

164
SA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

**ANÁLISIS CRÍTICO DE LOS RESULTADOS FINALES DE LA PLANTA PILOTO
DE TRATAMIENTO AVANZADO DE AGUA RESIDUAL DETAAR**

TRABAJO ESCRITO VÍA CURSOS DE EDUCACIÓN CONTINUA

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTA

JUAN CARLOS VERGARA MARTÍNEZ

MÉXICO, D.F.

AÑO 2000



28/3/18



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	Prof. González Arredondo Leticia Ma. de los Ángeles
Vocal	Prof. Torres Barrera Rodolfo
Secretario	Prof. Escalante Tovar Claudio Aquiles
1er. Suplente	Prof. Luna Pabello Víctor Manuel
2o. Suplente	Prof. Calderón Villagomez Hilda Elizabeth

Sitio donde se desarrollo el tema: Bufete Industrial y U.N.A.M. Facultad de Química

Nombre completo y firma del asesor del tema: Prof. Claudio Escalante Tovar

Nombre completo y firma del supervisor técnico: No hay supervisor técnico

Nombre completo y firma del sustentante: Juan Carlos Vergara Martínez

Dedicatoria

A mi madre

A mi padre

A mi esposa Anni por su amor y coraje.

A Isael, para que comprendas que con el esfuerzo y el trabajo el futuro puede ser mucho mejor.

ÍNDICE

	página
INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO 1	
RESUMEN DE RESULTADOS DE LA PLANTA PILOTO DETAAR	5
CAPITULO 2	
PROCESO DE ESPUMACIÓN	18
CAPITULO 3	
PRECIPITACIÓN QUÍMICA (COAGULACIÓN, FLOCULACIÓN, CLARIFICACIÓN)	32
CAPITULO 4	
PROCESOS COMPLEMENTARIOS AL PROCESO DE PRECIPITACIÓN QUÍMICA	63
CAPITULO 5	
FILTRACIÓN EN LECHOS GRANULARES	90
CAPITULO 6	
PREOZONACIÓN, FILTRACIÓN EN CARBÓN ACTIVADO Y POSTOZONACIÓN	115
CAPITULO 7	
PROCESO DE ÓSMOSIS INVERSA	137
CAPITULO 8	
CONCLUSIONES FINALES	149

INTRODUCCIÓN

El suministro de agua potable constituye actualmente uno de los problemas mas graves y urgentes que enfrenta la Ciudad de México, y este problema se agravará aun mas en los próximos años, ya que se estima que la población en el área metropolitana de la Cd. de México será de alrededor de 22.3 millones para el año 2000 con una demanda de agua de 92 m³/seg. Actualmente el 72% de la demanda total es cubierta por acuíferos locales, el agua traída de cuencas cercanas contabiliza un 26% adicional y el resto viene de sistemas colectores de aguas superficiales locales y de la recuperación indirecta de aguas residuales tratadas [Ref.i-1], conscientes de esta problemática en la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DGCOH) del Departamento del Distrito Federal a través de su Subdirección de Desarrollo se emprendió un ambicioso programa de desarrollo tecnológico con miras a lograr un mayor reúso de las aguas residuales así como el aprovechamiento de algunos acuíferos contaminados con calidad deficiente en el Valle de México.

Para llevar a cabo esta tarea la DGCOH encomendó a varias empresas privadas el diseño y construcción de dos plantas piloto las cuales fueron terminadas, probadas y entregadas en el año de 1985, a partir de 1986 la DGCOH comenzó un programa de pruebas experimentales las cuales concluyeron en el año de 1991 con la implementación parcial a escala total de algunas operaciones unitarias de tratamiento terciario en la Planta de Tratamiento conocida como "Cerro de la Estrella" localizada en la delegación Iztapalapa al oriente de la ciudad de México.

