos instantáneos en la demanda de agua de subsuelo pueden no ser cubiertos debido al lento movimiento del agua en el subsuelo.
- Pueden existir problemas legales relacionadas con leyes para el agua subterránea así como programas inadecuados.

1.2.2.1 Técnicas de recarga artificial de acuíferos

Sólo existen dos opciones para la recarga artificial de acuíferos con aguas residuales tratadas: 1) La infiltración del agua desde la superficie (p. Ej. riego), y 2) la inyección directa. En la primera, el agua municipal residual tratada se infiltra desde cuencas llenas de agua a través de una zona insaturada (Asano T. *et al.*, 1998).

La ventaja de la recarga artificial por infiltración es que las fuentes de acuíferos pueden recargarse en áreas metropolitanas o de agricultura cercanas donde la sequía o el bombeo para extracción de agua es excesivo, así como los beneficios del efecto de tratamiento de los suelos y el transporte por medio de acuíferos. Las técnicas empleadas para la recarga por infiltración incluyen la inundación superficial, los sistemas de surcos, modificaciones en canales fluviales, y cuencas de infiltración. El sistema utilizado

depende de muchos factores como el tipo de suelo y porosidad, la profundidad del acuífero, la topografía y, la calidad y cantidad del agua residual tratada (Droste R. L., 1997). En la recarga artificial por inyección directa, el agua residual tratada se bombea a presión directamente a la zona del subsuelo, usualmente a un pozo que se conecta al acuífero. La recarga artificial de acuíferos por inyección se practica en la mayoría de los casos donde el agua del subsuelo se encuentra a grandes profundidades o cuando la topografía o el suelo existente hace difícil la infiltración y/o es demasiado costosa. Este método de recarga es también efectivo cuando se desean crear barreras costeras artificiales contra la entrada de agua salada (Droste R., 1997).

En ambas opciones de recarga, se debe colocar la cuenca de infiltración o el pozo de inyección lo más lejos posible de los pozos de extracción de agua potable para consumo humano, para así incrementar la distancia del flujo y el tiempo de residencia del agua residual tratada que se haya recargado a los acuíferos. Esta separación en distancia y tiempo contribuye a la mezcla de las aguas residuales tratadas con las aguas de subsuelo ya existentes, y la pérdida de identidad del agua recargada, producida a partir de aguas residuales (Todd, 1980).

1.2.3 Ahorro

El problema de pérdidas de agua potable en redes de abastecimiento es un problema mundial, aunque, se acentúa en países en vías de desarrollo. En México, las pérdidas de agua son provocadas por las fugas en las redes de distribución, tomas domiciliarias, desperdicios de usuarios y tomas clandestinas, y dependen de la antigüedad de las tuberías, tipo de material utilizado, profundidad de la instalación, presiones en las redes de distribución y del tipo de suelos en que éstas se hallan instaladas. Estas pérdidas están calculadas en alrededor 12.88 m³/s, cifra que representa un 37% del caudal que ingresa a la Ciudad de México (DGCOH, 1995 a).

Los estudios de geotecnia y sismicidad dentro del Distrito Federal constituyen factores importantes para lograr un adecuado control de las pérdidas. El uso de materiales nuevos en las redes de agua potable y de alcantarillado, como el polietileno de alta densidad evita, por su flexibilidad, rupturas.

Existe un programa que se implementó desde hace ocho años para el cambio de tuberías a materiales nuevos, sin embargo, la velocidad con la que se lleva a cabo no es suficiente para terminar con el problema de fugas en las redes de distribución. También hace falta fomentar la cultura en la prevención de fugas en los domicilios particulares y negocios, ya que en estos lugares, se producen fugas que tardan largo tiempo en ser reparadas; la mayoría de las veces por ignorancia de los usuarios.

1.3 Aguas Residuales

1.3.1 Características fisicoquímicas

El conocimiento de la naturaleza del agua residual es esencial para el proyecto de las instalaciones de recolección, tratamiento y evacuación, y para la gestión de calidad del medio ambiente.

La tabla 1.1 presenta datos típicos de los constituyentes reportados para aguas residuales de tipo doméstico o municipal. Dependiendo de las concentraciones de esos constituyentes, el agua residual se clasifica como fuerte, media o débil. Tanto los constituyentes como las concentraciones varían con la hora del día, el día de la semana, el mes del año y otras condiciones locales. (Metcalf y Eddy, 1996). Las cifras reportadas en esta tabla representan valores promedio.

Tabla 1.1 Composición típica del agua residual doméstica bruta (Metcalf y Eddy, 1996).

Contaminantes	Unidades	Concentración		
		Débil	Media	Fuerte
Sólidos Totales: (ST)	mg/L	350	720	1200
Disueltos, Totales (STD)	mg/L	250	500	850
Fijos	mg/L	145	300	525
Volátiles	mg/L	105	200	325
Sólidos en Suspensión (SS)	mg/L	100	220	350
Fijos	mg/L	20	55	75
Volátiles	mg/L	80	165	275
Sólidos Sedimentables	mg/L	5	10	20
Demanda Bioquímica de Oxígeno, 5 días, 20°C (DBO) ₅ , 20°C	mg/L	110	220	400
Carbono Orgánico Total (COT)	mg/L	80	160	290
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	mg/L	250	500	1000
Nitrógeno (total en la forma N)	mg/L	20	40	85
Orgánico	mg/L	8	15	35
Amoníaco libre	mg/L	12	25	50
Nitritos	mg/L	0	0	0
Nitratos	mg/L	0	0	0
Fósforo (total en la forma P)	mg/L	4	8	15
Orgánico	mg/L	1	3	5
Inorgánico	mg/L	3	5	10
Cloruros	mg/L	30	50	100
Sulfato	mg/L	20	30	50
Alcalinidad (como CaCO ₃)	mg/L	50	100	200
Grasa	mg/L	50	100	150
Coliformes Totales	C.T./100 mL	10 ⁶ -10 ⁷	10 ⁷ -10 ⁸	10 ⁷ -10 ⁹
Compuestos Orgánicos Volátiles (COVs)	mg/L	<100	100-400	>400

1.3.1.1 Componentes Químicos

Los componentes químicos presentes en aguas residuales domésticas son de mayor preocupación cuando el agua tratada tiene un reúso de tipo potable, también cuando se utiliza en la agricultura para riego o cuando el agua de reúso se emplea en la recarga artificial de acuíferos. Los componentes químicos de mayor importancia que se pueden encontrar en aguas residuales para reúso se enlistan en la Tabla 1.2.

Tabla 1.2 Componentes químicos inorgánicos y orgánicos de importancia en aguas residuales tratadas para reúso

Componente	Parámetros de Medición	Razón de Importancia
Sólidos Suspendidos	Sólidos Suspendidos (SS), Incluyendo volátiles y sólidos compuestos Son causa de obstrucción en los sistemas de irrigación.	Contaminantes orgánicos, metales pesados, etc. La materia suspendida puede separar los microorganismos de los desinfectantes. Cantidades excesivas de SS.
Orgánicos Biodegradables	Demanda Bioquímica de Oxígeno Demanda Química de Oxígeno Carbono Orgánico Total	Problemas estéticos y de olor. Las sustancias orgánicas proveen a los microorganismos de alimento, afectan los procesos de desinfección, hace al agua inservible para procesos industriales, consume oxígeno, puede propiciar efectos crónicos si el agua tratada se utiliza para producir agua potable.
Nutrientes	Nitrógeno Fósforo Potasio	El nitrógeno, fósforo y potasio son nutrientes esenciales para el crecimiento de plantas, y su contenido eleva normalmente el valor para el riego. Cuando se descarga al ambiente acuático, puede existir crecimiento no deseable de plantas acuáticas. Cuando se desecha en grandes cantidades en la tierra, el nitrógeno puede aumentar su concentración en acuíferos.
Orgánicos Estables	Compuestos específicos (p. ej., plaguicidas, hidrocarburos clorados)	Algunos de estas sustancias orgánicas pueden ser difíciles de eliminar por métodos convencionales de tratamiento. Algunos compuestos orgánicos son tóxicos en el ambiente, y su presencia puede limitar el uso de aguas tratadas para riego.
Concentración de Ión Hidrógeno	pH	El pH del agua afecta la desinfección, coagulación, solubilidad de metales, así como la alcalinidad de los suelos. El rango normal para las aguas residuales es de pH = 6.5 – 8.5, pero las aguas industriales pueden alterar el pH significativamente.
Metales Pesados	Elementos específicos (p. ej., Cd, Zn, Ni, y Hg)	Algunos metales pesados se acumulan en el ambiente y son tóxicos para plantas y animales. Su presencia puede limitar el uso de aguas tratadas para riego.
Inorgánicos Disueltos	Sólidos Totales Disueltos, Conductividad eléctrica, elementos específicos (p. ej., Na, Ca, Mg, Cl, B)	La salinidad excesiva puede dañar ciertas cosechas. Los iones específicos como cloro, sodio y boro son tóxicos para algunas cosechas. El sodio puede causar daños de permeabilidad al suelo.
Cloro residual	Cloro libre y combinado	Las cantidades excesivas de cloro libre (>0.05 mg/L) pueden causar daño en ciertas cosechas. La importancia del cloro reside en los efectos tóxicos de ciertas sustancias orgánicas cloradas en relación a la contaminación de acuíferos.

Fuente: Adaptación (Pettygrove y Asano, 1985) extraído de Metcalf y Eddy, 1996.

1.3.2 Procesos de tratamiento de aguas residuales con fines de recarga

Aunque el agua residual tratada recibe generalmente tratamientos secundarios y desinfección (y en algunos casos, tratamiento avanzado por filtración) cuando se utiliza para fines de recarga, algunas veces se llevan a cabo otros procesos dependiendo del último uso del agua así como otros factores o métodos de recarga.

1.3.2.1 Recarga artificial de acuíferos por infiltración

La recarga artificial por infiltración es un método directo donde el agua migra de la superficie del suelo hacia el acuífero por infiltración y percolación a través del suelo. Por lo tanto, los factores que influyen en el tratamiento del agua para este fin son la dilución,

el espesor de la zona insaturada, el tipo de suelo, entre otros. En los sistemas por infiltración, donde el agua extraída se usa para fines no potables, se han obtenido calidades de agua satisfactorias en algunos sitios utilizando efluente con tratamiento primario (Carison *et al.*, 1982; Lance, *et al.*, 1980; Rice and Bouwer, 1980).

Para la recarga artificial vía infiltración, el agua residual se trata generalmente por los métodos tradicionales de tratamiento primario y secundario. Sin embargo, los sistemas de infiltración son capaces de remover un porcentaje mayor de la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) que el tratamiento secundario (Bouwer, 1991), por lo que el tratamiento secundario pueda no ser necesario cuando el agua no sea utilizada para propósitos de agua potable. El contenido orgánico en el efluente primario puede aumentar la remoción de nitrógeno por denitrificación en un sistema de infiltración (Lance *et al.*, 1980) y puede aumentar la remoción de compuestos orgánicos sintéticos al estimular una mayor actividad microbiana en el suelo (McCarty *et al.*, 1984). Una desventaja de utilizar un efluente con tratamiento primario es que la carga hidráulica de la cuenca puede disminuir en comparación con la utilización de efluente con tratamiento secundario. Esto podría requerir una limpieza más frecuente de la cuenca así como un incremento en el costo, aunque no necesariamente en el costo total del sistema.

1.3.2.2 Recarga artificial de acuíferos por inyección directa

La inyección directa requiere de agua con mejor calidad que el agua empleada para recarga por infiltración debido a la ausencia del tratamiento que ofrece el suelo en la infiltración y debido a la necesidad que se requiere de mantener la capacidad hidráulica en el acuífero confinado. Los procesos de tratamiento, que van más allá de los tratamientos secundarios y que son utilizados antes de la inyección de acuíferos, incluyen la desinfección, filtración, aireación (air stripping), intercambio iónico, carbón activado, y ósmosis inversa u otros procesos de separación por membrana. Al utilizar estos procesos, o varias combinaciones apropiadas, es posible satisfacer la calidad de agua requerida para este fin (Asano y Mujeriego, 1988).

La obstrucción de un sistema de recarga por infiltración directa puede resolverse fácilmente por varios métodos, como secado, escarbado, etc. Sin embargo, la remediación en un sistema de inyección por obstrucción puede ser costoso y requiere de

tiempo. Las causas más frecuentes de obstrucción se deben a la acumulación de sólidos orgánicos e inorgánicos, contaminantes biológicos y químicos, así como aire o gases ocasionados por turbulencia. Las concentraciones muy bajas de Sólidos Suspendidos (SS) del orden de 1 mg/L pueden ocasionar la obstrucción de un pozo de inyección. Inclusive las concentraciones de contaminantes orgánicos pueden causar la obstrucción debido al crecimiento microbiano cerca del punto de inyección.

Existen medidas específicas respecto a la calidad del agua tratada, el agua de subsuelo y el material del acuífero que deben considerarse antes de la construcción y la operación. Estas medidas incluyen las posibles reacciones químicas entre el agua tratada y el agua del subsuelo, la precipitación de hierro, reacciones iónicas, cambios bioquímicos, diferencia de temperatura, y cambios en la viscosidad (O'Hare, 1986). La mayoría de los problemas de obstrucción son evitados con un adecuado pretratamiento así como una adecuada operación.

1.3.3 Casos de Estudio: Plantas Instaladas

1.3.3.1 Proyecto de inyección directa en el condado de Orange, California (Comisión de agua del Condado de Orange)

La recarga artificial del acuífero se volvió una necesidad en el sur de California (EUA) durante la década de 1950 debido a que los niveles del acuífero a lo largo de la costa, alcanzaron valores por debajo del nivel del mar. Debido a esto, el agua salada comenzó a introducirse y mezclarse con el agua subterránea. Este fenómeno se intensificó principalmente en los condados de Orange en Los Ángeles, California.

La construcción de una planta de tratamiento terciario conocida como "Water Factory 21" o *Fábrica de Agua 21* inició en 1972, con una capacidad de operación de 657 L/s. El tratamiento de aguas residuales de la planta incluye: coagulación y floculación para la remoción de sólidos suspendidos (SS), metales pesados y minerales disueltos; air stripping para la remoción de nitrógeno amoniacal y orgánicos volátiles; recarbonatación para el control de pH; filtración para la remoción de SS; adsorción con carbón activado granular para la remoción de orgánicos disueltos; y cloración para el control biológico y desinfección.

El agua tratada por la planta se inyecta a una serie de 23 pozos para lograr así 81 puntos individuales de inyección hacia cuatro acuíferos. El agua se mezcla antes de la inyección con agua de un pozo profundo sin contaminación en una relación 2:1. La planta de tratamiento produce agua de alta calidad pues no se han detectado organismos coliformes en 179 muestras tomadas. La turbiedad promedio del efluente es de 0.22 FTU y no excedió 1.0 FTU durante 1988. Las concentraciones de Carbono Orgánico Total (COT) y Demanda Química de Oxígeno (DQO) promedios para 1988 fueron de 2.6 ppm y 8 ppm respectivamente. La siguiente Figura 1.3 muestra el tren de tratamiento de la planta.

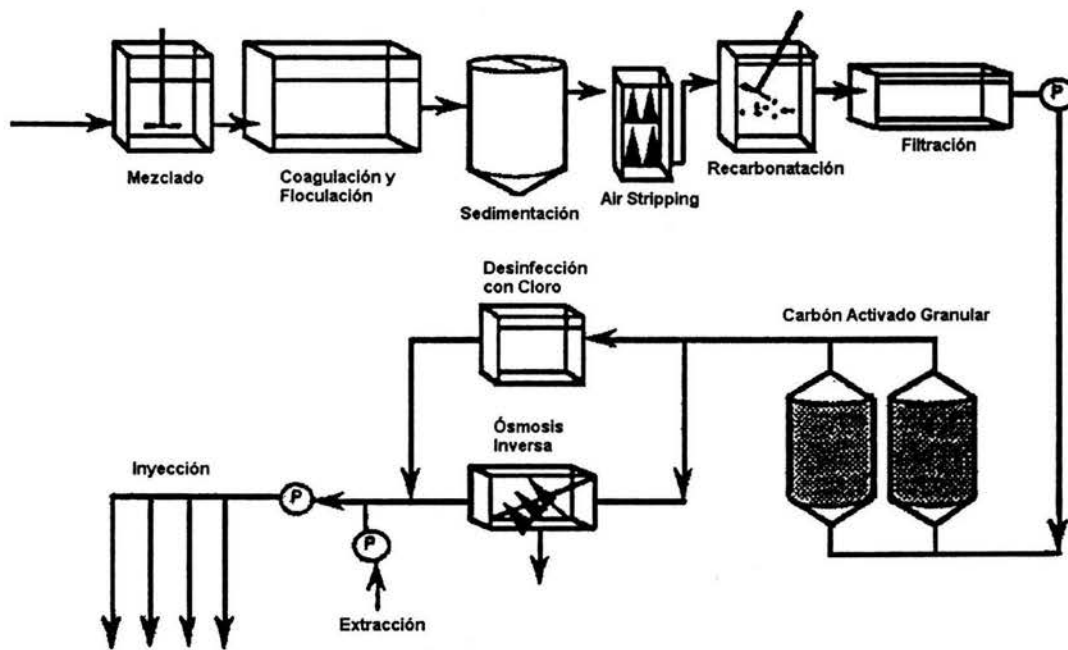


Figura 1.3 Planta de Tratamiento de Agua "Water Factory 21" (adaptado de "Water Pollution Control Federation, 1989). Extraído de National Research Council, 1994.

1.3.3.2 Recarga artificial de acuífero con aguas tratadas en El Paso, Texas (Knorr et al., 1987)

Desde 1985 hasta la fecha, las aguas residuales tratadas provenientes de la planta de Fred Hervey son inyectadas directamente hacia el acuífero del Bolsón. Este acuífero abastece aproximadamente el 65% de los requerimientos de agua del Paso, Texas. El agua tratada es transportada de la planta de tratamiento (ubicada a 1.6 km), a través de una serie de 10 pozos de inyección, distribuidos a lo largo de 4.8 km. Cada pozo tiene

un diámetro de 41 cm y es monitoreado hasta una profundidad de 107 m de los 244 m totales de profundidad del pozo.

Para el estudio de factibilidad, se utilizó un modelo de transporte para calcular el tiempo de residencia del agua tratada que se inyecta en el acuífero justo antes de ser bombeada de los pozos de agua potable que se localizan de 0.4 a 7.2 km de distancia de los pozos de inyección. Los resultados obtenidos indicaron que el tiempo aproximado de residencia es de 5 a 15 años.

El agua tratada debe cumplir con los estándares del agua potable para beber antes de ser inyectada hacia el acuífero. Al final del tren de tratamiento, el efluente mantiene una concentración de cloro residual de aproximadamente 0.3 mg/L. El cloro residual evita el crecimiento de bacterias del agua en el tanque de almacenamiento, justo antes de ser inyectada hacia los pozos. La concentración de trihalometanos es menor a 50 µg/L.

La planta de tratamiento *Fred Hervey* tiene una capacidad máxima de 526 L/s. El tren de tratamiento cuenta con un total de 10 operaciones unitarias. El tratamiento primario comienza con el cribado, desarenado, sedimentación y mezcla. El efluente primario entra entonces a un proceso biofísico que consta de 2 etapas donde los lodos activados y carbón activado en polvo (CAP) son combinados. Esta etapa de tratamiento está diseñada para la remoción de compuestos orgánicos, nitrificación y desnitrificación. Se adiciona metanol a la segunda etapa para proveer de una fuente de carbono de los desnitrificantes. Los lodos residuales secundarios y el carbón utilizado se procesan en una unidad regenerante que funciona con aire caliente (oxidación), la cual estabiliza los lodos y regenera el carbón para reutilizarse en el sistema CAP. El efluente desnitrificado es bombeado hacia un tratamiento ácido para remover fósforo y metales pesados, eliminar virus y suavizar el efluente. La eliminación de turbiedad se logra con la ayuda de filtros de arena y, la desinfección se realiza con ozono. El producto final pasa a través de un adsorbedor de carbón activado granular CAG antes de su almacenamiento en tanques para la cloración final. La siguiente figura muestra el tren de tratamiento utilizado para el tratamiento de aguas residuales para la recarga de los acuíferos del Paso, Texas.

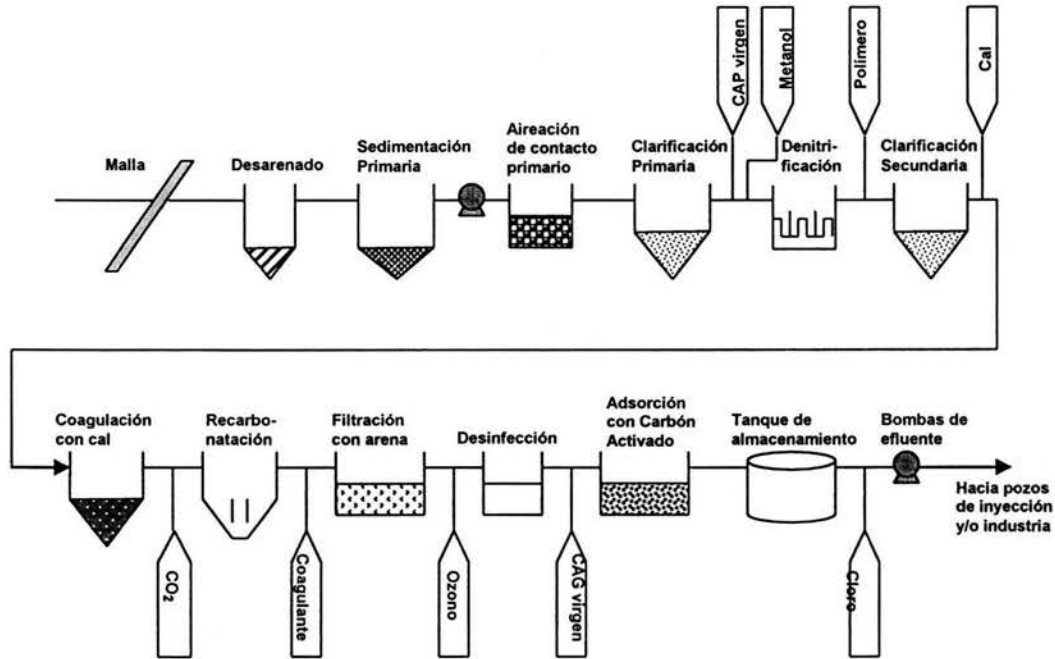


Figura 1.4 Tren de tratamiento de aguas residuales con fines de recarga en El Paso, Texas (Knorr et al., 1987).

Aproximadamente entre 1985 y del 1990 se han inyectado $28 \times 10^6 \text{ m}^3$ de aguas tratadas para la recarga de los acuíferos del Hueco Bolsón. El precio actual de tratar e inyectar agua es de \$2.00 USD por cada 3.85 m^3 (en 1986 el costo era de \$1.55 por cada 3.85 m^3).

Antes del proyecto de recarga en El Paso Texas (antes de 1985), los niveles de agua en el acuífero del Hueco Bolsón tenían una disminución de 0.6 a 1.8 m/año debido a que el agua era extraída 20 veces más rápido que la recarga natural del acuífero. Los modelos estudiados del subsuelo indican que los niveles del acuífero en 1990 resultaron ser de 2.4 a 3.0 m más que sin la ayuda del proyecto de recarga.

1.4 Legislación de aguas residuales tratadas con fines de recarga

Actualmente no existen en México Normas Oficiales relacionadas con aguas residuales tratadas con fines de recarga; sin embargo, se puede tomar como referencia la normatividad mexicana para la prevención y control de la contaminación del agua y las normas para descargas de aguas residuales en cuerpos receptores provenientes de diferentes industrias y sistemas de alcantarillado o drenaje municipal. La normatividad que se relaciona con la calidad del agua en México se muestra en la tabla 1.3.