En términos generales las dos plantas piloto operadas por la DGCOH son conocidas como:

- Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales (DETAAR), localizada actualmente en terrenos de la planta Cerro de la Estrella, esta planta fue diseñada para estudiar las posibilidades de tratamiento avanzado para un efluente del tratamiento biológico secundario.
- Planta piloto de potabilización con procesos avanzados Santa María Aztahuacan (SMA) localizada en el pozo Santa María Aztahuacan en la delegación Iztapalapa al oriente de la ciudad de México, esta planta fue diseñada para estudios de

potabilización de acuíferos no explotados y contaminados del sureste de la Ciudad de México.

Conforme los estudios experimentales progresaron en las dos plantas piloto, se hizo evidente la similitud en la solución a estos problemas de tratamiento y se llegó a la conclusión que una solución única podría consistir de una planta prototipo con dos líneas de tratamiento paralelas e independientes; una línea de tratamiento para agua de acuífero contaminado y una segunda línea para tratamiento avanzado de agua residual. El trabajo experimental desarrollado en estas plantas dio como resultado un informe con los resultados finales y las recomendaciones para el diseño a escala total de la planta prototipo de tratamiento avanzado.

En años recientes ha surgido a nivel mundial un renovado interés por el polémico tema de potabilizar el efluente de una planta municipal de tratamiento secundario para reciclo directo al consumo humano, tomando este tema, el presente trabajo trata sobre la actualización de los conceptos, el análisis y crítica a los resultados y recomendaciones finales que fueron obtenidas de las pruebas piloto llevadas a cabo en la planta DETAAR y que se emitieron en su momento para establecer los criterios de diseño de una planta de tratamiento avanzado para el efluente secundario de la planta Cerro de la Estrella con el propósito de obtener agua con la calidad adecuada para efectuar la recarga de acuíferos agotados y eventualmente poder inyectarla directamente a la red de distribución de agua potable de la Cd. de México.

Es importante mencionar que en la planta piloto DETAAR se implementaron procesos poco empleados tradicionalmente en las plantas de tratamiento hasta ahora construidas en la República Mexicana, las operaciones unitarias que fueron utilizadas son: Separación por espumación, filtración en medio dual (arena sílica - antracita), precipitación química, adsorción en carbón activado granular, ozonación y ósmosis inversa. Estas operaciones fueron consideradas en su momento como la mejor tecnología disponible.

Sin embargo en años recientes se han desarrollado otros procesos tales como: agotamiento-adsorción de VOC (siglas en inglés de Compuestos Orgánicos Volátiles),

microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración, biofiltración, ozonación - adsorción en carbón activado, oxidación avanzada y la filtración granular en lechos móviles y fluidizados, los cuales abren otras posibilidades que pueden ser exploradas, por lo tanto en este trabajo también hace una breve mención a estos procesos en un intento por actualizar el espectro de tecnologías de procesos disponibles en una planta piloto que fue diseñada a mediados de la década de los 80's.

La experiencia fructífera de 4 décadas que la DGCOH tiene en materia de reúso del agua residual en la Cd. de México permiten afirmar, que la potabilización de agua residual es una alternativa viable en el presente para optimizar el reúso racional del agua potable en la ciudad de México; así mismo la experimentación en las plantas DETAAR y SMA ha demostrado que la potabilización del agua residual es una opción con viabilidad técnica probada, que en el futuro inmediato competirá económicamente contra las alternativas convencionales y con los proyectos basados en grandes obras hidráulicas de infraestructura que pretenden traer agua de fuentes externas al valle de México.

Como en todas las plantas de tratamiento de aguas residuales, la planta de tratamiento avanzado también genera desechos en forma de corrientes líquidas con grandes cantidades de sólidos suspendidos en las cuales se concentran los contaminantes separados y cuyo procesamiento y disposición no fue experimentado en la planta DEETAR y por lo tanto no es discutido en este trabajo, sin embargo se deberá reconocer la importancia que tiene el tratamiento y disposición de estos desechos líquidos y sólidos y la necesidad de desarrollar futuros trabajos en este campo considerando que en la actualidad prácticamente no se hace ninguna clase de tratamiento de estos desechos en las plantas mexicanas y su importancia aumentara en relación a la exigencia de nuevos y mas estrictos reglamentos ambientales que impondran los gobiernos federal y estatal para la disposición de residuos sólidos en un futuro próximo.

Finalmente cabe mencionar que por la naturaleza de los fenómenos químicos y fisicoquímicos que se llevan a cabo en estos procesos de tratamiento avanzado de aguas residuales con el objetivo de potabilización, este trabajo también tiene como propósito presentar una área de oportunidad en donde se puede desarrollar el ingeniero químico para el cual su formación académica lo hace particularmente calificado.

REFERENCIAS

- i-1 "El suministro de agua de la ciudad de México - Mejorando la sustentabilidad",
National Research Council, Academia de Investigación Científica, A.C., Academia
Nacional de Ingeniería, A.C., National Academy Press, Copyright © 1995 by the
National Academy of Sciences, Washington, D.C.

CAPITULO 1

RESUMEN DE RESULTADOS DE LA PLANTA PILOTO DETAAR.

ANTECEDENTES

Los estudios experimentales llevados a cabo en la planta piloto DETAAR utilizaron el efluente secundario tratado en la planta de Cerro de la Estrella, por lo tanto es necesario iniciar con una breve introducción sobre esta planta.

La planta de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales de Cerro de la Estrella es la planta de tratamiento de aguas residuales mas grande que opera la DGCOH hasta la fecha en el Distrito Federal con una capacidad nominal de 3 m³/seg, y con posibilidades de ampliar su capacidad hasta 5 m³/seg.

Actualmente la planta opera con tres módulos de tratamiento con una capacidad nominal de 1 m³/seg cada uno, después de un proyecto de rehabilitación y mejoramiento en el año de 1986 para implementar dos procesos unitarios de tratamiento terciario (espumación y filtración en medio granular dual), la planta quedo conformada finalmente por los siguientes procesos unitarios:

Cribado, Sedimentación primaria, Espumación, Tratamiento biológico (lodos activados con nitrificación), Sedimentación secundaria, Filtración en medio dual (arena-antracita) y Desinfección con cloro.

Con estos procesos de tratamiento la planta Cerro de la Estrella produce actualmente un efluente con calidad de tratamiento terciario.

Uno de los objetivos principales de este proyecto pretendia que el efluente de esta planta con calidad de tratamiento secundario fuera alimentado a la futura planta de tratamiento avanzado con el propósito de obtener agua con la calidad adecuada para la recarga de acuíferos por inyección directa a pozos sobre-explotados en la zona sur-oriente de la Cd. de México, y eventualmente llevar a cabo una mezcla en la red de suministro de agua potable de primer uso con el propósito de complementar el suministro de agua potable, por lo tanto el efluente secundario de esta planta fue seleccionado para llevar a cabo las pruebas piloto.

La conceptualización de los niveles de tratamiento para el diseño de procesos vincula calidad y aplicación, de tal manera que la integración de los procesos y operaciones unitarias se ha designado en el ámbito de la ingeniería del tratamiento de aguas residuales como nivel primario, nivel secundario, nivel terciario, nivel avanzado y reuso o repotabilización según sea el caso..

El nivel de tratamiento que deberían alcanzar las aguas residuales de la Planta Cerro de la Estrella, dependería directamente del destino final del efluente, en este caso el objetivo se dirigió hacia el reaprovechamiento de las aguas residuales, este objetivo requiere que el efluente sea de mejor calidad ya que sería alimentado a una planta de tratamiento avanzado, por lo tanto se decidió llevar el tratamiento del efluente a nivel terciario.

En el Distrito Federal los valores máximos que se toleran en diversos parámetros de calidad son función de las aplicaciones del efluente tratado, las cuales pueden ser : recarga de acuíferos, riego de áreas verdes, uso agrícola, usos recreativos, para forrajes y pasturas, abrevaderos, vida silvestre y agua de enfriamiento en la industria, estos parámetros máximos están definidos en las Normas de Calidad de Agua Renovada para Reuso, del reglamento para el Reuso de Agua en el Distrito Federal.