Tabla 1.3 Normatividad mexicana para la prevención y control de la contaminación del agua

DEPENDENCIA ENCARGADA DE LA PUBLICACIÓN	INSTRUMENTO REGULATORIO	FECHA DE EXPEDICIÓN
Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos	Ley de Combinación de Mejoras por Obras Públicas Federales de Infraestructura Hidráulica	Enero de 1991
	Ley de Aguas Nacionales	Diciembre de 1992
	Ley Federal de Derechos en Materia de Agua	Febrero de 1998
	Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente	Enero de 1988
Secretaría de Desarrollo Social	Normas Oficiales Mexicanas Referentes a la Descarga de Aguas Residuales NOM 001 ECOL 97 NOM 002 ECOL 96 NOM 003 ECOL 97	Enero 6 de 1997
		Junio 3 de 1998
		Septiembre 21 de 1998
Secretaría de Salud	Ley Federal de Protección al Ambiente	Enero de 1982
	Reglamento de la ley general de salud en materia de Control Sanitario de Actividades. Establecimientos. Productos y Servicios	Enero de 1988
Secretaría del Medio Ambiente, Recursos Naturales y Pesca	Ley de Reformas a la Administración	Enero de 1995

Hasta 1996, México contaba con un total de 44 Normas Oficiales Mexicanas referentes a descargas de aguas residuales. En 1995 se tomó la decisión de relacionar los instrumentos jurídicos de uso y de descarga por lo que la CNA presentó una propuesta para la reformulación de las normas oficiales mexicanas con una simplificación de tres Normas Oficiales para cubrir los siguientes objetivos:

- Proteger la calidad de las aguas nacionales y posibilitar su uso benéfico.
- Controlar los contaminantes convencionales y no convencionales para proteger la infraestructura de drenaje y saneamiento, así como abatir los costos de tratamiento de las aguas municipales.
- Proteger la salud de los usuarios del agua y, al medio ambiente de los efectos negativos ocasionados por los subproductos del tratamiento.

De las tres normas Oficiales emitidas, la NOM-001-ECOL-96 (ver tabla 1.4) es la más importante debido a que establece las condiciones de descarga para toda fuente que vierta al mismo tipo de cuerpo receptor, en función de su uso, como puede ser riego agrícola, público, protección de la vida acuática, explotación pesquera, navegación, recreación (Jiménez B., 2001).

Tabla 1.4 Límites máximos permisibles para contaminantes básicos

PARÁMETROS mg/L (excepto cuando se especifica)	RIOS				EMBALSES NATURALES Y ARTIFICIALES								AGUAS COSTERAS				SUELO		HUMEDADES NATURALES	
	Uso en riego agrícola (A)		Uso público urbano (B)		Protección de la vida acuática (C)		Uso en riego agrícola (B)		Uso público urbano (C)		Explotación pesquera, navegación		Recreación (B)		Estuarios (B)		Uso en riego agrícola (A)			
	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.		
Temperatura (°C) (1)	N.A.	N.A.	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	N.A.	N.A.	40	40
Grasas y aceites (2)	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25
Materia flotante	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A
Sólidos sedimentables (ppm)	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	N.A.	N.A.	1	2
Sólidos suspendidos totales	150	200	75	125	40	60	75	125	40	60	150	200	75	125	75	125	N.A.	N.A.	75	125
Demanda bioquímica de oxígeno	150	200	75	150	30	60	75	150	30	60	150	200	75	150	75	150	N.A.	N.A.	75	150
Nitrógeno total	40	60	40	60	15	25	40	60	15	25	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	15	25	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
Fósforo total	20	30	20	30	5	10	20	30	5	10	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	5	10	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
Arsénico (*)	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.20
Cadmio (*)	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.05	0.1	0.1	0.2
Cianuros (*)	2.0	3.0	1.0	2.0	1.0	2.0	2.0	3.0	1.0	2.0	2.0	3.0	2.0	3.0	1.0	2.0	2.0	3.0	1.0	2.0
Cobre (*)	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0
Cromo (*)	1	1.5	0.5	1.0	0.5	1.0	1.0	1.5	0.5	1.0	0.5	1.0	1.0	1.5	0.5	1.0	0.5	1.0	0.5	1.0
Mercurio (*)	.01	0.02	.005	0.01	.005	0.01	0.01	0.02	.005	0.01	0.01	0.02	0.01	0.02	0.01	0.02	.005	0.01	.005	0.01
Níquel (*)	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4
Plomo (*)	0.5	1	0.2	0.4	0.2	0.4	0.5	1	0.2	0.4	0.2	0.4	0.5	1	0.2	0.4	5	10	0.2	0.4
Zinc (*)	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20

(1) instantáneo (2) Muestra simple promedio ponderado (*) medidos de manera total

P.D. = Promedio diario P.M. = Promedio mensual

(A), (B) y (C) Tipo de cuerpo receptor según la Ley Federal de Derechos. N.A. = No Aplica

A = Ausente

Fuente: Norma Oficial Mexicana NOM-001-ECOL-1996 del Diario Oficial de la Federación del 6 de enero de 1997.

1.4.1 Recomendaciones para el reúso de aguas residuales tratadas

La tabla 1.5 presenta algunos criterios recomendados por la guía de reúso de agua (Guidelines for water reuse. EPA, 1992) para los procesos de tratamiento de aguas residuales, calidad del agua tratada, el monitoreo y las distancias mínimas para el reúso de aguas residuales tratadas con fines de recarga artificial. Estas recomendaciones están enfocadas para el reúso de aguas residuales domésticas con un contenido limitado de aguas industriales. Estos criterios recomendados son válidos o aplican principalmente en el reúso de aguas residuales para los Estados Unidos de Norte América y, por lo tanto, las condiciones locales pueden limitar su aplicación en México. Las consecuencias adversas en materia de salud asociadas al reúso de aguas residuales impropia-mente tratadas están ampliamente documentadas (Colford, John M. *et al.*, 2002; Nutrition Research Newsletter, 1999; Fattal, Badri *et al.*, 1986).

Tabla 1.5 Criterios recomendados para el reúso de aguas residuales tratadas con fines de recarga artificial de acuíferos

Tipos de Reúso	Tratamiento	Calidad del Agua tratada	Monitoreo del Agua tratada	Distancia al Punto de extracción	Comentarios
<i>Recarga de Acuíferos</i> Por infiltración o Inyección hacia Acuíferos no-potables	* De acuerdo al sitio y uso * Trat. Primario (como mínimo) para infiltración * Trat. Secund. (como mínimo) para inyección	* De acuerdo al sitio y uso	* De acuerdo al tratamiento y uso	* De acuerdo al sitio	* Las facilidades deben diseñarse de tal forma que no hay contacto del agua tratada con los acuíferos de agua potable. * Para los proyectos de inyección, es necesario la filtración y desinfección para evitar obstrucciones.
<i>Reúso indirecto para agua potable</i> Recarga de acuífero por infiltración hacia acuíferos de agua potable	* De acuerdo al sitio * Trat. Secundario y desinfección (como mín.). Puede necesitar filtración y/o tratamiento avanzado de agua	* De acuerdo al sitio * Debe cumplir con los estándares de agua potable después de la infiltración / percolación	Debe incluir aunque no debe ser limitada por los siguientes: * pH - diariamente * Coliformes – diar. * Cl ₂ residual - continuamente * Estándares de agua potable – cada 4 días	* 600 m de los pozos de extracción. Puede variar dependiendo del tratamiento	* La profundidad del acuífero debe estar por lo menos a 2 m del punto de recarga. * El agua de reúso debe permanecer por lo menos 1 año en el acuífero antes de la extracción. * El tratamiento depende del sitio (tipo de suelo, vel. de percolación, grosor del suelo). * Los pozos de monitoreo son necesarios para detectar las consecuencias de la recarga. * El agua de reúso no debe contener niveles considerables de patógenos después de la percolación a través del suelo.
Recarga de acuífero por inyección hacia acuíferos de agua potable	* Secundario * Filtración * Desinfección * Tratamiento avanzado	Debe incluir aunque no debe ser limitada por los siguientes: * pH = 6.5 – 8.5 * ≤ 2 NTU de turb. * Ausencia de colif. Fecales / 100 mL * 1 mg/L Cl ₂ residual (min.) * Debe cumplir con los estándares de agua potable	Debe incluir aunque no debe ser limitada por los siguientes: * pH - diariamente * Turbiedad – continuamente * Coliformes – diar. * Cl ₂ residual – continuamente * Estándares de agua potable – cada 4 días	* 600 m de los pozos de extracción. Puede variar dependiendo del tratamiento	* El agua de reúso debe permanecer por lo menos 1 año en el acuífero antes de la extracción. * Los pozos de monitoreo son necesarios para detectar las consecuencias de la recarga. * Los límites de calidad, recomendados deben cumplirse en el punto de inyección. * Puede ser necesaria una mayor concentración de cloro o tiempo de contacto para asegurar la inactivación de virus.

Fuente: Guidelines for water reuse. EPA, 1992.

1.5 Generalidades de los procesos de desorción e intercambio iónico

Los tratamientos biológicos como nitrificación / desnitrificación son la solución clásica al problema de la remoción de nitrógeno amoniacal contenido en aguas residuales. Estos procesos son efectivos en la remoción de nitrógeno, sin embargo, pueden fallar en la calidad final del efluente cuando éstos son expuestos a los picos de concentración y concentraciones variables que comúnmente existen en aguas residuales.

Una alternativa viable a los procesos biológicos de tratamiento son los procesos fisicoquímicos como la desorción e intercambio iónico. La desorción disminuye considerablemente las altas concentraciones iniciales de nitrógeno amoniacal, dando por lo tanto, mayor tiempo de operación a la resina de intercambio iónico y, finalmente, el intercambio iónico es utilizado para remover completamente la concentración de amoníaco y "eliminar" los picos de concentración que se presenten a lo largo del proceso de remoción. (Beler y Acka, 1997).

1.5.1 Transferencia de masa y aireación

El fenómeno de transferencia de masa en las fases líquida y gaseosa , trae como consecuencia la remoción de sustancias volátiles del agua y la disolución de gases en ésta.

La difusión es el movimiento, bajo la influencia de un estímulo físico, de un componente individual hacia una mezcla. La causa más común de difusión es un gradiente de concentración de un componente que se difunde de una fase a otra. Un gradiente de concentración tiende a mover el componente en una dirección tal que equilibra las concentraciones y desaparece el gradiente. La difusión molecular conduce a una concentración completamente uniforme de las sustancias a través de una solución que pudo no haber sido uniforme inicialmente (Perry R., 1997).

Cinco conceptos interrelacionados son usados en la teoría de la difusión: la velocidad, el flux a través de un plano, el flux relativo a un plano de velocidad igual a cero, la concentración, la densidad molar y el gradiente de concentración.

Si el flux molar total, en moles por unidad de tiempo y por unidad de área en una dirección perpendicular al plano estacionario, se denomina como N y, la velocidad volumétrica promedio como v_o , entonces:

$$N = d_M v_o \quad \text{Ec. 1.1}$$

En donde d_M es la densidad de la mezcla.

Para los componentes A y B, cruzando un plano estacionario, los fluxes molares son:

$$N_A = C_A \cdot v_o \quad \text{Ec. 1.2}$$

$$N_B = C_B \cdot v_o \quad \text{Ec. 1.3}$$

La cantidad de un componente que se transfiere desde una fase a la otra depende de un coeficiente denominado transferencia de masa. La transferencia termina cuando se alcanza el equilibrio. Para realizar separaciones dependemos casi por completo de la diferencia entre los valores de los coeficientes de transferencia de masa.

1.5.1.1 Desorción de gases

Esta operación se emplea cuando se desea recuperar o extraer una sustancia de una corriente líquida. Para realizar esto, se emplea un gas libre de la sustancia a recuperar, obteniendo como resultado un líquido, con una cantidad menor a la inicial del componente deseado y el gas con la mayor parte. El componente que se transfiere se le denomina soluto (Mc Cabe y Smith, 1976).

La desorción de gases se ve favorecida cuando la concentración al equilibrio del soluto en la corriente gaseosa es elevada. Esto se logra de dos formas:

- a) Incrementando la temperatura de operación.
- b) Reduciendo la presión de operación.

En la figura 1.5 se pueden observar las curvas de equilibrio y de operación para la desorción. Al aumentar la concentración de una sustancia en el líquido, la presión parcial de este componente en el gas se incrementa de forma exponencial, obteniéndose

la curva representada en la figura 1.5. La línea recta corresponde a la línea de operación para la desorción. Cuando la transferencia de masa se realice del gas hacia el líquido, la línea siempre estará por debajo de la curva de equilibrio.

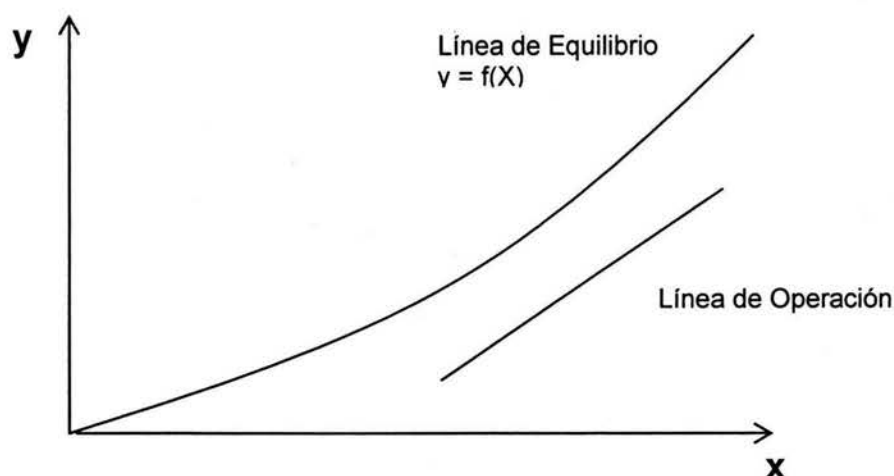


Figura 1.5. Línea de equilibrio y operación para el proceso de desorción

1.5.1.2 Equipos para la desorción

Un requisito fundamental, en todos los procesos en los cuales se pretende realizar un intercambio de masa, es proporcionar grandes áreas de contacto entre las fases. Uno de los equipos más comunes para llevar a cabo este intercambio es la torre empacada. Sus características generales se describen a continuación (Foust, 1979; Mc Cabe, 1976).

Torres empacadas

Las torres empacadas se emplean para proporcionar un contacto continuo en flujo a contracorriente de dos fases. Este tipo de torres consta de una columna cilíndrica equipada con una entrada de gas y un espacio de distribución en el fondo (una entrada de líquido y un distribuidor en la parte superior), la salida del gas y líquido en la parte superior e inferior respectivamente y, un conjunto de figuras geométricas inertes llamadas empaques de la torre (figura 1.6). El plato de soporte debe tener una gran fracción de espacio abierto para evitar que se inunde. La fase líquida "L" entra por la parte superior de la torre y, se distribuye sobre la superficie del empaque, ya sea mediante espesas o mediante placas distribuidoras. Si se tiene una distribución inicial adecuada, el líquido

fluirá hacia abajo a través de los empaques, cubriéndolos en toda su superficie y exponiéndose, por lo tanto, a una gran superficie de contacto para encontrarse con la fase gaseosa "G" que sube. La fase gaseosa, entra por la parte inferior de la torre y atraviesa el empaque a contracorriente con respecto a la corriente líquida. El empaque provee un área de contacto grande entre el líquido y el gas y fomenta un contacto íntimo entre las fases (Mc Cabe *et al.*, 1976).

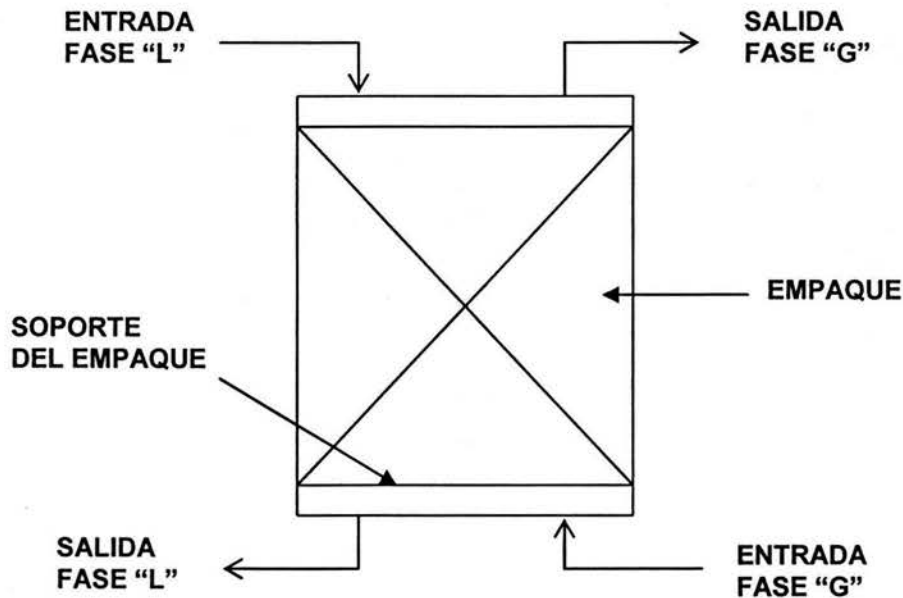


Figura 1.6. Figura de una torre empacada

Empaques

En la superficie del empaque es el lugar donde se lleva a cabo el contacto entre la fase líquida y gaseosa. Los empaques generalmente se fabrican con materiales baratos, inertes y ligeros como la porcelana, arcilla, trozos de vidrio y plástico (Holland C., 1988).

En general el material de empaque debe satisfacer ciertas características como son:

- a) Tener una superficie humedecida grande por unidad de volumen de espacio empacado.
- b) Tener un gran volumen vacío.
- c) Ser resistente a la corrosión.
- d) Tener una baja densidad a granel.

Caída de presión en las torres empacadas

En la mayor parte de las torres empacadas con rellenos desordenados (empaques acomodados al azar), la caída de presión sufrida por el gas se ve influida por el flujo del gas y del líquido.

Para una velocidad dada del gas, la caída de presión incrementa con el aumento del flujo de líquido, debido principalmente a la reducida sección transversal libre, disponible para el flujo del gas, en razón de la presencia del líquido. No es adecuado operar con una torre en la condición de inundación, debido a que con esto se tendría una operación pobre del equipo. La mayor parte de las torres operan justo por debajo, o en la parte más baja, de la zona de carga. La zona de carga en una torre debe determinarse a las condiciones normales del flujo del líquido y del gas (Mc Cabe, 1976).

1.5.1.3 Altura y número de unidades de transferencia

Una forma de calcular la altura de una torre empacada es relacionándola con una torre de platos. En las torres de platos, se definen perfectamente las etapas y durante el cálculo se pueden obtener el número de etapas teóricas y, al multiplicarlas por la eficiencia se puede obtener el número de etapas reales. En el caso de una torre empacada, se calcula la altura equivalente a una unidad de transferencia que sería equivalente a una etapa teórica y se obtiene un número de unidades de transferencia que puede ser equivalente a la eficiencia y el número de platos (Treybal R., 1985).

La altura de una torre se calcula utilizando las concentraciones de la línea de operación y de equilibrio obteniendo además las concentraciones en la interfase. En el caso de que la línea de operación no sea recta en el intervalo de operación, se deberán utilizar coeficientes locales.

Si tomamos una sección transversal unitaria (llamada S), la superficie interfacial eficaz total para transferencia de masa, como resultado de la separación del líquido en una película superficial sobre el relleno. En el volumen diferencial dZ, la superficie interfacial es:

$$dS = a dZ$$

Ec. 1.4

La cantidad de soluto A en el gas que pasa por la sección diferencial de la torre en cuestión se denominará como Gy (moles/h m²) por lo tanto, el régimen de transferencia de masa es entonces d(Gy). Como N_B se considerará igual a cero y N_A / (N_A + N_B) = 1 se obtiene:

$$N_A = \frac{d(Gy)}{adZ} = F_0 \quad \text{Ec. 1.5}$$

donde F₀ es el coeficiente para la fase gaseosa.

Tanto Gy como "y" varían de un extremo al otro de la torre, pero Gs, el flujo de gas insoluble no varía. Por lo tanto,

$$d(Gy) = d\left[\frac{Gsy}{adZ}\right] = \frac{Gsdy}{(1-y)^2} = \frac{Gdy}{1-y} \quad \text{Ec. 1.6}$$

La ecuación anterior se utiliza para una sección diferencial, para obtener la altura total se debe integrar esta ecuación en los límites de concentración del componente clave a la entrada y salida del equipo. Sustituyendo términos, reordenando esta ecuación e integrando, esta ecuación se representa por:

$$Z = \int_0^z dz = \int_{y^I}^{y^II} \frac{G(1-y)_{iM} dy}{y^2 F_{Ga} (1-y)(y-y_i)} \quad \text{Ec. 1.7}$$

Se puede definir una altura de una unidad de transferencia de gas, H_{IG} como:

$$H_{IG} = \frac{G}{F_{Ga}} \quad \text{Ec. 1.8}$$

en soluciones diluidas y considerando constantes los coeficientes de transferencia, el término G/F_{Ga} se puede también considerar constante, entonces la ecuación 1.4 se transforma en :

$$Z = H_{iG} \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{iM} dy}{(1-y)(y-y_i)}$$

Ec. 1.9

El término en esta integral representa una medida de la dificultad de absorción (resistencia), y la integral se denomina el número de unidades de transferencia gaseosa N_{iG} . La ecuación 1.6 se puede escribir:

$$Z = H_{iG} * N_{iG}$$

Ec. 1.10

donde, Z = altura de una unidad de transferencia.

La altura de una unidad de transferencia de gas H_{iG} es relativamente fácil de determinar. Para obtener el número de unidades de transferencia de masa es necesario evaluar el término de la integral. Para ello se pueden emplear diversos métodos numéricos al graficar la relación $y/(y-y_i)$ contra el logaritmo de "y". El área bajo la curva corresponde al valor de la integral (Mc Cabe, 1976).

1.5.1.4 El efecto del pH en la transferencia de masa

El coeficiente de transferencia de masa $K_L a$ es generalmente independiente del pH, pero este coeficiente de transferencia de masa está sujeto a la influencia del pH cuando el gas participa en reacciones ácido base. Muchos gases como CO_2 , NH_3 y H_2S llevan a cabo reacciones de hidrólisis. Las formas iónicas de estas sustancias no son volátiles, sin embargo las formas no iónicas si lo son por lo que hace la transferencia de masa altamente dependiente del pH. Éste es el caso del amoníaco, el pH de la solución debe elevarse a valores arriba de 10 para obtener así la forma no iónica la cual es altamente volátil (Mc Cabe *et al.*, 1976).

1.5.2 Intercambio Iónico

La operación de intercambio iónico se define generalmente como un intercambio reversible de iones entre un sólido y un líquido en donde no hay cambio substancial en la estructura del sólido.

El intercambio iónico es generalmente utilizado para suavizar aguas duras al intercambiar iones de calcio y magnesio por iones de sodio, también es utilizado ampliamente para remover metales de efluentes industriales. El componente básico de cualquier sistema de intercambio iónico es el sólido insoluble, usualmente referido como la resina de intercambio iónico (Wachinski y Etzel, 1997).

La función primordial de las operaciones de intercambio iónico es la remoción de especies iónicas de una solución por otra especie iónica con el propósito de concentrar un material deseado en un volumen pequeño o simplemente para la remoción de una sustancia no deseada.

1.5.2.1 Resinas naturales de intercambio iónico

Muchos de los materiales encontrados en la naturaleza son capaces de capturar ciertos iones y retenerlos en un estado intercambiable. Esto es conocido como la capacidad de intercambio de un material (Weitkamp, 2000).

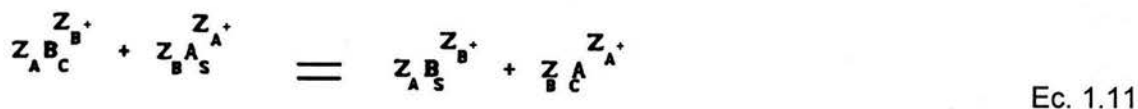
La mayoría de las resinas naturales de intercambio iónico están formadas por aluminosilicatos cristalinos con las propiedades de intercambio catiónico. Un ejemplo de estas resinas catiónicas naturales son las zeolitas, analicitas, cabazitas, etc. Las resinas naturales zeolitas son minerales relativamente suaves que no son muy resistentes a los abrasivos (Lahav y Green, 1998).

Intercambio iónico en Zeolitas

Las zeolitas se diferencian de las arcillas por su estructura tridimensional la cual no aumenta de tamaño durante el proceso de adsorción o durante el intercambio de iones, y más aún, el tamaño de los canales y cavidades en la zeolitas están hidratados de forma

intracrystalina; consecuentemente los cationes son móviles. Por lo tanto, las zeolitas son capaces de participar en reacciones de intercambio de iones (Brownman, *et al.*, 1995)

Durante el proceso de intercambio de iones, las zeolitas (por ejemplo las clinoptilolitas) pueden intercambiar su átomo de sodio por otro catión presente en la solución. El proceso de intercambio iónico se representa en la siguiente ecuación para un sistema binario.