A su vez en el contexto nacional las Normas Técnicas Ecológicas NTE-CCA-032/91 y NTE-CCA-033/91 sancionan la disposición final del agua tratada mediante riego agrícola y el riego de hortalizas y productos hortofrutícolas, respectivamente; por otra parte la NOM-001-ECOL-1996, establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales.

Por otra parte la Secretaría de Salud ha desarrollado normas para certificar la calidad del agua potable para uso humano, estas normas editadas en 1991 son presentadas en la Tabla 1-4 y se mantienen vigentes a la fecha.

LA PLANTA PILOTO DETAAR

La planta piloto DETAAR tiene una capacidad de tratamiento para un flujo promedio de 0.5 litros/seg (30 litros/min) y cuenta con nueve procesos unitarios de tratamiento que pueden ser interconectados en diferentes secuencias de procesamiento.

La Fig. 1-1 presenta el diagrama de flujo de proceso simplificado de la planta piloto DETAAR en donde también se indican los rangos de operación de los principales equipos.

Las secuencias básicas que pueden ser experimentadas son:

- Secuencia No.1 : Tanque de igualación, Espumación, Tratamiento químico, Desabsorción de amoníaco, Recarbonatación, Filtración, Adsorción en carbón activado, Desinfección.
- Secuencia No.2 : Tanque de igualación, Espumación, Tratamiento químico, Recarbonatación, Filtración, Adsorción en carbón activado, Desinfección.
- Secuencia No.3 : Tanque de igualación, Espumación, Tratamiento químico, Desabsorción de amoníaco, Recarbonatación, Filtración, Ósmosis inversa, Decarbonatación, Desinfección.

En términos generales las secuencias No.2 y No.3 tuvieron como objetivo obtener agua potable y la secuencia No. 1, agua para recarga de acuíferos por inyección directa. Las secuencias No.1 y No.2 exhibieron prácticamente los mismos resultados e inclusive la secuencia No.3 hasta el proceso de filtración puede ser analizada conjuntamente con las secuencias No.1 y 2, por lo tanto las secuencias de procesos experimentadas pudieron ser integradas en dos secuencias básicas:

La primera basada en el proceso de ósmosis inversa y la segunda en el proceso de adsorción en carbón activado granular, con estas dos secuencias se pudieron simular dos diferentes alternativas para alcanzar el objetivo de calidad, los procesos que forman estos dos trenes de tratamiento son:

- Primera secuencia básica - Tren basado en la osmosis inversa : Espumación, tratamiento químico (adición de químico, mezclado rápido, floculación y clarificación), filtración dual (arena-antracita), ósmosis inversa, descarbonatación, ozonación y cloración.
- Segunda secuencia básica - Tren basado en el tratamiento físico-químico: Espumación, tratamiento químico (adición de químico, mezclado rápido, floculación y clarificación), desabsorción de amoníaco en torres empacadas, recarbonatación con CO₂, filtración en medio dual (arena-antracita), adsorción en carbón activado granular, ozonación y cloración.

El tren de tratamiento físico-químico fue principalmente orientado a la remoción de fósforo y metales pesados para lo cual se seleccionó el proceso de precipitación con cal en exceso.

Una vez seleccionadas las secuencias básicas de procesos, la DGCOH llevo a cabo un programa de monitoreo de la calidad del agua obtenida en cada uno de los procesos unitarios, así como de la calidad final del agua efluente de la planta, en la tabla 1-1 se presentan un resumen de valores finales promediados de los datos recopilados los cuales fueron comparados contra los criterios de calidad de agua potable consistentes de 46 parámetros de control como se indican en la tabla 1-2 y contra algunos criterios de calidad de la Agencia de Control Ambiental (EPA) de los E.U.A. presentados en la tabla 1-3, esta última comparación únicamente se hizo como referencia y no se consideraron como objetivos.