Donde Z_A y Z_B son las valencias de los cationes A y B intercambiados y los subíndices (C) y (S) se refieren a la zeolita y la solución respectivamente. El ión A, que es el ión inicial en la solución, se conoce como ión de conteo.

$$A_S = \frac{Z_A m_A}{Z_A m_A + Z_B m_B} \quad A_C = \frac{Z_A M_A}{Z_A M_A + Z_B M_B} \quad \text{Ec. 1.12}$$

En estas ecuaciones m_A y m_B son las concentraciones de iones en la solución, y M_A y M_B son las concentraciones de los iones en el intercambiador. Las concentraciones de equilibrio se expresan en fracciones equivalentes A_S , A_C para la solución y el intercambiador respectivamente (Weitkamp J., 2000).

Las zeolitas manifiestan una gran variedad de características de un intercambiador de iones. La relación Si:Al altera la selectividad de la zeolita para un ión u otro. Si la relación de Si:Al es alta, la selectividad será menor pero la resistencia a pH bajos será mayor.

En México se produjeron extensos depósitos de zeolitas durante el período de oligoceno tardío y mioceno en el valle de Oaxaca. Se pueden encontrar diversos reportes de la geoquímica, mineralogía, petrología de los depósitos de zeolitas en México (Galán, 1986). La clinoptilolita es la zeolita natural más abundante cuya fórmula química es $\text{Na}_{0.1}\text{K}_{8.57}\text{Ba}_{0.04}(\text{Al}_{9.31}\text{Si}_{26.83}\text{O}_{72}) \cdot 19.56\text{H}_2\text{O}$ (Galli *et al.*, 1983).

1.5.2.2 Resinas sintéticas de intercambio iónico

La mayoría de las resinas de intercambio iónico están hechas de estireno copolimerizado y divinilbenceno (DVB). Las moléculas de estireno proveen a la resina su matriz básica, y el DVB es utilizado como agente de enlaces cruzados para unir los polímeros y, así lograr la insolubilidad general y la dureza de la resina. El grado de dicha unión en el gradiente tridimensional de la resina es importante puesto que esto determina la estructura interna de las cavidades, y afecta directamente el movimiento interno del intercambio de iones (Wachinski y Etzel, 1997).

Resinas sintéticas intercambiadoras de cationes

Las resinas sintéticas intercambiadoras de cationes existen con numerosos grupos iónicos exhibiendo propiedades distintas y fuerzas ácidas. Las más comunes son las resinas de ácido fuerte con grupos sulfonados ($-\text{SO}_3^-$) y las resinas de ácido débil con grupos ácidos carboxílicos y grupos ácidos fosforados (Steenbruggen y Hollman, 1998).

En general, los intercambiadores de cationes de ácido fuerte sustituyen un catión por otro dependiendo de la selectividad de la resina, pero trabajando a todos los valores de pH. Su capacidad es menor a la estequiométrica y, sin embargo, necesita ser regenerada más frecuentemente que las resinas de intercambio iónico de ácido débil, las cuales exhiben capacidades mucho mayores y se regeneran casi estequiométricamente. Las resinas de ácido débil operan sólo en un rango limitado de pH (Wachinski y Etzel, 1997).

Resinas sintéticas Intercambiadores de aniones

Los intercambiadores de aniones fueron diseñados casi exclusivamente con resinas sintéticas; los intercambiadores de sustancias orgánicas fueron las primeras resinas de intercambio iónico en producirse. La primera patente para resinas intercambiadores de aniones se otorgó a resinas que contenían grupos amino de base débil (Wachinski y Etzel, 1997).

Las resinas intercambiadoras de aniones contienen numerosos grupos iónicos compuestos. Las más comunes son de tipo base fuerte con grupos de amoníaco

cuaternarios (-CH₂N(CH₃)₃Cl) y resinas de base débil con grupos amino terciarios en una matriz aromática o alifática.

En general, las resinas intercambiadoras de aniones de base fuerte operan en todos los valores del pH, pero su capacidad de intercambio es menor. Las resinas de base débil operan sólo en intervalos limitados de pH.

1.5.2.3 Operación de intercambiadores de iones por lotes y en continuo

El proceso de intercambio iónico puede ser logrado en un proceso por lotes (*batch*) o en continuo (columna). El método *batch* consiste en la mezcla de la resina y la solución en un recipiente o tanque, permitiendo que el intercambio llegue a un equilibrio para posteriormente separar la resina de la solución. Este método es poco utilizado debido a la baja eficiencia que tiene la resina en la selectividad por el ión de la solución. La operación en continuo o de columna consiste en el paso del agua que contiene el ión no deseado a través de un lecho compuesto de resina(s) de intercambio iónico. La figura 1.7 muestra una operación típica de columna.

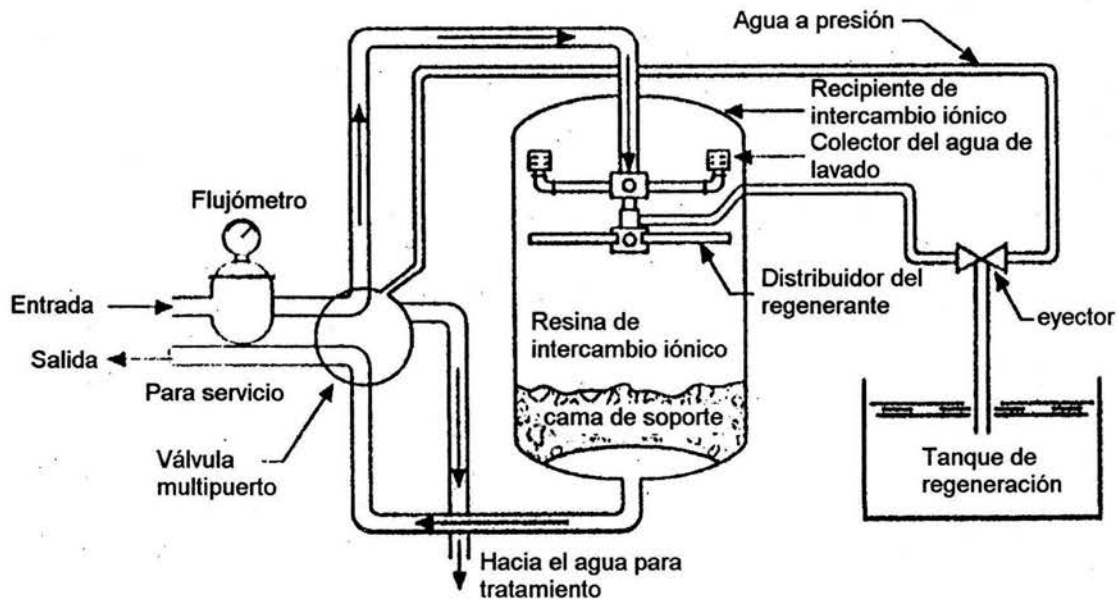


Figura 1.7. Típica Unidad de Intercambio Iónico

1.5.2.4 Orden de selectividad (Afinidad Relativa)

En general, entre más alta sea la valencia de un ión será más alta la afinidad de la resina por remover ese ión. Por ejemplo, para una resina catiónica en la forma hidrógeno, si se presentara un catión divalente, éste sería preferentemente intercambiado o removido por el catión monovalente (H^+). Si en cambio se tuviera un catión trivalente, éste reemplazaría el catión divalente.

Si el material de intercambio iónico se encuentra en su forma hidrógeno, al introducir un ión de sodio, éste último reemplazaría el ión hidrógeno. Si entonces se introduce al medio un ión de calcio, el ión de calcio reemplazaría dos iones de sodio y el ión de calcio se quedaría en la resina. Al introducir en el sistema dos iones de aluminio, éstos dos iones reemplazarían tres iones de calcio.

Las siguientes tablas (1.6 a. y 1.6 b.) muestran el orden de selectividad típicos para una resina catiónica de ácido fuerte y para una resina aniónica de base fuerte.

**Tabla 1.6 a. Orden de Selectividad —
Típica de un Resina de Ácido Fuerte**

Ión	Valencia
Bario	+2
Estroncio	+2
Calcio	+2
Magnesio	+2
Berilio	+2
Plata	+2
Talio	+1
Cesio	+1
Rubidio	+1
Amonio	+1
Potasio	+1
Sodio	+1
Hidrógeno	+1
Litio	+1

**Tabla 1.6 b. Orden de Selectividad —
Típica de una Resina de Base Fuerte**

Ión	Valencia
Tiocianato	-3
Ioduro	-2
Nitrato	-1
Bromuro	-1
Cianuro	-1
Bisulfito	-1
Nitrito	-1
Cloruro	-1
Bicarbonato	-1
Acetato	-1
Hidróxido	-1
Fluoruro	-1

Nota: Este orden varía con las distintas resinas, aunque usualmente este orden solo cambia entre uno de ellos o dos. Los iones trivalentes reemplazan los divalentes que a su vez reemplazan los iones monovalentes

Fuente: Bitácora Dr. James E. Etzel, extraído de Anderson, R.E. (1979).

La capacidad operacional es la capacidad de intercambio de una resina operada en la forma de columna bajo condiciones de operación definidas y un nivel de saturación. La saturación ocurre cuando en la resina de intercambio iónico ya no existen espacios libres para intercambiar el ión deseado.

La capacidad operacional de intercambio de una resina es usualmente expresada en unidades de peso sobre volumen, esto es, meq/mL — miliequivalentes de iones intercambiados por mililitro de resina. Otras unidades para expresar capacidad son lb-equivalentes/pie³, gramos de CaCO₃ por litro, y la más utilizada, kilogramos/pie³.

El material natural intercambiador de iones conocido como “arena verde” o *greensand* tiene una capacidad de 2-5 kgr/pie³ de arena. La zeolitas de tipo clinoptilolita exhiben capacidades típicas de 3-12 kgr/pie³. Las resinas sintéticas varían de 3 a 50 kgr/pie³, con un intervalo comúnmente utilizado de 15-25 kgr/pie³.

A continuación se presentan las equivalencias entre las unidades de capacidad:

7000 granos = 7 kilogramos (kgr) = 1 libra

17.12 mg/L = 1 grano / galón

1.5.2.5 Regeneración

La regeneración utiliza una cantidad de regenerante equivalente al 5-15% del agua originalmente tratada. La regeneración consiste principalmente de tres pasos:

1. Retrolavado — Elimina cualquier suciedad en el lecho.
2. Regeneración — Adición del químico.
3. Enjuague — Enjuaga los químicos de la regeneración.

La regeneración por sí misma utiliza una cantidad equivalente de regenerante de tan sólo el 5% del agua tratada y, por lo tanto, todos los iones removidos se concentran en éste 5% de agua con una concentración de hasta 20 veces. La regeneración se aplica después del retrolavado y, es un remplazamiento de los iones presentes en los sitios de

intercambio de la resina. Estos iones fueron removidos por la resina en el proceso de alimentación de agua durante el ciclo de servicio. Si la columna contiene una resina catiónica de ácido fuerte regenerada con un ácido, por ejemplo, los iones de hidrógeno (H^+) son intercambiados a la resina en lugar de aquellos extraídos. Esta resina está ahora en la forma hidrógeno. Si la columna contiene una resina aniónica de base fuerte y es regenerada con hidróxido de sodio, los iones de hidroxilos (OH^-) son intercambiados en la resina. Está entonces en la forma hidroxilo o hidróxido. Este paso de regeneración puede ser logrado ya sea en flujo vertical ascendente como descendente.

Regeneración de zeolitas

Las zeolitas que son utilizadas en reacciones de intercambio de iones o en plantas de tratamiento de aguas residuales, pueden regenerarse fácilmente utilizando una solución de nitrato de sodio o cloruro de sodio. Sin embargo, en lugar de la regeneración se recomienda el uso de zeolitas vírgenes debido a su bajo costo.

1.5.2.6 Usos y Aplicaciones de las zeolitas

Las zeolitas se utilizan actualmente para la remoción de SO_2 , CO_2 , separación de gases, CH_4 , supresión de humos en metales, purificación de gas, producción de O_2 y N_2 del aire, y como desodorante en hogares (Weitkamp y Etzel, 2000). Las zeolitas son también utilizadas para el tratamiento de desechos nucleares y almacenaje en la remoción de ^{137}Cs y ^{90}Sr en aguas residuales con desechos bajos en los niveles de radioactividad de reactores nucleares. En el lago Tahoe, California en los EUA se utilizan varios cientos de toneladas de clinoptilolita para la remoción de nitrógeno amoniacal e inclusive plantas más grandes en el estado de Virginia, EUA utilizan zeolitas para la remoción de amonio como tratamiento terciario. De manera similar en Japón se utilizan las zeolitas en la apicultura para inhibir la toxicidad del amoníaco. Se ha reportado que la capacidad operacional en la remoción de amoníaco varía de 3.42 a 9.12 mg de NH_4 por gramo de clinoptilolita y reduce el grado de mortandad causado por los iones de amoníaco (Weitkamp y Etzel, 2000).

Capítulo 2. Estudio Experimental

El objetivo principal del estudio experimental fue evaluar los procesos de desorción e intercambio iónico para la eliminación de nitrógeno amoniacal contenido en aguas residuales clarificadas, enfocándose principalmente al estudio de los sistemas de aireación e intercambio iónico para conocer los beneficios y desventajas de ambos sistemas al trabajar en conjunto. El estudio experimental está dividido en dos partes principales: pruebas en reactor discontinuo y pruebas en reactor continuo. La metodología del estudio experimental se puede observar en la figura 2.1.

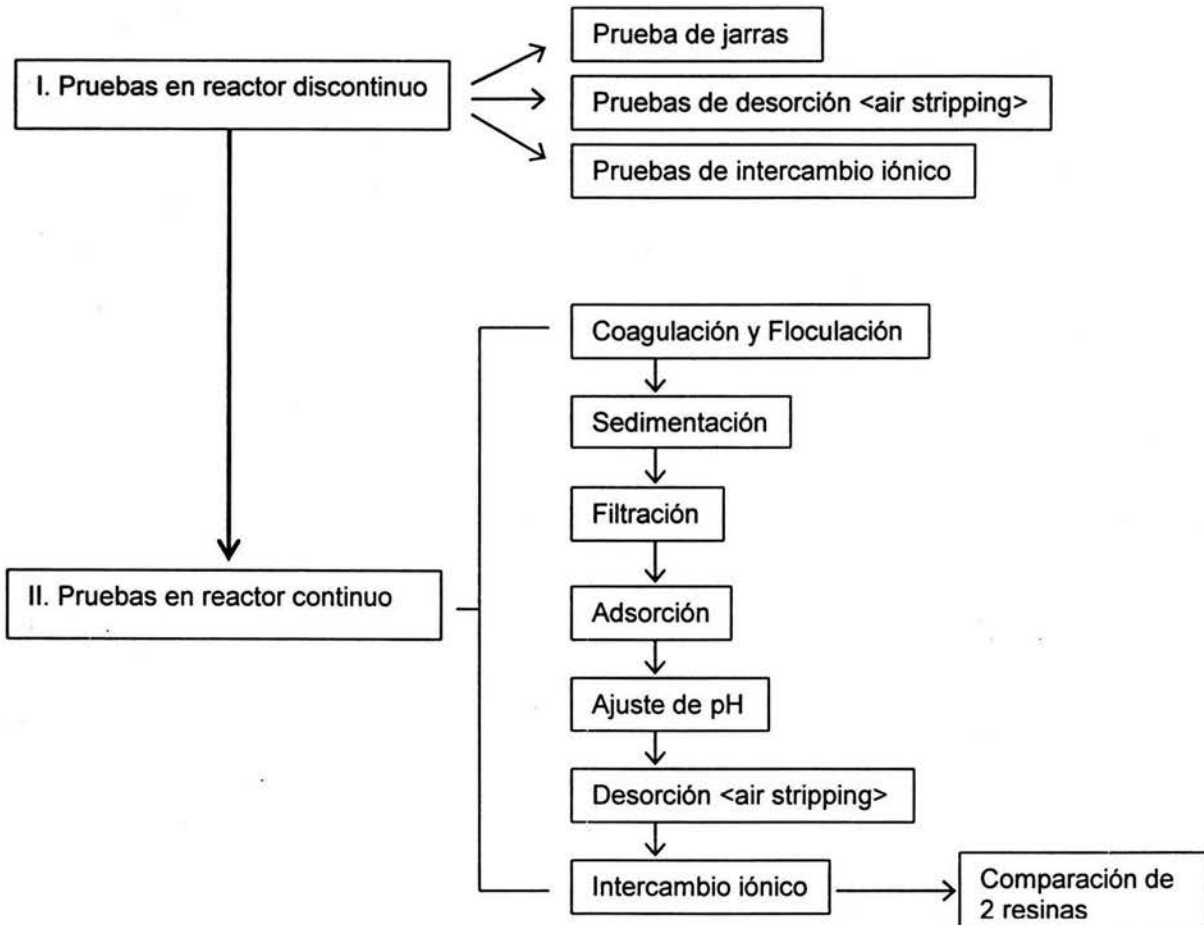


Figura 2.1 Metodología general del estudio experimental

A continuación se describen los materiales y reactivos, los sistemas y técnicas experimentales así como las técnicas analíticas que se emplearon durante el estudio experimental.

2.1 Materiales y Reactivos

2.1.1 Agua residual cruda

Las muestras de agua cruda fueron colectadas de la planta de bombeo Núm. 7 de la DGCOH (Gran Canal) que está ubicada en Col. Héroes de Chapultepec, Delegación Gustavo A Madero; y de la planta de bombeo Zona de Lago de la DGCOH en Churubusco, Río Churubusco y Vía Express Tapo S/N, Delegación Venustiano Carranza. Ambas muestras fueron mezcladas en relación 1:1 v/v con el fin de obtener una mezcla compuesta de las aguas residuales provenientes del norte de la Ciudad de México (Río Churubusco) y del sur de la Ciudad (Gran Canal). La mezcla se almacenó en bidones de plástico con capacidad de 50 L en el interior de un cuarto frío a una temperatura aproximada de 4 °C para evitar la descomposición gradual del agua. La mezcla permaneció un tiempo no mayor de 2 semanas en el cuarto frío. La siguiente tabla representa las características fisicoquímicas iniciales que presentaron la mezcla del Gran Canal y Río Churubusco.

Tabla 2.1. Características fisicoquímicas de la mezcla de aguas crudas

Parámetro	Valor
DQO _T (mg/L)	402
N-Amoniacal (mg/L)	55
Color Pt-Co	545
pH	7.8
Turbiedad (UTN)	169
Conductividad (mS/cm)	1.8

2.1.2 Reactivos para el ajuste del pH

Para los procesos de coagulación-floculación así como el proceso de desorción, fue necesario el ajuste de pH en el influente. Se ajustó el pH a un valor de 6 antes de realizar el proceso de coagulación-floculación. Se utilizó ácido clorhídrico grado analítico marca J.T. Baker al 36.5 – 38.0 % para disminuir el pH de la mezcla.

Para el proceso de desorción se realizó el ajuste de pH a un valor de 11 por lo que se utilizó hidróxido de sodio grado analítico marca J.T. Baker al 98.2 % de pureza.

2.1.3 Reactivos para el proceso de coagulación-floculación

En un estudio previo realizado por el Instituto de Ingeniería de la UNAM (Ramírez Zamora *et al.*, 1999) se logró determinar como el mejor coagulante y floculante respectivamente al sulfato de aluminio y un polímero zwitteriónico, debido a su alta eficiencia y menor costo, en comparación a otros reactivos.

El sulfato de aluminio $Al_2(SO_4)_3$ utilizado fue de grado industrial y la solución madre preparada tiene una concentración en por ciento en peso del 44% (440 g/L). En el estudio experimental se utilizó una dilución a partir de la solución madre de 1:5 de v/v, esto quiere decir, una concentración de 88 g/L.

El polímero zwitteriónico es un producto desarrollado en el Instituto de Ingeniería de la UNAM, de carga anfotérica y de bajo peso molecular.

2.1.4 Reactivos para el proceso de intercambio iónico

Se emplearon dos tipos de resina para el estudio de intercambio iónico, una resina natural catiónica y una resina comercial catiónica de ácido fuerte.

La zeolita natural es de tipo clinoptilolita de la zona de Etlá, Oaxaca con un tamaño aproximado de partícula de 3 mm la cual fue previamente acondicionada con cloruro de sodio para transformarla a su forma homo iónica de sodio, con el objetivo de incrementar su capacidad de intercambio iónico (Vaca-Mier *et al.*, 2001).

El procedimiento aplicado para el acondicionamiento (previamente para su uso) es el descrito por Carland y Aplan (1995), que se describe a continuación. Se lavaron aproximadamente 20 g de zeolita y se calentó con 200 mL de una solución 1 M de NaCl a 120 °C y 2 atm por 2 horas. Después de un período de enfriamiento de aproximadamente 2 horas, se filtraron las muestras y se lavaron con 250 mL de agua desionizada por triplicado. La zeolita se colocó en una estufa con una temperatura comprendida entre 50 y 60 °C por 12 horas para el proceso de secado final. Las muestras se colocaron y

etiquetaron en frascos herméticos para su uso posterior. La literatura reporta que la clinoptilolita exhibe capacidades típicas de intercambio de 3-12 kgr/pie³ (Vaca-Mier, 2001).

La resina comercial Amberlite IR-120 plus[®] es una resina intercambiadora de cationes, fuertemente ácida, tipo gel, sintética y de alta capacidad, tipo poliestireno sulfonado y se suministra en forma hidrógeno o sodio en partículas esféricas transparentes de color amarillo. La resina Amberlite IR-120 plus[®] es insoluble en todos los solventes comunes, es estable dentro del rango completo de pH y remueve hasta 30 kgr/pie³ de dureza (calculado como carbonato de calcio) cuando es regenerado con 15 libras de sal.

2.2 Sistemas y Técnicas Experimentales

En la determinación de los mejores valores de los parámetros para este tren de tratamiento experimental se llevaron a cabo diversas pruebas en reactores discontinuos para conocer así las mejores cantidades de los reactivos necesarios para las etapas de ajuste de pH, coagulación-floculación, desorción e intercambio iónico.

2.2.1 Pruebas en reactor discontinuo

2.2.1.1 Prueba de jarras

Para conocer las cantidades de reactivos necesarios para el proceso de coagulación-floculación en el tren de tratamiento, se llevó a cabo una prueba de jarras donde se determinó la mejor dosis de coagulante ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$). El efluente resultante de cada una de las diferentes dosis se caracterizó fisicoquímicamente con pruebas como color, turbiedad, DQO, los cuales son indicadores de la cantidad de contaminantes eliminados. La mejor dosis de reactivo se seleccionó considerando las mejores eficiencias de remoción de esos parámetros. Cabe mencionar, que la mejor dosis puede variar en cada muestra nueva por lo que la prueba de jarras se debe realizar al cambiar de agua residual cruda.

Es necesario realizar el ajuste de pH a un valor de 6 para el proceso de coagulación al utilizar sulfato de aluminio $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ como coagulante. Por lo tanto, para el ajuste de pH, se utilizó un potenciómetro marca Orión modelo 210 A. El acondicionamiento de pH se realizó de la siguiente manera: la mezcla de agua cruda debe retirarse del cuarto frío para que alcance la temperatura ambiente antes de comenzar con el ajuste de pH. Se coloca la

mezcla en un recipiente de 50 L y, se coloca el electrodo del potenciómetro para verificar el valor actual de pH. En base a este valor, se añaden aproximadamente 10 mL de ácido clorhídrico 1N seguido de una agitación constante del agua. Una vez que el valor de pH se ha estabilizado, se verifica nuevamente el valor y se añade otra cantidad de HCl (en caso necesario) para alcanzar el valor de pH = 6 final.

Para la prueba de jarras se utilizó el equipo Phipps & Bird modelo 7790-400 el cual consta de 6 paletas individuales, sistema de iluminación y un variador de velocidad con display que muestra las velocidades de agitación. La metodología a seguir fue la siguiente:

Se colocaron 0.5 L de la mezcla (con un pH de 6) en 6 vasos de precipitado de 1 L. Los vasos se colocaron en el equipo de prueba de jarras con una agitación constante de 80 RPM. Inmediatamente se adicionaron cantidades crecientes de sulfato de aluminio en cada vaso de precipitado, las dosis aplicadas se muestran en la tabla 2.2.

Tabla 2.2 Dosis de $Al_2(SO_4)_3$ aplicadas para la determinación de cantidades óptimas

mg de Al^{3+} para 0.5 L de mezcla	4	5	7.5	10	12.5	15
mL de Al^{3+} con una concentración de 8.8 g/L	0.29	0.36	0.54	0.72	0.9	1.08

Esta mezcla se agitó durante 30 segundos. Al finalizar este tiempo, se añadió 1 mL de floculante Zwitterionico y se disminuyó la velocidad a 30 RPM. Esta velocidad se mantuvo constante por espacio de 30 minutos. Al término de este período, se detuvo la agitación y se dejó que los flóculos sedimentaran por 30 minutos adicionales.