La corriente No.5 presenta la calidad del agua obtenida con la secuencia básica No.2 y la corriente No.6 la calidad obtenida con la secuencia No.1 ambas antes de la desinfección final con cloro, la corriente No.7 presenta la calidad obtenida con la secuencia básica No.2 después de la desinfección con cloro y sobre esta corriente se aplicaron los criterios de la DGCOH.

Como se puede observar de los 54 parámetros establecidos en la Tabla 1-1 para controlar la calidad del agua, 15 parámetros no fueron sancionados y 10 parámetros no cumplieron el criterio de calidad de la DGCOH, de estos parámetros los correspondientes a sólidos totales volátiles, sólidos disueltos volátiles, coliformes y pH pueden considerarse los más importantes, de los parámetros no sancionados la DBO₅ y fósforo son los más sobresalientes.

RESULTADOS EN LA PLANTA PILOTO DETAAR

A continuación se presenta un resumen de los resultados alcanzados en la operación de las secuencias básicas de procesos probadas para los siguientes parámetros seleccionados como representativos:

- El pH de las aguas influentes promedio rutinariamente sobre 8.0 unidades y fue elevado en el tratamiento químico mediante la adición de cal hasta un valor medio de 10.4, este valor no se altero significativamente en el proceso de agotamiento de NH₃

con aire, siendo solo mediante la adición de CO₂ antes del proceso de filtración que se ajusto en aproximadamente 8.2 unidades; sin embargo después de la adsorción en carbón activado granular el pH disminuyo hasta 7.5 unidades, probablemente debido al consumo de alcalinidad por la incipiente nitrificación biológica experimentada en los lechos de carbón activado. En el caso del efluente de ósmosis inversa el pH resulto ácido (4.5 unidades) antes de la operación de descarbonatación, procedimiento mediante el cual se pudo ajustar el pH del permeado sin adición de productos químicos en un valor aproximado de 7.5 unidades.

- El **color** de las aguas solo fue removido por el tratamiento químico con cal en un porcentaje aproximado del 15%, manteniéndose en cerca de 23 unidades Pt-Co hasta antes del proceso de adsorción en el cual se logro un efluente con 7 unidades Pt-Co con una eficiencia de remoción del 70% y una eficiencia global para estos procesos del 74%. En el caso de la secuencia con ósmosis inversa el color del permeado promedio sobre 6 unidades Pt-Co, siendo solo ligeramente mejor que en la secuencia con carbón activado.
- La **turbiedad** de las aguas se removió hasta 47% en la primera secuencia y 76% en el segunda, correspondiendo a valores de 1.1 y 0.5 UNT en el efluente final respectivamente.
- La **alcalinidad y dureza** de las aguas se alteraron proporcionalmente con la adición de cal en el tratamiento químico, observándose el siguiente patrón: al agregar cal a las aguas crudas se incrementaron en promedio la alcalinidad total de 170 a 200 mg/L y la alcalinidad a la fenolftaleina de 10 a 90 mg/L; por su parte la dureza total subió de 150 a 185 mg/L, pasando el contenido de carbonatos de 20 a 170 mg/L y el de bicarbonatos de 170 a 40 mg/L; después del proceso de recarbonatación el valor de estos parámetros quedo aproximadamente igual que antes de la adición de cal. En contraste, en la línea de ósmosis inversa si se experimento una remoción efectiva de alcalinidad y dureza, quedando el permeado prácticamente libre de iones calcio, magnesio, carbonatos y bicarbonatos, lo que propicio que aunque el agua fue de excelente calidad esta resulto muy corrosiva y no apta para el consumo humano.
- La **conductividad eléctrica** de las aguas en el tren convencional de tratamiento con carbón activado se mantuvo inalterada a través de los procesos con un valor medio entre 600 y 650 μ mhos/cm, no así en el efluente de ósmosis inversa, donde este

parámetro alcanzo valores promedio de solo 80 μ mhos/cm, indicativo de la eficiente remoción de sales disueltas llevada a cabo en las membranas.