Para la clarificación de las aguas clarificadas por el proceso de coagulación-floculación, es necesario evaluar el tiempo de sedimentación óptimo necesario para que la mayor parte de los flóculos formados sedimenten adecuadamente. La sedimentación evita además que durante la filtración, el filtro se sature rápidamente.

Durante el estudio en las pruebas de jarras se determinó un tiempo aproximado para la sedimentación total de los flóculos de entre 30 - 45 minutos, este tiempo se determinó de manera cualitativa cuando visualmente la mayoría de los flóculos sedimentaron. Se debe

tener cuidado de no perturbar la solución para evitar que los flóculos sedimentados vuelvan a esparcirse en la solución.

El sobrenadante se separó entonces de los sedimentos y se procedió a analizarlo para determinar los valores residuales de DQO, color real y aparente, turbiedad, conductividad y nitrógeno amoniacal. La eficiencia de remoción de estos parámetros fisicoquímicos permitió seleccionar la dosis óptima de sulfato de aluminio.

Durante el tiempo que duró la experimentación, se requirió traer varias muestras de agua cruda provenientes del Gran Canal y Río Churubusco ya que el agua almacenada bajo refrigeración tiene una vida aproximada de 2 semanas antes de la descomposición gradual de la misma lo que puede afectar la composición y las cantidades de nitrógeno amoniacal contenido en la muestra. La prueba de jarras, descrita en el presente punto, se realizó con cada mezcla nueva para determinar así las mejores cantidades de reactivos ya que éstas pueden variar con cada muestra nueva.

2.2.1.2 Pruebas de desorción <air stripping>

El fenómeno de transferencia de masa trae como consecuencia la remoción de sustancias volátiles y la disolución de gases en el agua. El objetivo principal del presente estudio fue la evaluación del proceso de desorción acoplado al intercambio iónico. La desorción fue empleada principalmente para eliminar una cantidad significativa de nitrógeno amoniacal del agua residual clarificada proveniente del proceso de coagulación-floculación, la cual contiene entre 45 y 50 ppm aproximadamente de nitrógeno amoniacal. La desorción de amoníaco permitió un aumento de la duración vida útil de la resina de intercambio iónico.

El propósito de las pruebas de desorción fue la determinación del mejor pH para obtener la mayor eficiencia de remoción de nitrógeno amoniacal en el influente. Se probaron diversos valores de pH (9.5, 10.0, 10.5 y 11.0) manteniendo constantes la temperatura, los gastos de agua ($4 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}$) y de aire ($6.2 \text{ m}^3/\text{h}$).

Para elevar el pH a valores superiores a 9, se utilizó una solución de hidróxido de sodio 1 N. Para este fin, se siguió el método antes mencionado para la disminución del pH en la prueba de jarras, en este caso se adicionaron 10 mL de hidróxido de sodio en 50 L de muestra de agua cruda hasta alcanzar el valor de pH deseado.

En este estudio se utilizó una columna de pyrex (con un diámetro de 4 cm y una longitud de 120 cm) empacada con tubos rasching de vidrio y equipada con un difusor poroso de borosilicato con diámetro de poro de 15-40 μm , la altura del empaque es de 90 cm. El agua se alimentó de manera ascendente mediante una bomba peristáltica, a contracorriente con respecto al flujo de aire en la torre empacada de desorción. La torre se mantuvo totalmente inundada durante las pruebas de desorción de nitrógeno amoniacal.

Una vez que se determinó el mejor pH, se procedió a evaluar distintos flujos de aire para el proceso de desorción de nitrógeno amoniacal, manteniendo el gasto de agua constante (2 L/min) así como la temperatura (25 °C +/- 3 °C). Estas pruebas permitieron determinar el mejor valor de esta variable para la desorción de nitrógeno. A continuación se muestran, en la tabla 2.3, los gastos de aire evaluados.

Tabla 2.3 Flujos de aire evaluados en el proceso de desorción de nitrógeno amoniacal

Valores de flujos de aire (pie^3/min)	5	6	7	8	9	10
Valores de flujos de aire (m^3/h)	8.5	10.2	11.9	13.6	15.3	17.0

Temperatura cte del agua a 25 °C (+/- 3 °C)
Gasto cte. de agua: 2 L/min
pH = 11.0

Las muestras obtenidas del efluente correspondientes a los distintos valores de flujo de aire se tomaron entre 20 y 30 minutos después de variar el flujo de aire para así permitir la estabilización del sistema de aireación. Posteriormente, se realizó la determinación del contenido de nitrógeno amoniacal, contenido en el efluente.

Cabe mencionar que se realizaron duplicados de cada prueba, utilizando por consecuencia dos muestreos diferentes con aguas crudas de concentración inicial de nitrógeno amoniacal diferentes. Posteriormente, se obtuvieron muestras del efluente para determinar la concentración de nitrógeno amoniacal correspondientes a cada valor de pH.

2.2.1.3 Pruebas de Intercambio Iónico

El efluente del proceso de desorción se trató posteriormente con intercambio iónico. Se evaluaron dos tipos de resinas de intercambio iónico, la resina comercial IR-120 plus® de Rohm & Hass y una resina natural zeolita de tipo clinoptilolita. Con los resultados de estas pruebas, se determinaron las mejores condiciones de operación (tipo de resina, tiempo de contacto de lecho vacío) a aplicar en régimen continuo.

Las pruebas de intercambio iónico se realizaron en laboratorio utilizando 2 mini-columnas de 1 cm de diámetro y 20 cm de altura, construidas en pyrex. Estos sistemas contaban con tapas roscadas en sus extremos con orificios para la inserción de la tubería de entrada y salida del agua para tratamiento. Estas mini-columnas se empacaron respectivamente con 20 g de zeolita y 20 g de resina comercial utilizando fibra de vidrio como medio de soporte. El influente se acondicionó a pH = 7 (valor reportado como el óptimo para remover nitrógeno amoniacal (Sheng y Chang, 1996), para posteriormente alimentarse de manera ascendente mediante una bomba peristáltica marca Cole Parmer modelo 7553-80 con capacidad de 10-100 RPM. La siguiente figura 2.2 ilustra el sistema experimental utilizado.

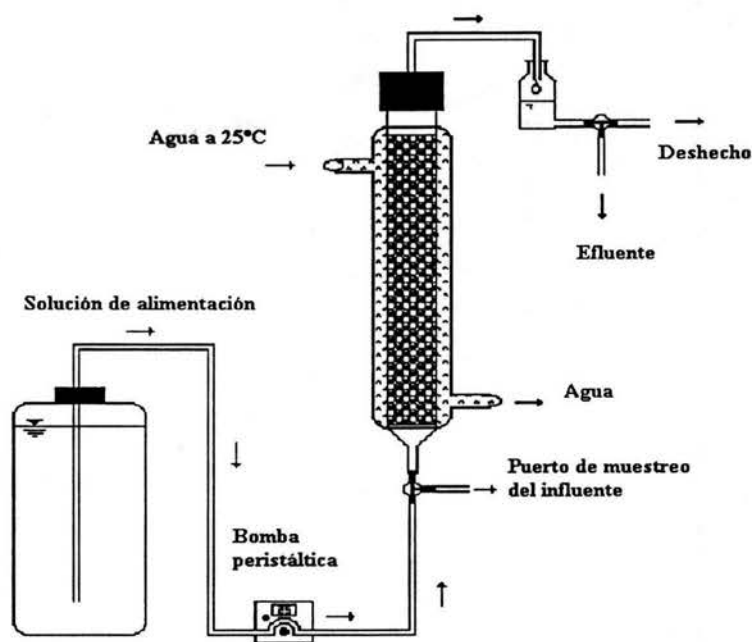


Figura 2.2 Dispositivo experimental utilizado en las pruebas de intercambio iónico

Con las pruebas de intercambio iónico en reactor discontinuo para cada una de las resinas, se logró identificar los tiempos de contacto de lecho vacío a utilizar en las pruebas en reactor continuo para la determinación del punto de ruptura y la influencia de la regeneración en las resinas de intercambio iónico.

2.2.2 Pruebas en Reactor Continuo: Unidad prototipo de tratamiento

Con la información obtenida en las pruebas de reactor discontinuo, se realizaron diversas pruebas utilizando un tren de tratamiento las cuales ayudaron a determinar la comparación de las dos resinas de intercambio iónico.

Para la evaluación de los procesos de desorción e intercambio iónico para eliminar amoníaco contenido en aguas residuales tratadas se determinó que era necesario una cantidad considerable de efluente (agua residual clarificada) para realizar el estudio, por lo que se llegó a la conclusión de utilizar un proceso en continuo con la ayuda de un tren de tratamiento a la escala de laboratorio con un flujo de 4 L/h.

Después de determinar las mejores condiciones de operación de la desorción y del intercambio iónico, estos sistemas se acoplaron a un tren de tratamiento experimental con el fin de probarlos en un sistema a régimen continuo. El tren de tratamiento experimental se instaló provisionalmente en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental de la División de Estudios de Postgrado de la Facultad de Ingeniería (DEPFI).

A continuación se describe de manera detallada los elementos que componen el tren de tratamiento experimental en régimen continuo, las dimensiones de cada elemento que conforma el tren se presentan en la figura 2.3.

2.2.2.1 Componentes de la unidad prototipo de tratamiento

- ♦ **Tanque de alimentación:** Es un recipiente de aproximadamente 250 L con un sistema de mezclado lento (15 RPM), se utilizó para almacenar la mezcla de agua cruda, mantener la mezcla homogénea durante la alimentación del influente y modificar el pH a un valor de 6 al inicio del proceso. La mezcla se alimentó a un reactor de mezclado rápido a través de una bomba peristáltica a un flujo de 4 L/h.
- ♦ **Reactor de mezclado rápido:** El material de este reactor es de vidrio pyrex con un volumen aproximado de 100 mL. Tiene cuatro entradas y una salida, todas con tapas roscadas en sus extremos y con orificios para la inserción de la tubería de entrada y salida del agua. En una de las entradas laterales, se ajustó un dispositivo de vidrio que permitió la alimentación simultánea del agua cruda (proveniente del tanque de alimentación) de los reactivos de coagulación-floculación, los cuales se dosificaron a través de una bomba peristáltica con un flujo de 1 mL/min cada uno. Con los resultados obtenidos en la determinación de la dosis óptima de sulfato de aluminio y polímero zwitteriónico (1.2 mL de sulfato de aluminio y 1 mL de zwitteriónico por cada litro de agua cruda) se diluyeron 80 mL de la disolución de sulfato de aluminio 1:5 v/v y 66.67 mL de polímero zwitteriónico en 1 L de agua destilada de acuerdo al flujo continuo que utiliza el tren experimental de 4 L/h (66.67 mL/min).

El reactor es mezclado por un agitador magnético que realiza la mezcla rápida con una velocidad de 80 RPM (+/- 10%). La mezcla de agua cruda y los reactivos de coagulación-floculación tienen un tiempo de residencia en el reactor de 1.5 min.

- ◆ **Reactor de mezclado lento:** Este reactor es un recipiente de vidrio pyrex con un volumen de 2 L y con una entrada en la parte inferior del reactor y una salida en la parte superior. Contiene un agitador de paleta con motor eléctrico y un variador de voltaje para regular la velocidad de agitación a 30 RPM (+/- 10%). La mezcla de agua cruda con los reactivos de coagulación y floculación provenientes del reactor de mezclado rápido tienen un tiempo de residencia en este reactor de 30 minutos. El agua clarificada y los flocos formados son transportados por la tubería de salida superior hacia el sedimentador.

- ◆ **Sedimentador:** La columna de sedimentación consta de un recipiente cilíndrico de vidrio con un volumen de 2.5 L, el agua entra por la parte inferior del sedimentador a través de un embudo invertido que direcciona el agua hacia el fondo del sedimentador y evita que los flocos se eleven. El sedimentador tiene una salida en la parte superior para el agua clarificada y una salida en la parte inferior para retirar los lodos acumulados. El tiempo de residencia del agua en la columna de sedimentación es de 37.5 minutos.

- ◆ **Filtro de arena:** La filtración tiene como objetivo eliminar los flocos no sedimentados en la solución. El sistema de filtración consta de un recipiente cilíndrico vertical de vidrio con un volumen de 5 L y el cual contiene en el interior un disco de borosilicato en la parte inferior para sostener aproximadamente 80 cm de arena. El filtro se empacó con arena de aproximadamente 0.1 mm de diámetro. El agua clarificada se alimentó por la parte superior para obtener la filtración por gravedad.

- ◆ **Sistema de adsorción:** El sistema de adsorción se utilizó en el presente estudio experimental para disminuir la concentración de detergentes. La presencia de detergentes en el agua residual clarificada (sin desorción) provoca grandes cantidades de espuma durante el proceso posterior de desorción (aireación) lo que ocasiona problemas de operación.

Para el sistema de adsorción se utilizó una columna cilíndrica de vidrio con tapas roscadas en sus extremos con orificios para la inserción de la tubería de entrada y salida del agua. La columna presenta una altura de 27 cm, un diámetro de 3 cm y un

volumen de 0.19 cm^3 . El sistema se empacó con aproximadamente 90 g de CAG (lecho de 20 cm) con un tamaño de partícula de 1.1 mm, utilizando una malla de metal como medio de soporte. El agua se alimentó por la parte inferior de forma ascendente en la columna mediante una bomba peristáltica. El tiempo de contacto de lecho vacío es de aproximadamente 2 min.

- ◆ **Reactores de ajuste del pH:** Los dos reactores de ajuste del pH tienen las mismas características al reactor de mezclado rápido. El agua se alimenta en la parte inferior del reactor y se dosifica hidróxido de sodio o ácido clorhídrico para elevar o disminuir el pH respectivamente. Estos reactores se utilizaron para aumentar el pH a un valor de 11 para el proceso de desorción o aireación y posteriormente se disminuyó el pH a un valor de 7 para el proceso de intercambio iónico. Son agitados por un sistema de agitación magnética. Ambos reactores contienen un electrodo para verificar el pH en el interior del reactor.
- ◆ **Sistema de desorción:** El sistema de aireación consta de una columna de vidrio con una altura de 120 cm, un diámetro de 4 cm y un volumen de 1.5 litros, el agua tiene un tiempo de residencia en esta columna de 23 min. En la parte superior cuenta con una tapa roscada con orificio donde se inserta un difusor poroso de borosilicato con diámetro de poro de 15-40 μm que se deposita en el fondo de la columna. La columna está empacada con tubos de vidrio de tipo rasching de 1 cm de largo con una altura de 90 cm.

El agua se alimenta en la parte superior de la columna y la salida es por la parte inferior (por debajo del difusor de aire) por lo que el agua se alimenta a contracorriente con respecto al aire. El sistema de desorción contiene un flujómetro de aire con capacidad de hasta $12 \text{ pie}^3/\text{min}$ ($20.4 \text{ m}^3/\text{h}$). El aire con amoníaco se extrae en la parte superior por dos salidas las cuales van conectadas a dos lavadores con ácido clorhídrico 1 N para neutralizar el amoníaco, el ácido contiene un indicador (fenolftaleína) que cambia de color al reaccionar totalmente con el amoníaco por lo que es un indicativo de cuándo debe cambiarse la solución ácida.

Sistema de intercambio iónico: El sistema cuenta con 2 mini-columnas de 1 cm de diámetro y 20 cm de altura, construidas en pyrex. Estas mini-columnas se empacaron respectivamente con 20 g de zeolita y 20 g de resina comercial utilizando fibra de vidrio como medio de soporte. El influente se acondicionó a pH = 7 (valor reportado en literatura como óptimo para remover nitrógeno amoniacal por intercambio iónico: Lahav y Green, 1998, para posteriormente alimentarse de manera ascendente mediante una bomba peristáltica.

La siguiente figura 2.3, ilustra el tren de tratamiento experimental utilizado en las pruebas en reactor continuo.

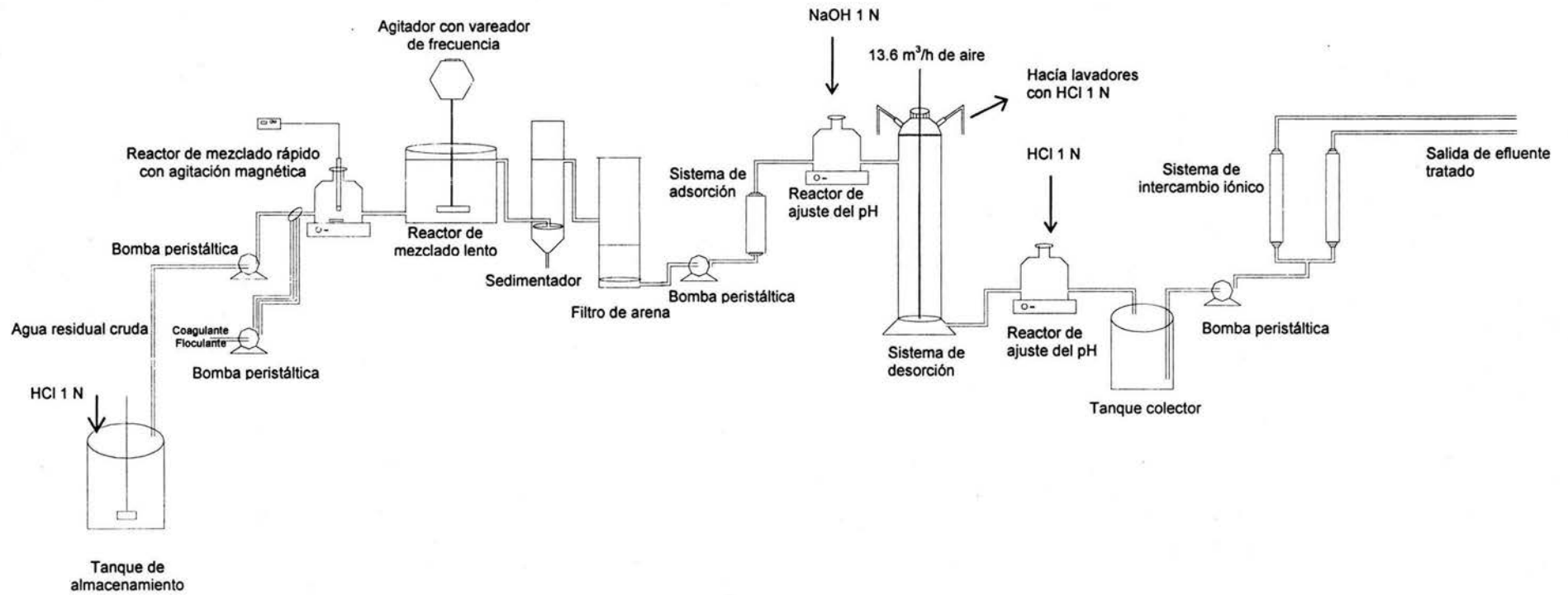


Figura 2.3. Unidad prototipo de tratamiento: Tren experimental a régimen continuo

2.2.2.2 Pruebas de desorción <air stripping> en reactor continuo

Las pruebas de desorción de nitrógeno amoniacal en el tren de tratamiento tuvieron como objetivo el estudio del comportamiento de desorción bajo un régimen continuo. Debido a las limitantes en el flujo de aire que se tenía en el laboratorio, donde se realizó el estudio experimental, el flujo de aire se mantuvo constante a un valor de 8 pie³/hr (13.6 m³/h). La concentración de nitrógeno amoniacal en el agua a la salida de la columna de adsorción por carbón activada, presentó un valor de 50 ppm (+/- 5 ppm) por lo que la columna de desorción tuvo la capacidad de eliminar la concentración inicial hasta un valor de entre 22 y 24 ppm de nitrógeno amoniacal, concentración que se utilizó como inicial en las pruebas de intercambio iónico.

2.2.2.3 Pruebas de intercambio iónico en reactor continuo

Para las pruebas de intercambio iónico en reactor continuo, el estudio experimental se dividió en dos partes: determinación del punto de ruptura y regeneración de ambas resinas. A continuación se describen ambos estudios experimentales.

Determinación del punto de ruptura

Las pruebas se realizaron alimentando de manera paralela las columnas empacadas con resina y la otra con zeolita para asegurar una misma calidad del influente, que presentó una concentración inicial de nitrógeno amoniacal de entre 22 y 24 ppm (proveniente del proceso de aireación).

El agua se alimentó a distintos flujos para simular los tiempos de contacto de lecho vacío de 3, 6, 8 y 10 minutos hasta la completa saturación de la resina de intercambio. Debido a la menor capacidad de intercambio de la clinoptilolita, se simuló un tiempo de contacto adicional de 30 minutos. El gasto de agua alimentada fue de 8.33, 4.17, 3.12 y 2.5 mL/min respectivamente. A intervalos regulares de una hora de tiempo de operación de las mini-columnas, se tomaron muestras del efluente para determinar, posteriormente, el contenido de nitrógeno amoniacal.

Influencia de la regeneración de resinas de intercambio iónico

Otro factor importante en la comparación de dos tipos de resina, es la eficiencia de remoción que conservan cada una de las resinas de intercambio iónico después de varios procesos de regeneración de la misma, esto es, que tanto disminuye la eficiencia de una resina con el uso.

Para esta determinación, se utilizó un tiempo de contacto de 30 min para la zeolita y un tiempo de contacto de 8 min para la resina comercial. Los tiempos de contacto para ambas resinas se seleccionaron aplicando el criterio de tener curvas similares de remoción en función de los datos entre ambos materiales. Los datos de la regeneración para ambas resinas se describen a continuación:

Regeneración resina natural Clinoptilolita

RETROLAVADO – 5 gal/pie³/min (40 VR/h)
CONCENTRACIÓN DEL REGENERANTE — 10% NaCl.
FLUJO REGENERANTE — 1.0 gal/pie³/min (8 VR/h).
FLUJO DE ENJUAGUE — Inicialmente igual al flujo de regenerante, después puede aumentarse a 1.5 gal/pie³/min (12 VR/h)

Para una masa de clinoptilolita de 20 g que ocupa un volumen de 25 cm³ (0.00088 pie³), se tienen los siguientes gastos:

Tabla 2.4 Gastos necesarios para la regeneración de la resina natural Zeolita

	tiempo (min)	Q Gasto (mL/min)
Retrolavado	15	17.25
Regenerante (NaCl 10%)	15	3.45
Enjuague lento	10	3.45
Enjuague rápido	35	5.2

Regeneración Resina Comercial IR-120 plus®

RETROLAVADO – 5 gal/pie³/min (40 VR/h)
CONCENTRACIÓN DEL REGENERANTE — 10% HCl.
FLUJO REGENERANTE — 1.0 gal/pie³/min (8 VR/h).
FLUJO DE ENJUAGUE — Inicialmente igual al flujo de regenerante, después puede aumentarse a 1.5 gal/pie³/min (12 VR/h)

Para una masa de resina comercial IR-120 plus® de 20 g que ocupa un volumen de 25 cm³ (0.00088 pie³), se tienen los siguientes gastos:

Tabla 2.5 Gastos necesarios para la regeneración de la resina comercial IR-120 plus®

	tiempo (min)	Q Gasto (mL/min)
Retrolavado	15	17.25
Regenerante (HCl 10%)	15	3.45
Enjuague lento	10	3.45
Enjuague rápido	35	5.2

2.3 Técnicas Analíticas

La determinación de los parámetros fisicoquímicos: temperatura, pH, DQO, color, turbiedad, conductividad, sólidos y nitrógeno amoniacal se realizaron de acuerdo a las técnicas estipuladas en el Standard Methods for the Analysis of Water and Wastewater (APHA *et al*, 1998). Ver Anexo I "Pruebas Fisicoquímicas" para más detalles acerca de las técnicas analíticas empleadas.

Capítulo 3. Resultados y Discusión

En este capítulo se muestran los resultados obtenidos particularmente para remover nitrógeno amoniacal por los procesos de desorción e intercambio iónico en las pruebas preliminares y las del tren de tratamiento a régimen continuo. En este capítulo se presenta también, la discusión de los resultados obtenidos.

3.1 Prueba de Jarras

Los resultados obtenidos en la prueba de jarras ayudaron a determinar la mejor dosis de sulfato de aluminio para el pretratamiento por coagulación-floculación de la mezcla de aguas residuales crudas provenientes del Gran Canal y Río Churubusco.

La tabla 3.1 muestra los resultados obtenidos correspondientes a diferentes dosis de sulfato de aluminio aplicadas, para la determinación de la mejor dosis de reactivo a utilizar para el proceso de coagulación.

Tabla 3.1 Resultados de las características fisicoquímicas del agua residual cruda tratada con diferentes dosis de sulfato de aluminio

Parámetro	Valores iniciales	mg de Al ³⁺ para 0.5 L de mezcla					
		4	5	7.5	10	12.5	15
DQO _T (mg/L)	402	352	298	185	126	135	141
N-Amoniacal (mg/L)	55	46.8	47.9	45.8	46.2	47.1	46.0
Color (U Pt-Co)	545	435	302	85	56	76	69
pH	7.8	6.2	6.2	6.3	6.5	6.3	6.2
Turbiedad (UTN)	169	156.1	63.0	25.3	11.3	15.9	14.5
Conductividad (mS/cm)	1.8	4.4	4.3	4.4	4.2	4.2	4.1

Cabe mencionar que las muestras de agua residual cruda se colectaron en la época de estiaje en la Ciudad de México, por lo que la concentración de contaminantes es relativamente elevada. Estos parámetros se seleccionaron como los principales indicadores de la eficiencia de remoción del proceso de coagulación-floculación. En efecto, los valores de los parámetros analizados son similares a los reportados para aguas residuales de fuerza media (Metcalf y Eddy, 1996). Un análisis cualitativo de las características fisicoquímicas cuantificadas nos permite determinar que la mejor dosis es 10 mg Al³⁺/0.5 L debido a que a dosis menores los valores de estos parámetros son

significativamente mayores y, a dosis superiores estos parámetros no disminuyen, al contrario aumentan lo que significa una sobredosificación del coagulante.

En las figuras 3.1(a) a 3.1(d), se representan respectivamente los porcentajes de remoción de DQO_T, Nitrógeno Amoniacal, Color y Turbiedad para las diferentes dosis de sulfato de aluminio utilizadas durante la determinación de la mejor dosis de este reactivo.

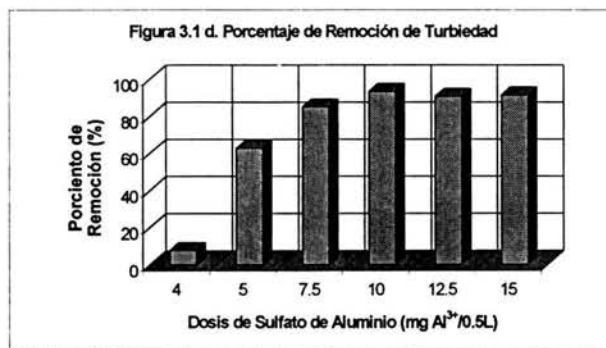
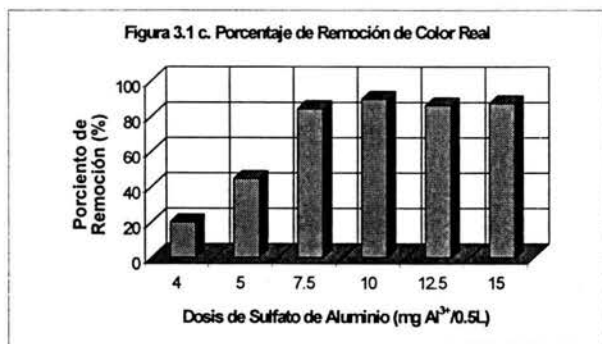
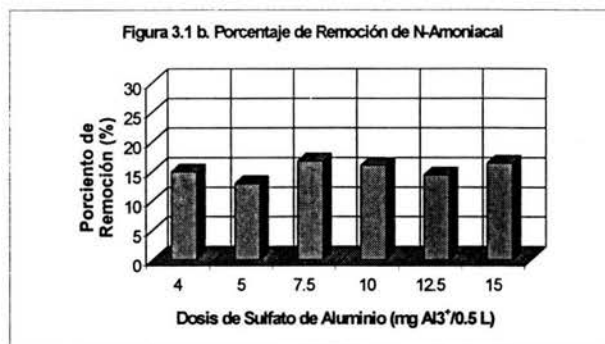
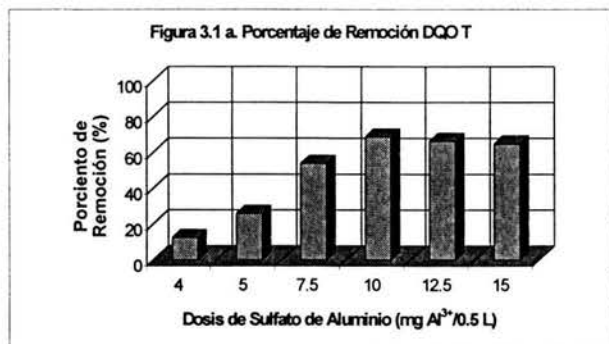


Figura 3.1 Porcentajes de DQO_T, Nitrógeno-Amoniacal, Color Real y Turbiedad para la determinación de la mejor dosis de sulfato de aluminio.

En estas figuras se observa que el mayor porcentaje de remoción se obtiene a partir de una dosis de 10 mg de Al³⁺/0.5 L. Con base en los valores residuales (Tabla 3.1) y los porcentajes de remoción de los parámetros fisicoquímicos cuantificados (Figuras 3.1), como la mejor dosis para el proceso de coagulación. Cabe mencionar, que en todas las pruebas se empleó una dosis óptima de 0.5 mL de la solución de floculante Zwitteriónico (C₀ = 100 mg/L) para los 0.5 L de muestra, correspondiente a una dosis de 0.1 mg/L. Esta dosis se determinó en un estudio anterior (Ramírez Zamora *et al.*, 1999).

Al analizar la figura 3.1 b "Porcentaje de remoción de nitrógeno amoniacal" se puede constatar de manera cualitativa que la concentración de nitrógeno amoniacal se mantiene constante a través de las diferentes pruebas al variar la dosis de sulfato de aluminio. Este resultado es consistente con lo reportado en literatura, en la que se establece que el contenido de nitrógeno amoniacal debe ser removido por un proceso secundario o terciario, es decir, este contaminante no es removido por los procesos primarios de coagulación y floculación.

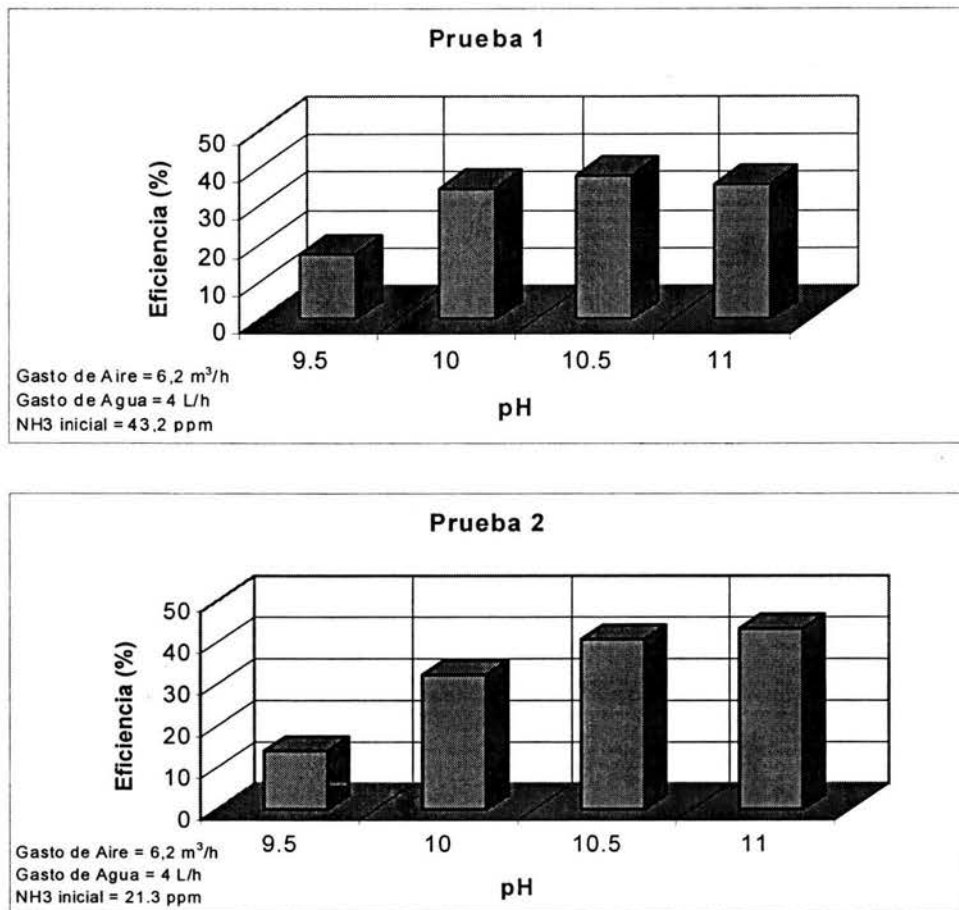
3.2 Pruebas de Desorción <air stripping>

Una vez seleccionada la mejor dosis de sulfato de aluminio, el estudio se enfocó a la eliminación de nitrógeno amoniacal mediante el proceso de desorción en reactor discontinuo. A continuación se muestran los resultados obtenidos durante la determinación del mejor pH para remover este contaminante, por el método de desorción. El intervalo de pH evaluado fue de 9.5 a 11.0, estos valores se seleccionaron con base en lo reportado en la bibliografía (Metcalf y Eddy, 1996). La metodología empleada es descrita en el Capítulo 2. De igual manera, se presentan los resultados obtenidos al variar el gasto de aire manteniendo el gasto de agua constante.

3.2.1 Influencia del pH en el proceso de desorción de nitrógeno amoniacal

Las eficiencias de remoción de nitrógeno amoniacal se representan de forma gráfica (figuras 3.2a y 3.2b), para evaluar la influencia del pH y seleccionar el mejor valor de este parámetro. Las pruebas se realizaron manteniendo el gasto de aire ($6.2 \text{ m}^3/\text{h}$), el gasto de agua (4 L/h) y la temperatura ($25 \text{ }^\circ\text{C}$) constantes. La prueba se realizó por duplicado, empleando para la prueba 2 una concentración 50 % menor que la empleada en la prueba 1.

Al comparar estas gráficas, se observa, que bajo condiciones experimentales similares de flujos de aire y de agua, pero con diferentes concentraciones iniciales de amoníaco, se obtienen eficiencias de remoción similares. Lo anterior parece indicar que la concentración inicial de amoníaco no tiene influencia sobre las concentraciones de amoníaco que se obtienen en cada fase al equilibrio. Por otra parte, también se observa que el mejor pH de remoción es 10 en ambos casos.



Figuras 3.2 Eficiencias de Remoción de Amoníaco por desorción con aire <air stripping> variando el valor del pH

A pesar de que la concentración inicial de amoníaco fue diferente en cada una de las dos pruebas realizadas, se puede observar en las figuras 3.2a) y 3.2b), una tendencia similar en la eficiencia de remoción, con respecto a los diferentes valores de pH probados. Lo anterior, se debe probablemente al equilibrio que se establece entre cada fase.

Por otra parte, estos resultados indican que a partir de un valor de pH igual a 10.5 la eficiencia no aumenta significativamente con un aumento de este parámetro. Con base en estos resultados se puede determinar que, en el caso presente, el mejor valor de pH es 11¹ para remover nitrógeno amoniacal mediante el proceso de desorción. Las eficiencias obtenidas fueron 40% - 43.5% respectivamente para cada prueba, en las

¹ El pH de la solución debe elevarse a valores arriba de 10 para obtener la forma no iónica del amoníaco el cual es altamente volátil (Mc Cabe *et al.*, 1976).

condiciones de operación aplicadas. Las cifras específicas de los resultados de estas pruebas se ilustran en el anexo A.

3.2.2 Influencia del flujo de aire en el proceso de desorción de nitrógeno amoniacal

Una vez determinado el mejor pH (pH = 11), se estudió la influencia del gasto de aire alimentado a la torre de desorción sobre la remoción de nitrógeno amoniacal, manteniendo constantes el flujo de agua de (2 L/h), la temperatura (25 °C) y el pH (11) y la torre parcialmente inundada (15%). En la Figura 3.3 se muestran los resultados para las dos pruebas que se realizaron, bajo las condiciones de operación mencionadas. Estas pruebas se realizaron manteniendo la torre de aireación parcialmente inundada.

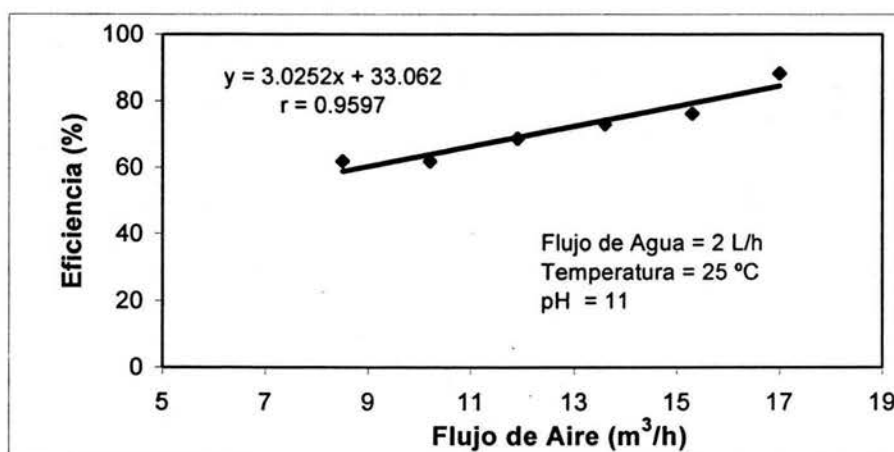


Figura 3.3 Determinación del mejor gasto de aire en las pruebas de desorción

Los resultados fieles de estas pruebas se presentan en el anexo A. Con base en la figura 3.3, se puede observar la tendencia de la eficiencia de remoción de nitrógeno amoniacal, al variar el flujo de aire. Esta gráfica muestra que la remoción de amoníaco aumenta de manera casi lineal con respecto al flujo de aire ($r = 0.9597$), en el intervalo de flujos de aire evaluados, por lo que es posible predecir, en un momento dado, la cantidad de aire necesario a alimentar a la torre, con base en la eficiencia que se espera obtener. Sin embargo, entre mayor sea el flujo de aire que se utilice, existirán mayores problemas operacionales y el costo del servicio de aire se elevará.

A continuación en la tabla 3.2, se pueden observar los resultados obtenidos en la desorción de amoníaco, manteniendo la torre completamente inundada.

Tabla 3.2 Comparación de resultados en la desorción de amoníaco operando la torre parcial y completamente inundada (pH = 11)

a) Torre parcialmente inundada

Gasto de aire = 13.6 m ³ /h Gasto de agua = 2 L/h	Gasto de aire = 17 m ³ /h Gasto de agua = 2 L/h
NH ₃ inicial = 47.9 ppm NH ₃ final = 13 ppm Eficiencia = 61.8 %	NH ₃ inicial = 47.9 ppm NH ₃ final = 5.6 ppm Eficiencia = 88.3 %

b) Torre completamente inundada

Gasto de aire = 13.6 m ³ /h Gasto de agua = 4 L/h	Gasto de aire = 13.6 m ³ /h Gasto de agua = 2 L/h	Gasto de aire = 17 m ³ /h Gasto de agua = 2 L/h
NH ₃ inicial = 56 ppm NH ₃ final = 19.5 ppm Eficiencia = 65.2 %	NH ₃ inicial = 56 ppm NH ₃ final = 10.5 ppm Eficiencia = 81.3 %	NH ₃ inicial = 56 ppm NH ₃ final = 5.8 ppm Eficiencia = 89.6 %

Como se puede observar en la tabla 3.2, la eficiencia de desorción de amoníaco, manteniendo la torre completamente inundada, es similar en ambos casos, por lo que el porcentaje de inundación de la torre tampoco influye sobre la eficiencia de desorción de este contaminante. De acuerdo a (Mc Cabe *et al.*, 1987), no es adecuado operar con una torre en la condición de inundación, debido a que con esto se tendría una operación pobre del equipo.

3.3 Pruebas de Intercambio iónico

De acuerdo con las recomendaciones de Beler y Acka (1997), se requieren realizar pruebas en laboratorio para definir los valores de las variables fundamentales del proceso. Uno de los principales parámetros de operación a definir es el valor mínimo del tiempo de contacto de lecho que asegure la calidad requerida en el efluente, pero que simultáneamente sea factible desde el punto de vista económico.

De acuerdo con las recomendaciones de Beler y Acka (1997), se recomienda tiempos de contacto de lecho vacío de 3, 5, 8 y 10 minutos para el tratamiento de aguas naturales mediante el proceso de intercambio iónico. En este caso, debido a que se tiene un agua residual pretratada con altos contenidos de nitrógeno amoniacal (22 mg/L), fue necesario realizar pruebas preliminares para verificar si un tiempo mínimo de 3 minutos podía permitir una remoción adecuada de este contaminante.

3.3.1 Pruebas preliminares de intercambio iónico

En primera instancia se realizaron pruebas preliminares de intercambio iónico en reactor discontinuo, utilizando simultáneamente y de manera separada la clinoptilolita y la resina comercial IR-120 plus (marca Rohm & Haas), para determinar el tiempo de lecho vacío (EBCT) mínimo a evaluar. El tiempo máximo evaluado fue de 30 minutos. El efluente del proceso de desorción tratado bajo las mejores condiciones de operación (pH = 11; flujo de aire = 17 m³/h), se utilizó para alimentar la columna de intercambio iónico. En estas pruebas se utilizaron 25 mL de volumen de lecho de resina. Considerando el volumen de la resina, el flujo de influente para simular un tiempo de contacto de 3 minutos, fue de 8.33 mL/min.

Las figuras 3.4 y 3.5 ilustran, respectivamente para la clinoptilolita y la resina IR-120 plus, los resultados de concentración residual de nitrógeno amoniacal a diferentes intervalos de tiempo de muestreo la salida de la columna de intercambio.

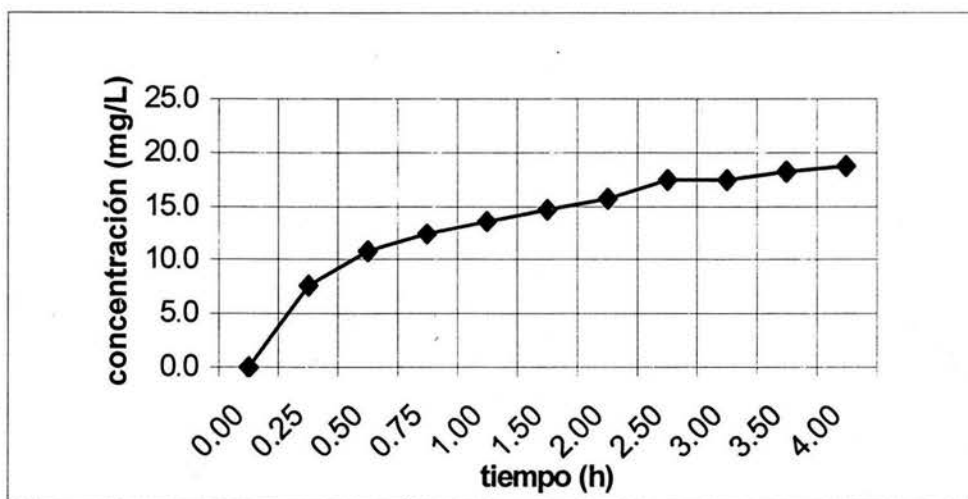


Figura 3.4 Pruebas preliminares de intercambio iónico con la zeolita clinoptilolita (NH₄⁺ inicial: 22.5 mg/L; pH = 7).

En ambas figuras se puede observar que para el tiempo de contacto simulado (3 minutos) se obtiene una remoción significativa (50-100%), en un tiempo relativamente largo (2.5 h).

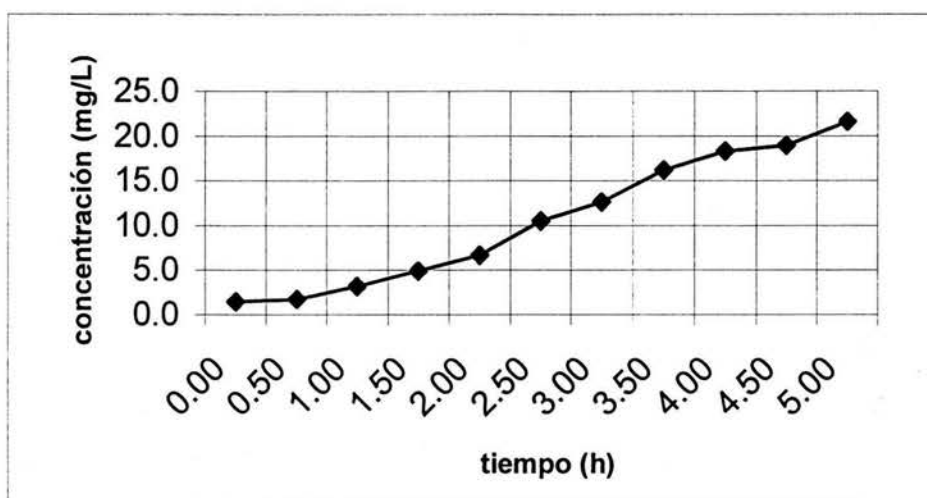


Figura 3.5 Pruebas preliminares de intercambio iónico con la resina comercial IR-120plus (NH_4^+ inicial: 22.5 mg/L; pH = 7).

Con base en estos resultados preliminares se pudo determinar que ambos sistemas pueden ser estudiados con tiempos de contacto iguales o superiores a 3 minutos como mínimo. Con estos resultados se tomó la decisión de utilizar tiempos de contacto de 3, 6, 8 y 10 minutos y, en el caso de la resina natural, se agregó un tiempo de 30 minutos, para determinar la influencia de este parámetro así como el valor que permitiera obtener la mayor eficiencia de remoción de nitrógeno amoniacal.

3.3.2 Influencia del tiempo de contacto de lecho vacío sobre la eficiencia de remoción de nitrógeno amoniacal

Se realizaron pruebas para determinar la influencia del tiempo de contacto de lecho vacío y para seleccionar el mejor valor de este parámetro, que permita la mayor remoción de nitrógeno amoniacal, y que de manera simultánea sea factible desde el punto de vista económico. En estas pruebas se utilizaron 20 g de clinoptilolita y 20 g de resina comercial (IR 120 plus). Para simular los tiempos de contacto de lecho vacío de 3, 6, 8 y 10 minutos para cada una de las resinas, se varió el flujo del influente de 8.33 a 2.5 mL/min. A continuación se muestran las curvas de ruptura obtenidas para cada una de las resinas de intercambio iónico (Figura 3.6a y 3.6b).

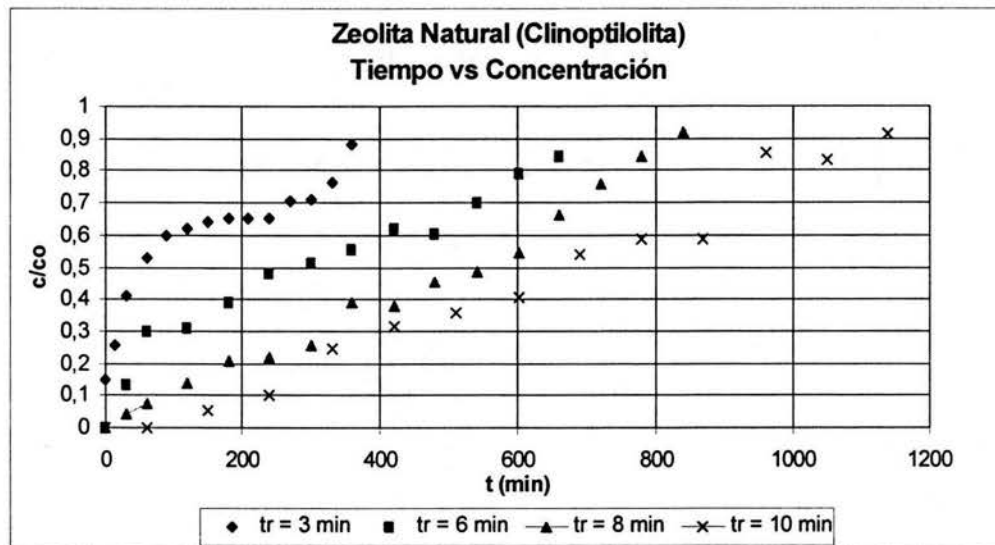


Figura 3.6a Curvas de ruptura para la remoción de nitrógeno amoniacal con zeolita natural (clinoptilolita) para tiempos de contacto de 3, 6, 8 y 10 min.

Como era esperado, el tiempo requerido para alcanzar la saturación aumenta con un incremento del tiempo de contacto, lo que representa que el utilizar un tiempo de contacto alto puede ser benéfico para extender el tiempo de servicio de la resina. Además de los tiempos de contacto antes mencionados, se realizó una prueba para un tiempo de contacto de 30 minutos. En la siguiente gráfica 3.6b, se puede observar un comportamiento similar a la resina comercial IR-120 plus, esto quiere decir, que se observa al inicio del proceso una remoción del 100% durante un período definido de tiempo.

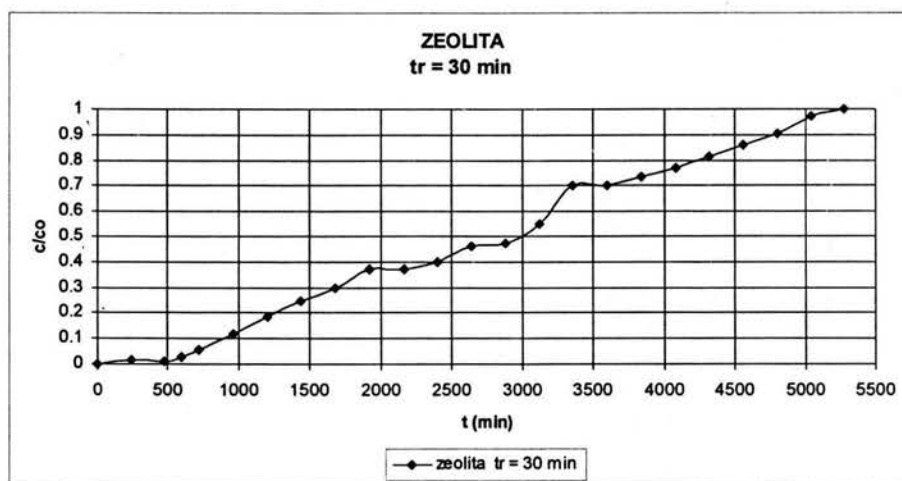


Figura 3.6b Curva de ruptura para la remoción de nitrógeno amoniacal con zeolita natural (clinoptilolita) para un tiempo de contacto de 30 min.

Ambas resinas muestran comportamientos diferentes. En el caso de la resina comercial IR-120 plus, para todos los tiempos de contacto evaluados (3, 6, 8 y 10 min), se puede observar que, durante los primeros minutos de operación, la resina remueve totalmente la concentración de nitrógeno amoniacal (fig. 3.7). Esto quiere decir, que la concentración se mantiene en 0 ppm por un período definido de tiempo, posteriormente la resina comienza a saturarse paulatinamente hasta llegar al agotamiento total. Este comportamiento sólo se aprecia en la clinoptilolita para el caso de un tiempo de contacto de 10 minutos y, sólo por un breve período de tiempo. En el caso de un tiempo de contacto de 30 minutos, este comportamiento puede observarse por un período más prolongado. Sin embargo debe considerarse que, al ser un tiempo de contacto tan largo, el flujo de trabajo debe ser significativamente menor a los demás tiempos.

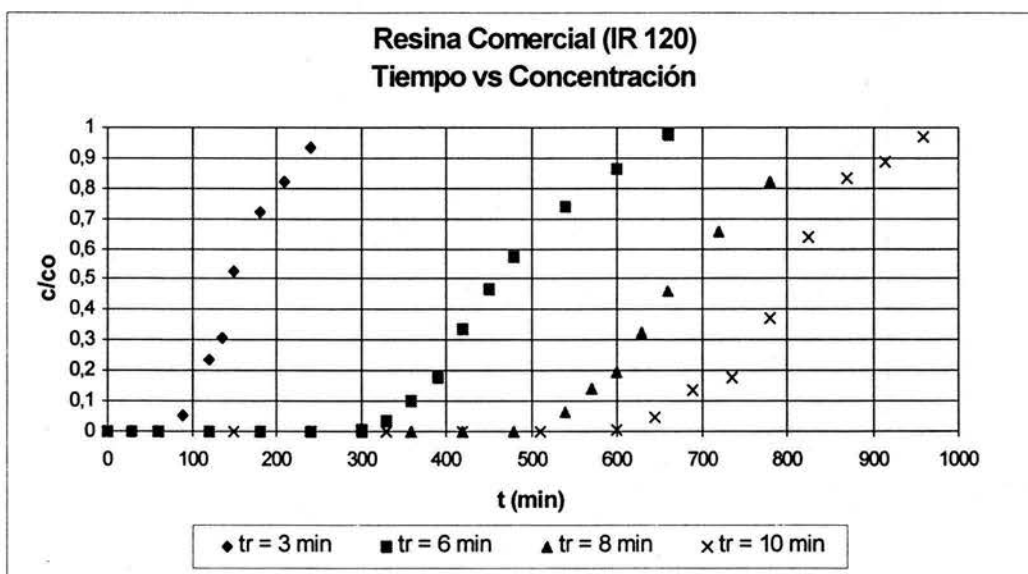


Figura 3.7 Curvas de ruptura para la remoción de nitrógeno amoniacal con resina comercial (IR 120) para tiempos de contacto de lecho vacío de 3, 6, 8 y 10 min.

El comportamiento antes mencionado es una ventaja que tiene la resina comercial sobre la natural ya que en la práctica nos interesa remover por completo la concentración de nitrógeno amoniacal, además de tratar el mayor flujo posible. Por otra parte, esta resina permitiría predecir mejor el tiempo mínimo de regeneración. Considerando la normatividad existente (EPA, 1992), para reuso o reutilización de aguas residuales

empleadas para la inyección o recarga artificial de acuíferos (0.5 ppm de nitrógeno amoniacal), cualquiera de estos tiempos permite alcanzar este valor límite, sin embargo, es necesario realizar una estimación de costos involucrados para seleccionar la mejor opción. En base a las figuras 3.6 y 3.7, se seleccionó un tiempo de contacto de 8 minutos para el caso de la resina como tiempo de contacto óptimo para la remoción de nitrógeno amoniacal.

A continuación se presenta en la figura 3.8 una comparación entre ambas resinas de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 minutos utilizando la capacidad de intercambio iónico por volumen (CI/vol) de resina empleada a través del tiempo.

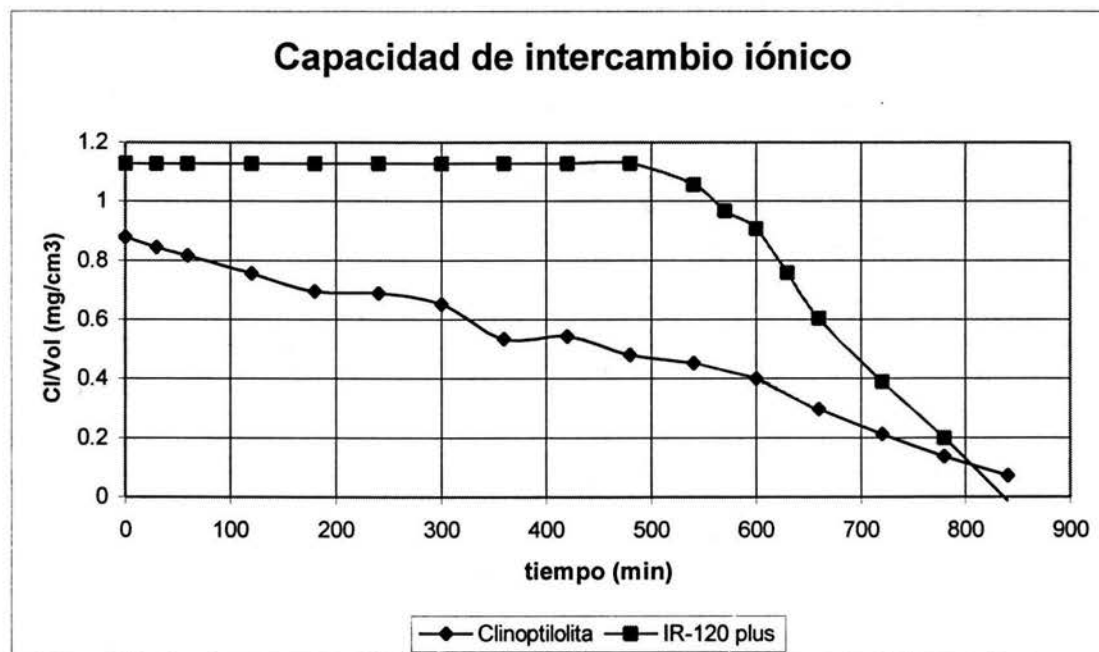


Figura 3.8 Capacidad de intercambio iónico (mg/cm³) por volumen de resina empleada sobre tiempo para un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 min

3.3.3 Influencia de la regeneración de resinas de intercambio iónico

Como se describió en el capítulo 2, para esta determinación se utilizó un tiempo de contacto de 30 minutos para el caso de la clinoptilolita y un tiempo de contacto de 8 minutos para la resina comercial. Estos tiempos de contacto para ambas resinas se seleccionaron aplicando el criterio de tener curvas similares de remoción en función de los datos entre ambos materiales.

A continuación la figura 3.9 muestra los resultados obtenidos al realizar 6 regeneraciones continuas a la resina natural zeolita tipo clinoptilolita y 10 regeneraciones continuas realizadas a la resina comercial IR-120 plus de Rohm & Haas. Esta prueba es una ayuda más para determinar la mejor factibilidad entre ambas resinas ya que debe existir poca disminución en la eficiencia de remoción después de haber realizado varias regeneraciones.

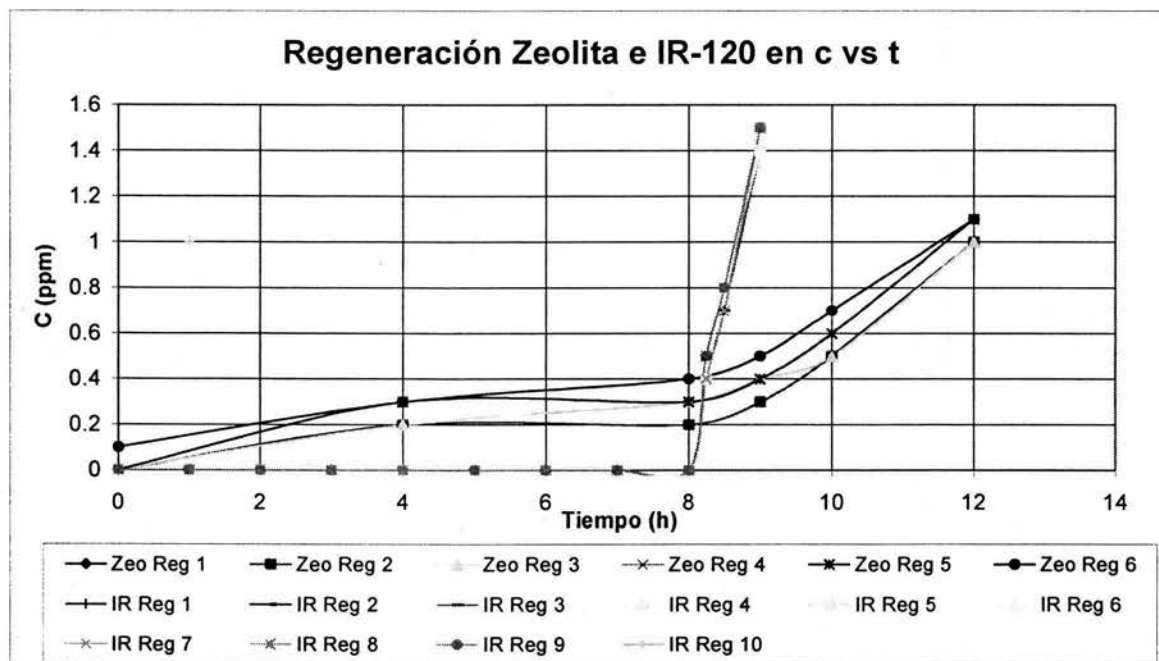


Figura 3.9 Efecto de la regeneración sobre ambas resinas de intercambio iónico

En la figura 3.9 se puede observar a detalle la clara disminución sobre la eficiencia que presenta la resina natural después de varias regeneraciones continuas. El porcentaje de disminución de la eficiencia fue de aproximadamente 15 - 20% . Este valor coincide con Beler y Ackar (1997), quien reporta una pérdida aproximada sobre la eficiencia del 10% después de haber realizado 10 regeneraciones continuas con una solución de cloruro de sodio a una concentración 1 M y un pH de 8.

En contraste se puede observar en esta misma figura que la regeneración no tiene ningún efecto negativo en la eficiencia que presenta la resina comercial IR-120 plus de

Rohm & Haas. En efecto, este parámetro se conserva constante después de 10 regeneraciones continuas, de acuerdo al método descrito en el capítulo 2.

No existe un ordenamiento tan definido en la clinoptilolita como en el caso de la resina comercial, esto da como resultado una transferencia de masa poco eficiente. La resina comercial está constituida de estireno copolimerizado y divinilbenceno (DVB). Las moléculas de estireno proveen a la resina su matriz básica, y el DVB es utilizado como agente de enlaces cruzados para unir los polímeros y, así lograr la insolubilidad general y la dureza de la resina. La clinoptilolita en cambio es un cristal con baja eficiencia de intercambio y como se puede observar, su eficiencia tiende a disminuir después de diversas regeneraciones.

3.4 Resultados de las pruebas del piloto del tren de tratamiento

Estas pruebas se realizaron para determinar el comportamiento de los procesos evaluados individualmente, al operar de manera acoplada o conjunta y en régimen continuo. En estas pruebas se aplicaron las mejores condiciones de operación determinadas de manera independiente, para cada uno de los procesos que componen el piloto del tren de tratamiento empleado en este estudio.

A continuación se presenta el diagrama de bloques del piloto experimental y la tabla 3.4 con las características del efluente en cada una de las etapas de tratamiento:

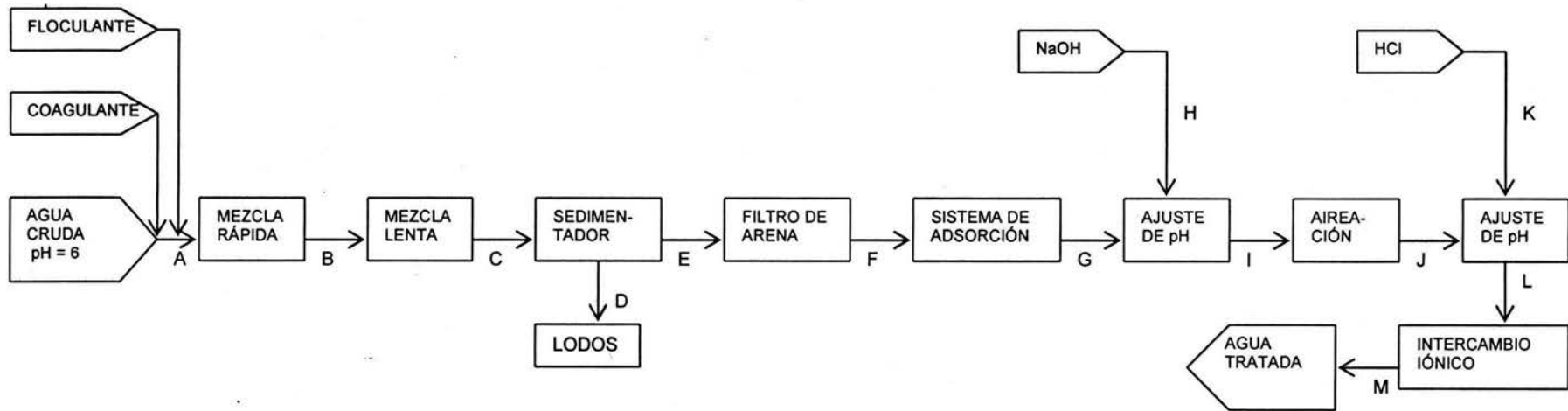


Tabla 3.3 Características fisicoquímicas de efluentes en las diferentes etapas del piloto de tren de tratamiento

PARÁMETRO	UNIDADES	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M
Flujo	(m ³ /h)	0.004	0.004	0.004	0.004	0.004	0.004	0.004	--	0.04	0.04	--	0.04	0.04
Temp	(°C)	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25
pH	(U. pH)	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	--	10.5	10.5	--	7.0	7.0
DQO	(kgO ₂ /m ³)	0.725	0.725	0.169	0.153	0.148	0.148	0.139	--	0.139	0.139	--	0.139	0.139
SST	(kg/m ³)	220	N/D	N/D	30	10	10	10	--	10	10	--	10	10
N-NH ₄ ⁺	mg/L	45	N/D	N/D	45	45	45	45	--	45	20	--	0	0
Color	(U. Pt-Co)	309	309	34	29	32	43	38	--	38	38	--	38	38
Turbiedad	(NTU)	157	157	15	8	2	6	5	--	5	5	--	5	5

- Adaptación de: Ramírez Zamora et. al.(1999). Ingeniería de diseño del tren de tratamiento de aguas residuales para la recarga artificial del acuífero del Valle de México (Primera parte). Informe elaborado para la DGCOH por I.I., UNAM, Proyecto No. 9387, Diciembre de 1999.

3.5 Costos de las resinas de intercambio iónico

A continuación se presentan los costos de ambas resinas de intercambio iónico empleadas en el presente estudio experimental, para los diferentes tiempos de contacto evaluados con el fin de seleccionar la mejor opción desde los puntos de vista tanto técnico como económico. En la siguiente tabla 3.4 se muestra el costo de cada resina de intercambio iónico.

Tabla 3.4 Costo de las resinas de intercambio iónico

Tipo de resina	Cantidad de resina	costo
Resina marca Rohm & Haas, modelo IR-120 Na plus	1 pie ³ (28.3) L	USD\$ 50.83 ¹
Resina natural zeolita tipo clinoptilolita	18 ton 100 kg	USD\$ 2.5 / km Aprox. USD \$5.5

Como se mencionó en el punto 2.1.4, la resina natural tipo clinoptilolita que se utilizó para el presente estudio es una resina proveniente de la zona de ETLA, Oaxaca. Este mineral es extraído en bruto de acantilados al aire libre por lo que su costo es excesivamente bajo en comparación de la resina comercial por lo que se tomó en cuenta únicamente el costo de transporte el cuál es de 2.5 dólares por km, utilizando un camión de carga de 18 toneladas.

Si se quisieran transportar 18 toneladas de clinoptilolita de Oaxaca hacia el Distrito Federal (400 km), el costo de transporte sería de aproximadamente 1000 dólares por 18 toneladas. Por lo tanto, 100 kg de resina natural tendrían un costo aproximado de 5.5 dólares. De acuerdo al estudio experimental, 1 pie³ de resina natural equivale a 22.64 kg por lo que 1 pie³ tiene un costo aproximado de 1.25 dólares y al compararlo contra la resina comercial, es 41 veces más económica.

De acuerdo a lo anterior, se puede concluir, que económicamente, la resina natural tipo clinoptilolita es económicamente más factible que la resina comercial marca Rohm & Haas modelo IR-120 plus.

¹ Cotización DVAC/13/12-196/03 proporcionada por ACTON, S.A. de C.V. Calle Diagonal No. 19. Colonia Del Valle. CP 03100, México D.F. Tels: 55435477, 56821100, 56690381. Fecha de Cotización: Septiembre, 2003.

Capítulo 4. Conclusiones y Recomendaciones

Las conclusiones que se determinaron en este estudio se presentan a continuación:

1. Se realizó una evaluación a nivel laboratorio de los sistemas de desorción e intercambio iónico demostrando que ambos sistemas, al trabajar de manera conjunta, eliminaron el 100% del nitrógeno amoniacal contenido en el influente (de 50 mg/L a 0 mg/L) en comparación a una operación de manera separada de estos procesos.
2. Se logró determinar, mediante pruebas en un reactor continuo, las mejores condiciones de operación para los sistemas de desorción e intercambio iónico trabajando de manera conjunta. Para el sistema de desorción se utilizó un flujo de aire de 13.6 m³/h y un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 min para el caso de la resina comercial.
3. De acuerdo a los resultados obtenidos se llegó a la conclusión que técnicamente, la resina comercial IR-120 plus de Rohm & Haas, en comparación con la resina natural tipo clinoptilolita, presentó mejores eficiencias de remoción de nitrógeno amoniacal, hasta un 50% mayor de eficiencia para un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 minutos, además de una menor disminución en cuanto a la eficiencia después de 10 regeneraciones continuas.
4. Los costos de la resina natural tipo clinoptilolita son significativamente inferiores a la resina comercial (de acuerdo al cálculo realizado, hasta 41 veces más económica).

Las recomendaciones que se sugieren para el presente estudio se describen a continuación:

1. Realizar estudios adicionales para implementar sistemas complementarios que permitan producir un efluente con las características que indica la norma para la recarga artificial de acuíferos.
2. Realizar un análisis económico más completo de un sistema de tratamiento a gran escala (para tratar gastos de agua de hasta 1 m³/s), que incluyan los sistemas de desorción e intercambio iónico operando de manera conjunta.

BIBLIOGRAFÍA

1. Anderson, R.E. (1979). Ion-Exchange Separations in Handbook of Separation Techniques for *Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York.
2. APHA, AWWA y WPCF (1998). Standard Methods for Water and Wastewater Examination, 20th Edition. American Public Health Association. Washington, D.C. EUA.
3. Asano T. (1998). Wastewater reclamation and reuse – Volume 10. Edit. Technomic publication. EUA.
4. Asano, T. y Mujeriego, R. (1988). Pretreatment for Wastewater Reclamation and Reuse. *Pretreatment in Chemical Water and Wastewater Treatment* edited by H. h. Hahn and R. Klute, Spriger-Verlag. Berlin, Germany.
5. Beler B. y Akca G. (1997). Performance of clinoptilolite alone and in combination with sand filters for the removal of ammonia peaks from domestic wastewater. *Water Science Technology*, Vol. 35. No.7 pp. 47-54.
6. Bouwer, 1991; Crook, Asano, y Nellor (1990): National Research Council, 1994.
7. Bouwer, H. (1991). Role of Groundwater Recharge in Treatment and Storage of Wastewater for Reuse. *Water Science and Technology*, 24(9), 295-302.
8. Carison, R.R., K.D. Lindstedt, E.R. Bennett, y R.B. Hartman (1982). Rapid infiltration Treatment of Primary and Secondary Effluents. *Journal WPCF*, 54: 270-280.
9. Carland, R. M. y Aplan, F.F. (1995) Improving the ion exchange capacity of and elution of Cu^{2+} from natural sedimentary zeolites. *Minerals and Metallurgical Processing*. Vol. 12, pp. 210.
10. Clifford D. y Liu X. (1993). Ion Exchange for Nitrate Removal. *Research and Technology*. pp 136-143.
11. Crook, J., Asano, T. y Nellor, M. (1990). Groundwater Recharge with Reclaimed Water in California. *Water Environment and Technology*, 49 (Agosto).
12. Czarán, E., Meszaros-Kis, A. y Domokos, E. (1988). Separation of ammonia from wastewater using clinoptilolite ion exchanger. *Nuclear and Chemical Waste Management*. Vol. 8, pp. 107-113.
13. DGCOH (1995 a). Análisis actual y proyección futura del suministro de agua en bloque a la zona metropolitana de la Ciudad de México. Departamento del Distrito Federal. *Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica*. México D.F. México.
14. DGCOH (1995 b). Plan Maestro de agua potable del Distrito Federal 1997-2010. Departamento del Distrito Federal. *Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica*. México D.F., México.
15. DGCOH (1995 c). Determinación de la demanda en el suministro de agua potable en el Distrito Federal. Departamento del Distrito Federal. *Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica*. México D.F., México.
16. Downs, J. (2001). Making Sustainable Development Operational; Integrated Capacity Building for the Water Supply and Sanitation Sector in Mexico. *Journal of Environmental Planning and Management*, 525-544.
17. Droste, L. (1997). Theory and practice of water and wastewater treatment. Edit. John Wiley & sons, Inc. EUA.
18. Environmental Protection Agency, EPA, (1992). Guidelines for water reuse. US Agency for International Development.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

19. Foust, Alan S. (1979). Principios de operaciones unitarias. México.
20. Fujita, Y., Ding W.H., y Reinhard, M. (1996). Identification of Wastewater Dissolved Organic Carbon Characteristics in Reclaimed Wastewater and Recharged Groundwater. *Water Environment Research*, 68(5), 867-876.
21. Goldshmid, J. (1974). Water-Quality Aspects of Ground-Water Recharge in Israel. *Water Technology*. Pp 163-166.
22. Henry y Heinke (1996). Ingeniería Ambiental. Editorial Prentice Hall. México.
23. Holland, Charles D. (1988). Fundamentos de destilación de mezclas multicomponente. Editorial Lumusa: Noriega. México.
24. Hultquist, R. H., Sakaji, R. H., y Asano, T. (1991). Proposed California Regulations for Groundwater Recharge with Reclaimed Municipal Wastewater. In American Society of Civil Engineers. *Environmental Engineering Proceedings*, 759-764. Specialty Conference/EE Div/ASCE. New York. New York.
25. Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática, INEGI, (2000). XI Censo General de Población y Vivienda. Distrito Federal. México.
26. Jiménez B. (2001). La Contaminación Ambiental en México. Colegio de Ingenieros Ambientales de México, A. C. Federación Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales. Instituto de Ingeniería UNAM. Limusa, Noriega Editores. 925 pp. México D.F. México.
27. Knorr, D.B., J. Hernández y W.M. Copa (1987). Wastewater Treatment and Groundwater Recharge: A Learning Experience at El Paso Texas. In: *Proceedings of Water Reuse Symposium IV*, American Water Works Association, Denver, Colorado.
28. Koon, J.H. y Kaufman, W.J. (1975). Ammonia removal from municipal wastewaters by ion exchange. *Journal of Water Pollution Control Federation*. Vol. 47(3), pp. 448-465.
29. Lahav O. y Green M. (1998). Ammonium Removal using ion exchange and biological regeneration. *Water Research*. Vol. 32. No. 7. pp 2019-2028.
30. Lance, J.C., R.C. Rice y R.G. Gilbert (1980). Renovation of Sewage Water by Soil columns flooded with Primary Effluent. *Journal WPCF*, 52(2): 381-388.
31. Mc Cabe, Warren y Smith Julian C. (1976). Unit Operations of Chemical Engineering. 3ra. Edición.
32. Mc Carty, P.L., B.E. Rittman y E.J. Bouwer (1984). Microbiological Processes Affecting Chemical Transformations in Groundwater. In: *Groundwater Pollution Microbiology*. G. Bitton and C.P. Gerba (eds.) pp. 89-116, John Wiley & Sons, New York. EUA.
33. Metcalf y Eddy (1996). Ingeniería de las aguas residuales. Editorial McGraw Hill. México.
34. Mondale, K.D., Carland, R. M. y Aplan, F.F. (1995). The comparative ion exchange capacities of natural sedimentary and synthetic zeolites. *Minerals Engineering*. Vol. 8, pp. 535.
35. National Research Council (1994). Ground Water Recharge Using Waters of impaired Quality. National Academy Press. Washington, DC.
36. Oaksford, E.T. (1995). Artificial Recharge: Methods, Hydraulics, and Monitoring. In: *Artificial Recharge of Groundwater*. T. Asano (ed.), pp. 69-127, Butterworth Publishers, Boston, Massachusetts. EUA.
37. Odendaal, P.E. y Hattingh, W.H. (1988). The Status of Potable Reuse Research in South Africa. In *Proceedings of Water Reuse Symposium IV, Implementing Water Reuse*, 1339, AWWA Research Foundation, Denver, Colorado.

38. Perry, H. Robert (1992). Manual del Ingeniero Químico. Edit. McGraw-Hill. 6ta. Edición. México.
39. Pettygrove, G.S. and T. Asano (1985). *Irrigation with Reclaimed Municipal Wastewater – A guidance Manual*. Lewis Publishers, Inc., Chelsea, Michigan. EUA.
40. Quanrud, D. M., Arnold, R. G., Wilson, L. G., Gordon, H.J., Graham, D.W. y Amy, G. L. (1996). Fate of Organics During Column Studies of Soil Aquifer Treatment. *Journal of Environmental Engineering*, 314-321.
41. Ramalho S. (1996). Tratamiento de Aguas Residuales. Editorial Reverté. España.
42. Ramírez Zamora R.M., Durán Moreno A., Orta de Velázquez M. T., Bernal Martínez A., González Lorenzo E., Monje Ramírez I. (1999). Ingeniería de diseño del tren de tratamiento de aguas residuales para la recarga artificial del acuífero del Valle de México (Primera parte). *Informe elaborado para la DGCOH por I.I., UNAM, Proyecto No. 9387*, Diciembre de 1999.
43. Reed, S. y Bastian, R. (1991). Potable Water via Land Treatment and AWT. *Water Environment & Technology*, 3(8): 40-47.
44. Rice, R.C. y Bouwer H. (1980). Soil-Aquifer Treatment using primary effluent. *Journal WPCF*, 51(1): 84-88.
45. Rohm & Haas Company, Amberlite® IR-120 Plus Specification Sheet, January 1982, Philadelphia.
46. Sefcík, J. y McCormick (1995) A.V. Prediction of crystallization diagrams for synthesis of zeolites. *Chemical Engineering Science*. 54 (3513-3519).
47. Sheng H. y Chang L. (1996). Removal of nitrogenous compounds from aqueous solution by ozonation and ion exchange. *Water Reserch*. Vol. 30. No. 8. pp. 1851-1857.
48. Steenbruggen, G. y Hollman, G.G. (1998). The synthesis of zeolites from fly ash and the properties of the zeolite products. *Journal of geochemical exploration*. 62 (305-309).
49. Stephenson R. J. y Duff S. J. (1996). Coagulation and Precipitation of a Mechanical Pulping Effluent, Removal of Carbon, Color and Turbidity. *Water Research*. Vol. 30. No. 4. pp. 781-782.
50. Todd, D.K. (1980). *Groundwater Hydrology*, 2nd. Edition. John Wiley & Sons, New York. EUA.
51. Tortora, L.R. y Hobel M.A. (1990). Reciprocal Recycling. *Civil Engineering*, 60(2): 66-68.
52. Touts, J. M. (1974). Water Quality and Other Aspects of Ground-Water Recharge in Southern California. *Water Technology*. Pp 149-151.
53. Treybal, Robert E. (1985). Operaciones de transferencia de masa. 2da. Edición. Editorial Mc Graw Hill.
54. Vaca, M. (2001). Heavy metal removal with mexican clinoptilolite: Multi-component ionic exchange. *Water Research*. Vol. 35, No. 2, pp. 373-378.
55. Wachinski, A. M. y Etzel, J. E. (1997). Environmental Ion Exchange Edit. Lewis Publishers, EUA. Pg 27-85.
56. Weitkamp, J. (2000). Zeolites and catalysis. *Solid State Ionics*. 131 (175-188).
57. Wilson, L. G., Amy, G.L., Gerba, C.P., Gordon, H., Johnson, B., y Miller, J. (1995). Water Quality Changes During Soil Aquifer Treatment of tertiary Effluent. *Water Environment Research*, 67(3), 371-376.

ANEXO A: PRUEBAS FISICOQUÍMICAS

A1. Determinación de pH

El principio básico de la medición electrométrica del pH es la determinación de la actividad de los iones hidrógeno mediante la medición potenciométrica utilizando un electrodo de vidrio y uno de referencia. El potenciómetro se calibra potenciométricamente con soluciones buffer para crear una escala que permita medir.

Material:

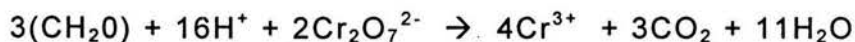
- Potenciómetro con un electrodo de vidrio con termómetro.
- Buffers de pH=4,7,10.
- Solución muestra.

Procedimiento:

1. Calibrar el electrodo con las soluciones buffer.
2. Introducir el electrodo en la solución y esperar a que se estabilice.

A2. Demanda Química de Oxígeno

La Demanda Química de Oxígeno (DQO) es una medida de la concentración de sustancias que en agua pueden ser reaccionar con un oxidante fuerte ($K_2Cr_2O_7$) a alta temperatura ($150^\circ C$). Esta prueba toma aproximadamente 3 horas en el laboratorio. La DQO es el parámetro más empleado en México por las NOM's. La reacción que ocurre durante la determinación se puede ejemplificar como:



La muestra se calienta en presencia de ácido sulfúrico y un exceso de dicromato de potasio. La cantidad de dicromato consumido corresponde a

la materia orgánica oxidada, mediante un espectrómetro, se puede conocer el valor de la DQO.

Materiales:

- Sistema de filtración (Kitasato, embudo, filtro de papel #40 Whatman, servicio de vacío).
- Espectrofotómetro con rango de operación de 400 a 700 nm.
- Digestor con temperatura de 150 °C.

Para la determinación de la DQO se requieren dos soluciones distintas (A y B)

Solución A

1. *Disolver 4.92 g de AgSO_4 en 0.5 L de H_2SO_4 (conc.)*

Solución B

1. Disolver 2.925 g de $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ en 250 mL de agua destilada.
2. Disolver 16.65 g de HgSO_4 con 83.5 mL de H_2SO_4 (conc.).
3. Mezclar ambas soluciones y aforar con agua destilada a 0.5 L.

Procedimiento:

Para la determinación de la DQO de una muestra, se preparan tres celdas.

1. Precalentar el digestor a 150 °C.
2. Colocar en las tres celdas 2 mL de la solución A.
3. Colocar 1 mL de la solución B para cada celda.
4. Filtrar al vacío parte de la muestra.
5. En la primera celda, agregar 2 mL de agua destilada (blanco), en la segunda celda 2 mL de la muestra sin filtrar (DQO total) y a la tercer celda 2 mL de la muestra filtrada (DQO soluble).
6. Tapar las tres celdas y agitar vigorosamente.
7. Colocar las muestras en el digestor a 150°C por espacio de 2 horas.
8. Dejar enfriar aproximadamente ½ hora y determinar la DQO en el espectrofotómetro (635 nm) en unidades de mg O/L.

A3. Color

El color verdadero es provocado por sustancias disueltas en el agua. El color aparente está dado por los sólidos en suspensión más el color verdadero de la muestra. El método que se utiliza con mayor frecuencia para evaluarlo es la escala Pt-Co (platino cobalto). En el agua potable, el color es muy importante, ya que puede dar una indicación rápida de la calidad: además, junto con el olor, determina la aceptación por parte del consumidor. El color en el agua puede ser originado por la presencia de iones metálicos como el fierro y manganeso, sustancias húmicas, plancton, algas y procesos industriales.

Materiales:

- Sistema de filtración (Kitasato, embudo, filtro de papel #40 Whatman, servicio de vacío).
- Espectrofotómetro con rango de operación de 400 a 700 nm.

Procedimiento:

1. Ajustar el espectrofotómetro a una longitud de onda de 455 nm.
2. Colocar agua destilada en la celda de absorción hasta la marca y programar el instrumento para indicar que es el blanco.
3. Colocar la muestra en el espectrofotómetro y registrar el valor de color en unidades de PtCo para el valor de color aparente.
4. Filtrar la muestra al vacío.
5. Repetir el punto tres y registrar el valor en unidades de PtCo para el valor de color real.

A4. Turbiedad

La turbiedad es el parámetro que mide qué tanto es absorbida o dispersada la luz por la materia suspendida (sedimentable y coloidal) del agua. La turbiedad no es un análisis cuantitativo de los sólidos suspendidos. Actualmente se utilizan los métodos nefelométricos (basados en la medición de la luz que es dispersada en un ángulo de 90° al atravesar una muestra). La turbiedad se mide, por lo tanto, en Unidades Técnicas de Nefelometría (UTN). El agua potable tiene una turbiedad del orden de 5 UTN y una residual doméstica entre 100 y 150 UTN. Cuando la turbiedad excede los 5 UTN no se considera potable.

Materiales:

- Nefelómetro con celdas de lectura.
- Agua destilada

Procedimiento:

1. Colocar en la celda un volumen de agua destilada hasta la marca de la celda y programar el instrumento para el blanco (NTU = 0)
1. Introducir en la celda la muestra hasta la marca indicada y realizar la medición.

A5. Conductividad

La conductividad representa la capacidad de una solución para transmitir una corriente eléctrica. Su valor depende del tipo de iones involucrados, concentraciones, estado de oxidación de los mismos, así como la concentración relativa de cada uno y la temperatura. Para el agua, el valor de la conductividad se ajusta a la superficie de la celda, se denomina conductividad específica y se expresa en $\mu\text{S}/\text{m}$ (10 $\mu\text{mhos}/\text{cm}$). Este parámetro se adapta fácilmente a monitoreos continuos y es indicador rápido de contaminación en cuerpos de agua. Se puede evaluar con ella el contenido de sólidos disueltos en forma rápida si es que se conoce el factor de conversión, el cual oscila para agua potable, entre 0.55 y 0.9.

Materiales:

- Conductímetro con electrodo
- Solución de KCl para la calibración

Procedimiento:

1. Calibrar el conductímetro con la solución de KCl (a 25 °C).
2. Introducir el electrodo en la solución y determinar su conductividad, esperar a que el valor se estabilice y registrar el valor en $\mu\text{S}/\text{cm}$.

A6. Sólidos

Se entiende por sólido como todo residuo remanente después de la evaporación completa de la muestra. Los sólidos se clasifican en tres grupos:

Sólidos Sedimentables. Corresponde al volumen retenido en el fondo de un cono (Imhoff) después de 1 hora de decantación y representa la fracción sólida de los contaminantes que serán fácilmente removidos por desarenación o sedimentación primaria. Unidades, mL/L.

Sólidos Suspendidos Totales (SST). Son los sólidos retenidos al pasar el agua a través de un filtro con apertura de poro de $0.45 \mu\text{m}$. Representa la fracción contaminante susceptible de ser eliminada por sedimentación, floculación o filtración. Un tratamiento secundario convencional de agua residual arroja un resultado del orden de 30 mg/L de SST.

Sólidos disueltos (filtrables). Son los sólidos que atraviesan un filtro con poro de $0.45 \mu\text{m}$. Se componen de sólidos coloidales y disueltos. La fracción coloidal consiste de partículas con diámetro de 10^{-3} a $1 \mu\text{m}$. Se ha establecido, con base en un límite de 500 mg/L de SD propiedades organolépticas, el intervalo usual de SD en agua de abastecimiento es de 25 a 5,000 mg/L, la concentración normalmente deseable es de 200 mg/L.

Materiales:

- Estufa
- Cápsulas de Porcelana
- Balanza analítica

Procedimiento:

1. Pesar la cápsula de porcelana (completamente seca).
2. Colocar 50 mL de la muestra homogénea en la cápsula e introducirla a la estufa (70 °C) hasta la completa evaporación del agua.
3. Retirar la cápsula de la estufa y pesarla en la balanza.
4. Calcular el contenido de sólidos totales con la siguiente fórmula:

$$ST = \frac{P2 - P1(mg)}{vol.muestra(L)} = mg / L$$

A7. Determinación de la concentración de nitrógeno amoniacal

La determinación de nitrógeno amoniacal durante el estudio experimental se realizó mediante una técnica colorimétrica utilizando un reactivo de Nessler. A continuación se detalla el procedimiento a seguir para el instrumento de medición.

Materiales:

- Colorímetro marca Hanna Instruments modelo HI 93733
- Reactivos para determinación de nitrógeno amoniacal HI 93733A-0 y HI 93733B-0.

Procedimiento de medición:

1. Encender el colorímetro presionando la tecla ON/OFF
2. Llenar la celda con 10 mL de muestra (hasta la línea de nivel) y tapar la celda.
3. Colocar la celda en el orificio del colorímetro y asegurarse que la marca en la tapa coincida con la marca del colorímetro.

4. Presionar la tecla ZERO. La palabra SIP aparecerá en el display del instrumento.
5. Esperar unos segundos y el display marcará -0.0-. Ahora el instrumento guarda en memoria el valor para el blanco.
6. Remover la celda y en otra colocar 1 mL de muestra por medio de una pipeta graduada.
7. Utilizar otra pipeta y agregar 9 mL del reactivo HI 93733B-0 hasta la marca de 10 mL.
8. Añadir 4 gotas del reactivo HI 93733A-0.
9. Reinsertar la celda en el instrumento y presionar la tecla READ TIMED, el display marcará el tiempo de reacción antes de tomar la muestra. Esperar los 3 minutos y 30 segundos y presionar READ DIRECT.
10. El instrumento mostrará en el display la concentración en mg/L de ión amonio (NH_4^+).
11. Para convertir la lectura a mg/L de amoníaco (NH_3), multiplicar el resultado por el factor 0.944. Para convertir la lectura en mg/L de nitrógeno amoniacal ($\text{NH}_3\text{-N}$), multiplicar el valor por el factor de 0.0778.

ANEXO B: TABLAS Y GRÁFICAS

Tabla B.1 Características fisicoquímicas de la mezcla de agua cruda (Prueba 1, Flujo de Aire = 6.2 m³/h, Flujo de Agua = 4 L/h)

pH	NH ₄ ⁺ inicial (mg/L)	NH ₄ ⁺ final (mg/L)	eficiencia %
9.5	42.6	36.0	15.5
10.0	42.6	28.6	32.9
10.5	44.4	28.0	37.0
11.0	43.2	26.1	39.6

Tabla B.2 Características fisicoquímicas de la mezcla de agua cruda (Prueba 2, Flujo de Aire = 6.2 m³/h, Flujo de Agua = 4 L/h)

pH	NH ₄ ⁺ inicial (mg/L)	NH ₄ ⁺ final (mg/L)	eficiencia %
9.5	20.8	17.9	14.0
10.0	22.0	14.9	32.3
10.5	21.3	12.6	40.8
11.0	21.2	12.0	43.4

Tabla B.3 Remoción de Nitrógeno Amoniacal en función del flujo de aire aplicado (Prueba 1)

Gasto aire (pie3/min)	Gasto aire (m ³ /h)	NH ₃ inicial (mg/L)	NH ₃ final (mg/L)	eficiencia %
5.0	8.5	47.9	18.3	61,8
6.0	10.2	47.9	18.3	61,8
7.0	11.9	47.9	15.0	68,7
8.0	13.6	47.9	13.0	73.0
9.0	15.3	47.9	11.4	76,2
10.0	17.0	47.9	5.6	88,3

pH = 11

Gasto de agua = 2 L/h

Tabla B.4 Remoción de Nitrógeno Amoniacal en función del flujo de aire aplicado (Prueba 2)

Gasto aire (pie3/min)	Gasto aire (m ³ /h)	NH ₃ inicial (mg/L)	NH ₃ final (mg/L)	eficiencia %
6.0	10.2	47,9	18,3	61,8
8.0	13.6	47,9	13	73.0
10.0	17.0	47,9	5,6	88,3

pH = 11

Gasto de agua = 2 L/h

Tabla B.5 Resultados de la prueba preliminar de intercambio iónico (NH_4^+ inicial = 22.5 mg/L; pH = 7)

Tiempo (h)	mg/L
0.00	0
0.25	7.6
0.50	10.8
0.75	12.4
1.00	13.6
1.50	14.7
2.00	15.8

Tiempo (h)	mg/L
2.50	17.5
3.00	17.5
3.50	18.3
4.00	18.8
3.50	18.3
4.00	18.8
4.50	20.1

Tabla B.6 Resultados de la prueba preliminar de intercambio iónico (Concentración inicial de nitrógeno amoniacal NH_4^+ : 22.5 mg/L)

Tiempo (h)	mg/L
0.00	1.5
0.50	1.7
1.00	3.2
1.50	4.9
2.00	6.7
2.50	10.5

Tiempo (h)	mg/L
3.00	12.6
3.50	16.2
4.00	18.3
4.50	19.0
5.00	21.6
5.50	22.1

Tabla B.7 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de 3 minutos (NH_4^+ inicial = 20 mg/L; pH = 7)

t (min)	Clinoptilolita (ppm)	IR-120 (ppm)
0	2	0
30	6	0
60	12,5	1,3
90	13,7	5,5
120	14,6	7
150	15,3	9,1
180	16,1	11,4
210	16,9	13,7
240	16,8	16,2
270	17,4	18,6
300	18,3	19,2

t (min)	Clinoptilolita (ppm)	IR-120 (ppm)
0	3,3	0
15	5,6	0
30	9,1	0
60	11,7	0
90	13,2	0
120	13,7	1,1
135	14,0	3
150	14,1	4,7
180	14,3	6,2
210	14,4	10,5
240	14,4	14,4
270	15,5	16,5
300	15,6	18,7
330	16,8	20,3
360	19,4	20,9

Gráficas B.1 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de 3 minutos (NH_4^+ inicial = 20 mg/L; pH = 7)

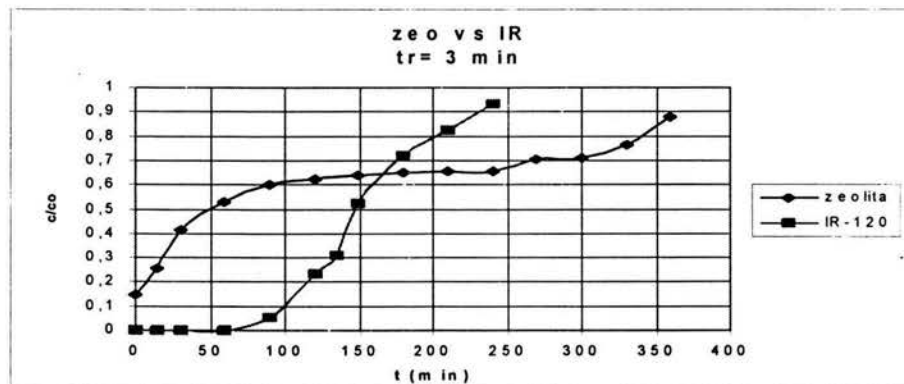
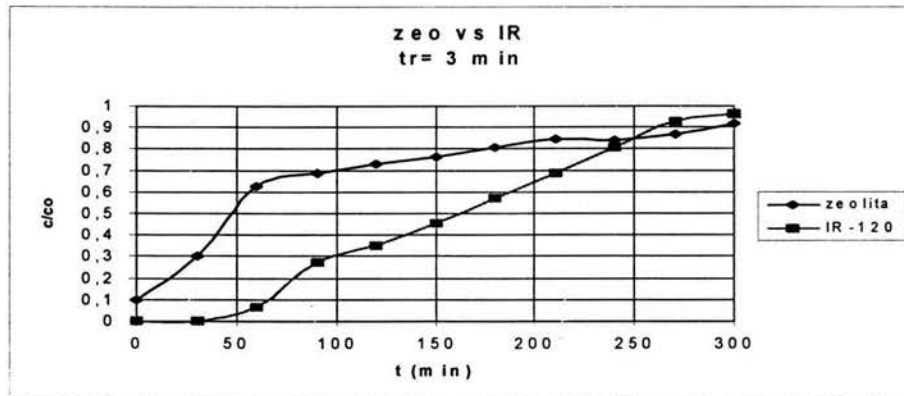


Tabla B.8 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de 6 minutos (NH_4^+ inicial = 21 mg/L; pH = 7)

t (min)	Clinoptilolita (ppm)	IR-120 (ppm)
0	0	0
30	3	0
60	7,4	0
120	9,3	0
180	11,5	0
240	11,9	0
300	13	2,4
360	14,4	7,7
420	18,9	13,2
480	19,1	17,9

t (min)	Clinoptilolita (ppm)	IR-120 (ppm)
0	0	0
30	3,2	0
60	7,1	0
120	7,3	0
180	9,2	0
240	11,3	0
300	12,1	0,1
330	—	0,9
360	13,1	2,4
390	—	4,2
420	14,6	7,9
450	—	11,1
480	14,3	13,5
540	16,5	17,5
600	18,7	20,4
660	20	23,1

Gráficas B.2 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de 6 minutos (NH_4^+ inicial = 21 mg/L; pH = 7)

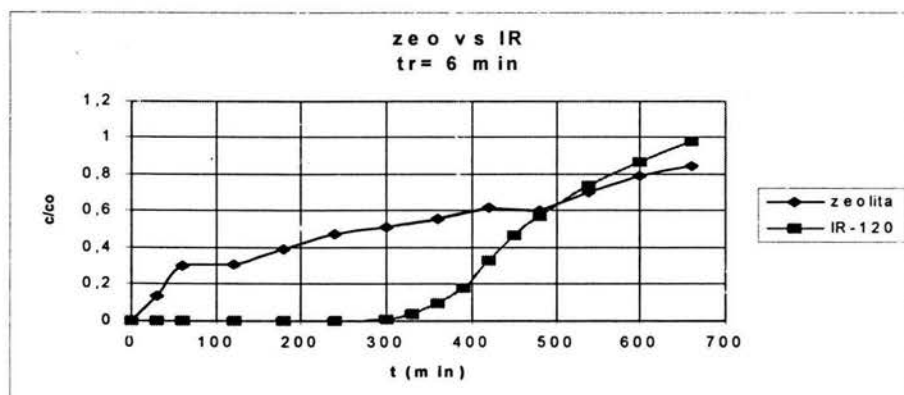
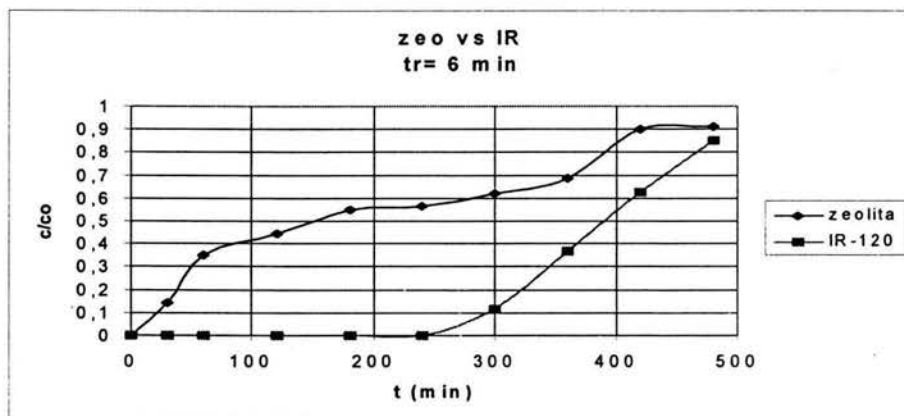


Tabla B.9 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 minutos (NH_4^+ inicial = 20.8 mg/L; pH = 7)

t (min)	Clinoptilolita (ppm)	IR-120 (ppm)	t (min)	Clinoptilolita (ppm)	IR-120 (ppm)
0	0	0	0	0	0
30	1,1	0	30	0,9	0
60	1,4	0	60	1,6	0
120	3,5	0	120	3,1	0
180	5,9	0	180	4,6	0
240	7,4	0	240	4,8	0
300	7,6	0	300	5,7	0
360	8,7	0	360	8,6	0
420	8,4	0	420	8,4	0
480	11,4	4,9	480	10	0
540	12,3	6,5	540	10,7	1,4
600	12,2	12	570	—	3,1
660	14,3	16,4	600	12	4,3
			630	—	7,2
			660	14,6	10,2
			720	16,7	14,4
			780	18,6	18,1
			840	20,2	22,3

Gráficas B.3 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío 8 minutos (NH_4^+ inicial = 20.8 mg/L; pH = 7)

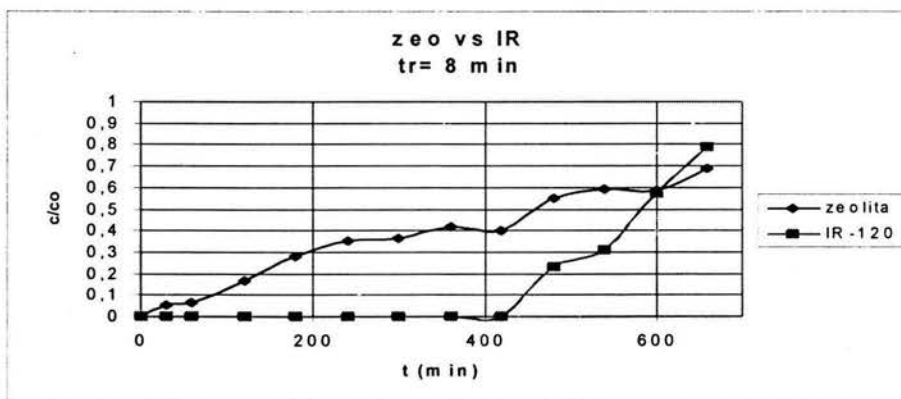
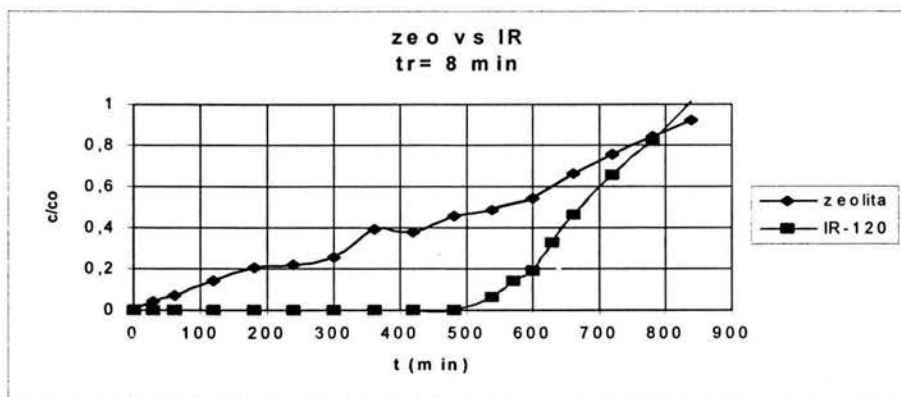
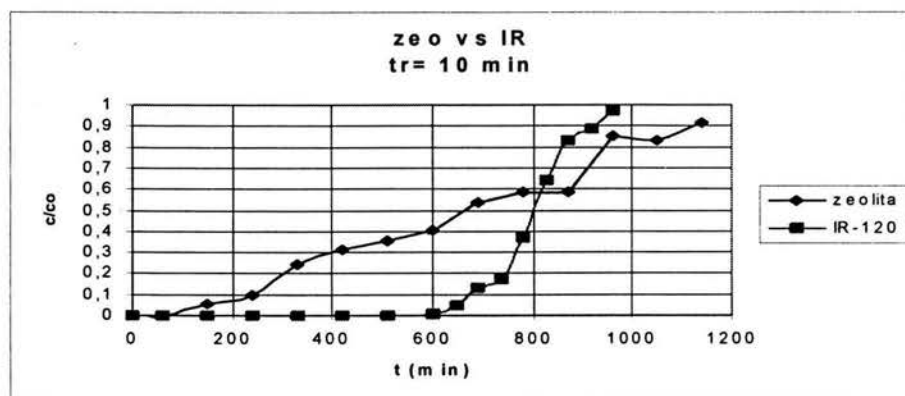
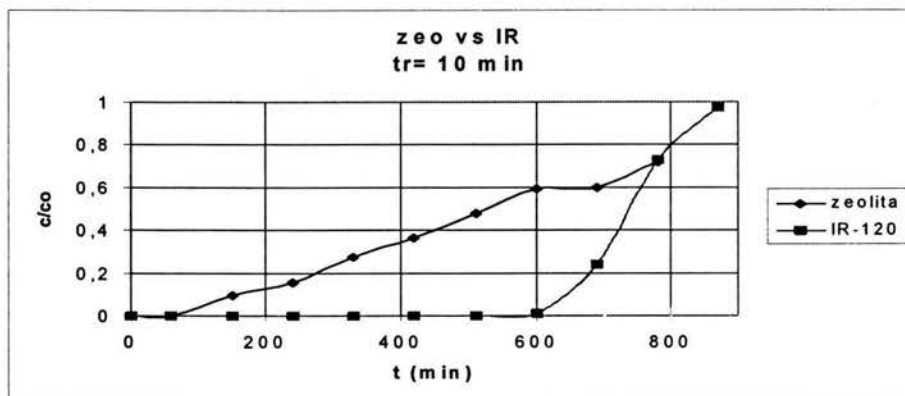


Tabla B.10 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío de 10 minutos (NH_4^+ inicial = 19 mg/L; pH = 7)

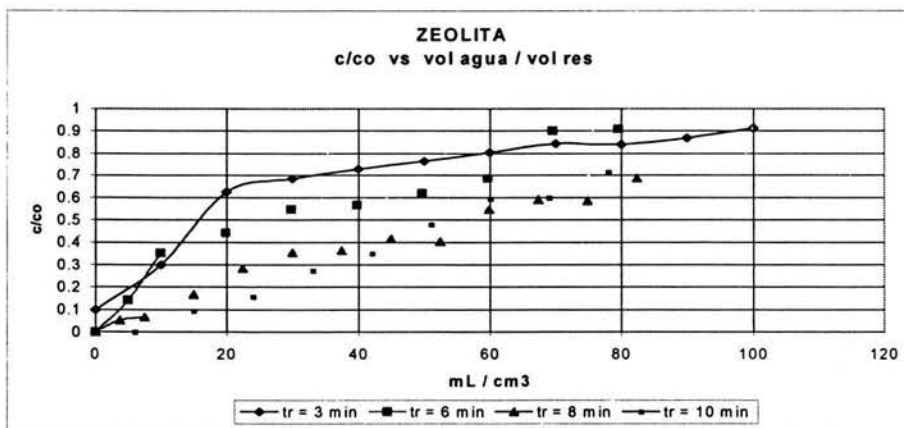
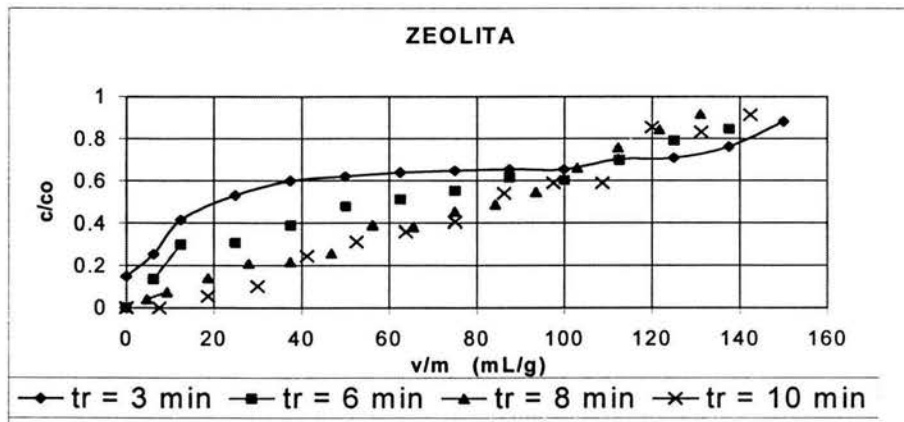
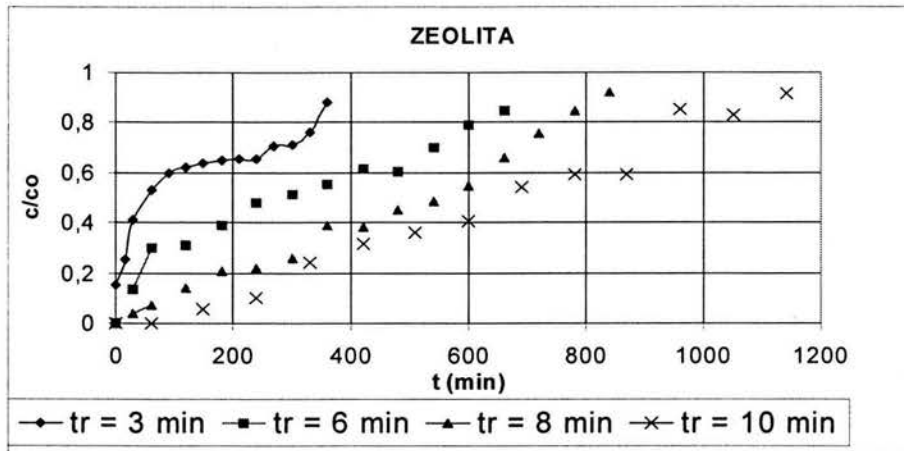
t (min)	Clinoptilolita (ppm)	IR-120 (ppm)
0	0	0
60	0	0
150	1,8	0
240	3	0
330	5,2	0
420	6,9	0
510	9,1	0
600	11,3	0,2
690	11,4	4,5
780	13,6	13,9
870	—	18,6

t (min)	Clinoptilolita (ppm)	IR-120 (ppm)
0	0	0
60	0	0
150	1,2	0
240	2,2	0
330	5,4	0
420	6,9	0
510	7,9	0
600	8,9	0,1
645	—	1,1
690	11,9	3
735	—	3,9
780	13	8,2
825	—	14,1
870	13	18,3
915	—	19,5
960	18,8	21,4
1050	18,3	—
1140	20,1	—

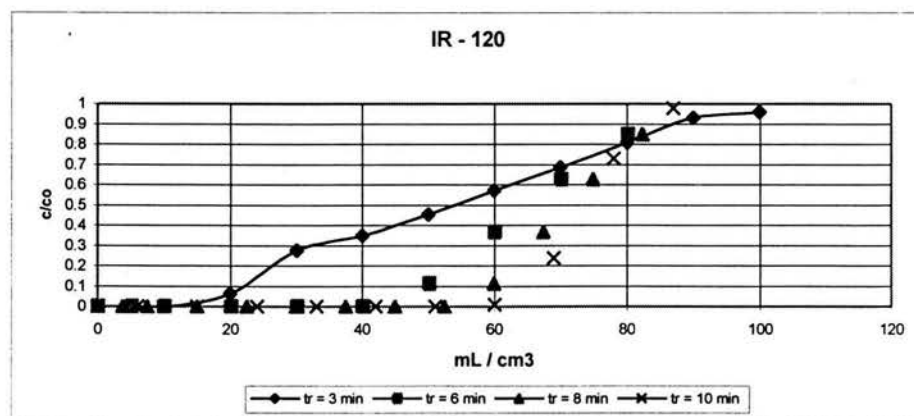
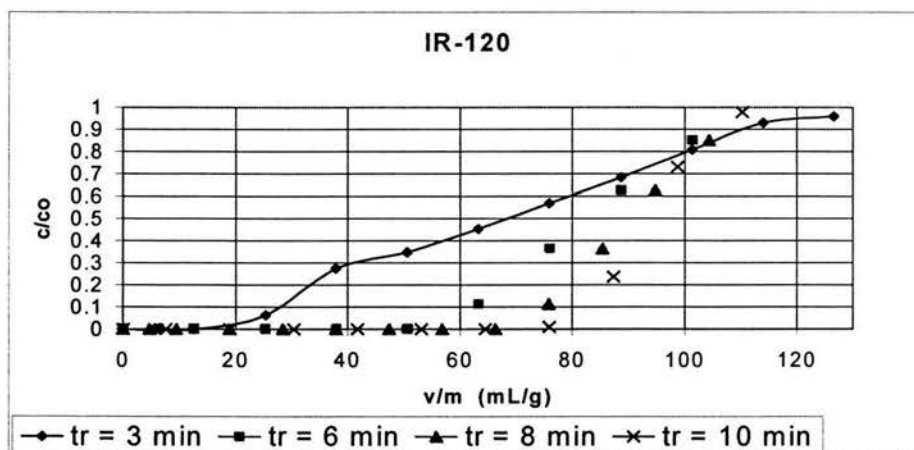
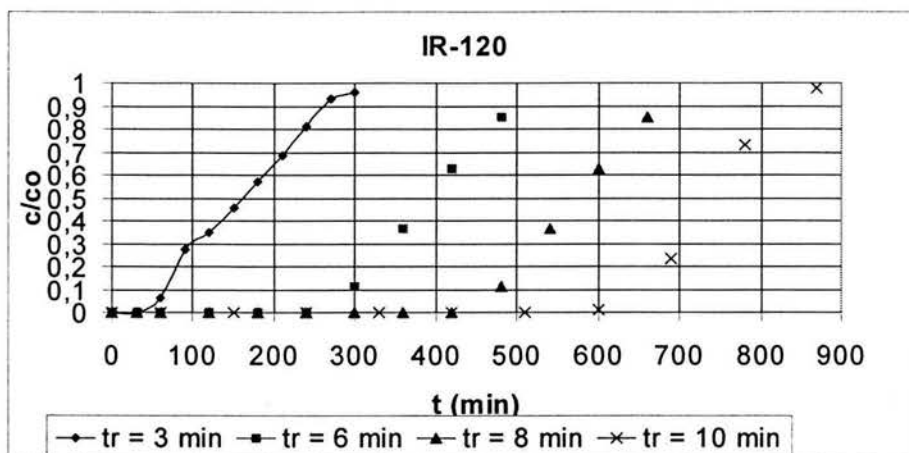
Gráficas B.4 Resultados de intercambio iónico para un tiempo de contacto de lecho vacío de 10 minutos (NH_4^+ inicial = 19 mg/L; pH = 7)



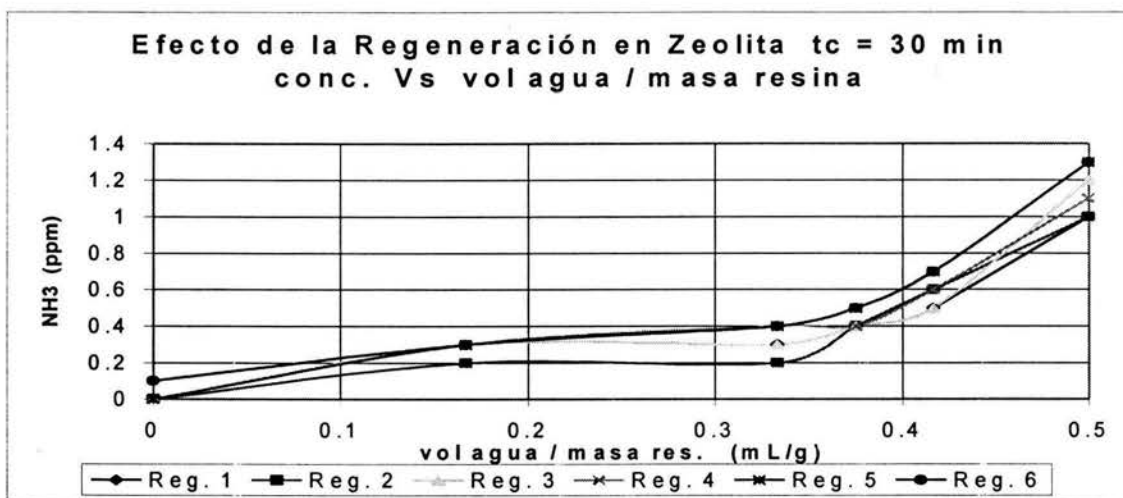
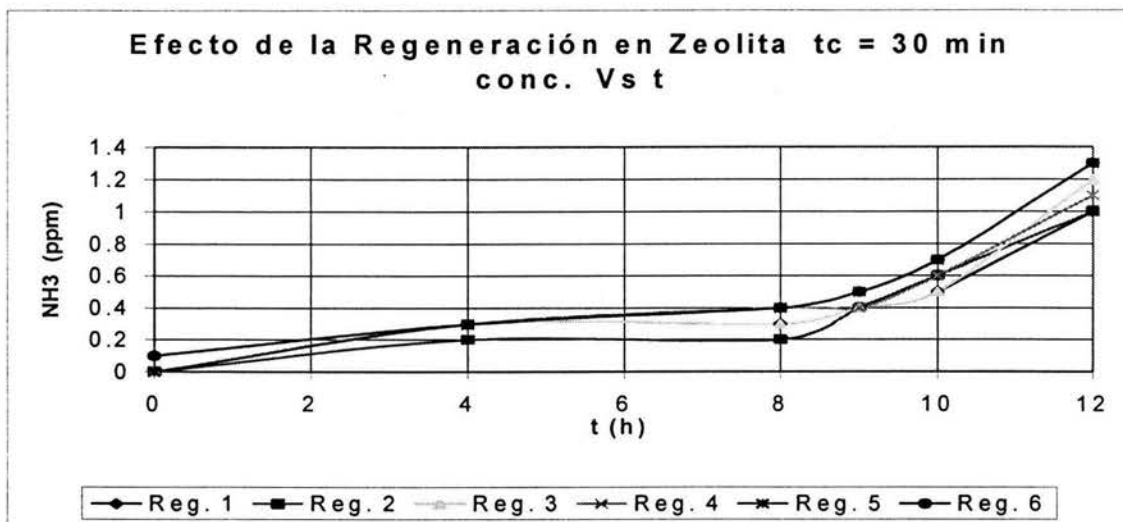
Gráficas B.5 Resultados de intercambio iónico para la zeolita con tiempo de contacto de lecho vacío de 3, 6, 8 y 10 minutos (pH = 7)



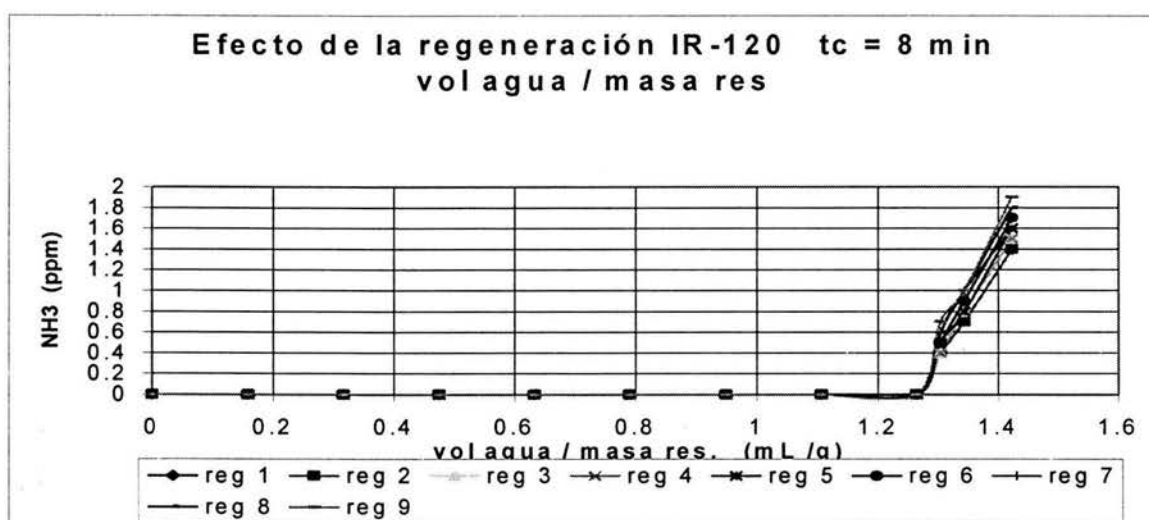
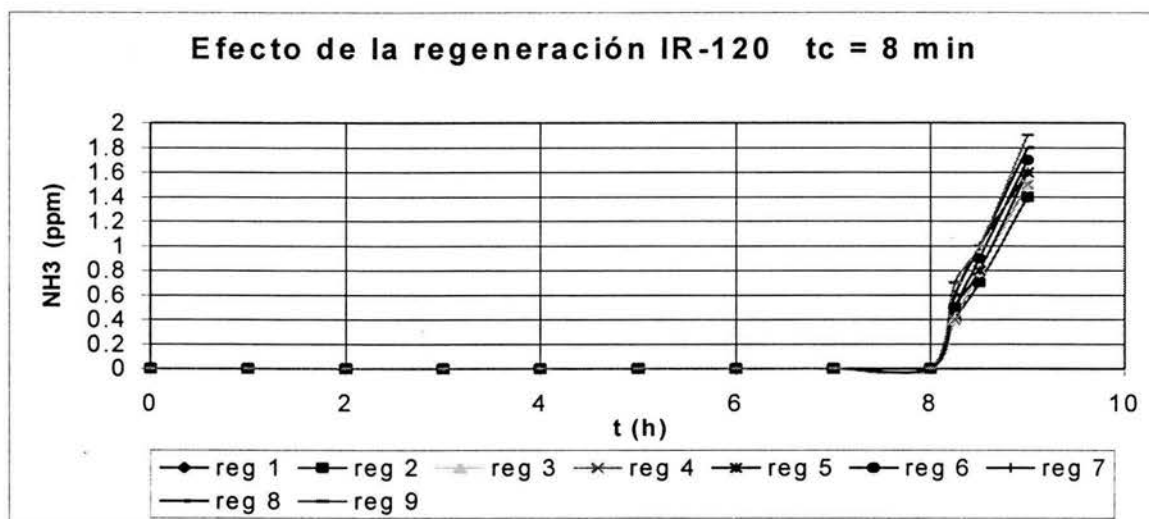
Gráficas B.6 Resultados de intercambio iónico para la resina IR-120 con tiempo de contacto de lecho vacío de 3, 6, 8 y 10 minutos (pH = 7)



Gráficas B.7 Efecto de la regeneración en zeolita con un tiempo de contacto de lecho vacío de 30 minutos (pH = 7)



Gráficas B.8 Efecto de la regeneración en la resina IR-120 con un tiempo de contacto de lecho vacío de 8 minutos (pH = 7)



Gráficas B.9 Comparación del efecto de la regeneración en la zeolita con respecto a la resina IR-120 (pH = 7)