- Los cloruros se mantuvieron constantes en el tren convencional, con un promedio de 50 mg/L mientras que en la unidad de ósmosis inversa se observo una remoción del 76%

- Sólidos en todas sus formas:

Como era de esperarse, las concentraciones de sólidos disueltos se mantienen prácticamente constantes a través del tren convencional de procesos, promediando cerca de 480 mg/L (380 fijos y 100 volátiles); el efluente de ósmosis inversa presento una concentración promedio de SDT de 47 mg/L (17 de los cuales fueron fijos y 30 volátiles); estas cifras representaron una eficiencia de remoción global del 90% (96% de los sólidos disueltos fijos y 70% de los volátiles).

En el proceso de agotamiento de NH_3 se observo una disminución significativa del contenido de sólidos totales volatiles (STV) y sólidos disueltos volatiles (SDV), probablemente debido al arrastre de algunos compuestos volátiles; sin embargo, después de los filtros se observaron de nuevo cifras de SDV similares a las del efluente del tratamiento químico, mismas que volvieron a disminuir después del proceso de adsorción, para totalizar finalmente una eficiencia de remoción global de aproximadamente el 25% de los SDV.

En ósmosis inversa se logro la remoción del 61% de la concentración de SDV.

Los bajos contenidos de sólidos suspendidos totales (SST) de las aguas crudas se incrementaron relativamente después de la adición de cal, hasta alcanzar valores cercanos a los 9 mg/L; no obstante, este parámetro se controlo posteriormente en las unidades de filtración, promediando sobre 4 mg/L; en el efluente de ósmosis inversa el contenido de SST fue menor 1 mg/L.

En ninguno de los trenes experimentados se detecto la presencia significativa de sólidos sedimentables.

- Los contenidos de nitrógeno amoniacal y nitrógeno total Kjeldhal (NTK) solo se vieron ligeramente disminuidos después de las operaciones de filtración y adsorción, presumiéndose la nitrificación biológica en los lechos empacados; en el caso del NTK se observo una eficiencia promedio de remoción del 26% asociada principalmente con los lechos de carbón activado. En ósmosis inversa se obtuvieron consistentemente remociones superiores al 90% para ambos parámetros.

- A pH promedio de 10.5 se removió el 90% del contenido de **fósforo y fosfatos** acarreados por las aguas crudas al tratamiento químico, obteniéndose un efluente con solo 0.4 mg/L de P y 1.1 mg/L de PO₄; el equipo de ósmosis inversa fue capaz de remover adicionalmente el 50% de las cifras anteriores.
- **Metales pesados**: Ambos trenes de procesos, el convencional y la ósmosis inversa, demostraron su habilidad para remover diversas fracciones de los contenidos de hierro, manganeso, plomo, cadmio, mercurio, cromo y arsénico, hasta situar sus concentraciones, en la mayoría de los casos, por debajo de los límites de detección de los métodos analíticos disponibles; sin embargo, solo la ósmosis inversa pudo disminuir, con notable eficiencia, las concentraciones de iones no precipitables como sodio y potasio y de precipitables como calcio y magnesio.
- **Coliformes totales y fecales**: Una de las ventajas adicionales de un tratamiento químico con cal es la posibilidad de desinfección que brinda, al elevar el pH de las aguas por arriba de 10 unidades; los resultados alcanzados en los DETAAR no fueron todo lo satisfactorios que se esperaban, aunque si se demostró cierto grado de eficiencia. Los coliformes fueron abatidos de un nivel original de 300000 NMP/100 mL a 42000 después del tratamiento químico con y 10000 después de la desorción de NH₃, pudiendo indicar esto que faltó tiempo de contacto en el sedimentador; por otra parte los niveles de coliformes se incrementaron después de los filtros y también después del carbón activado, probablemente por florecimiento de nuevas colonias en los lechos empacados. En el efluente de ósmosis inversa no se detectaron bacterias coliformes, demostrándose la eficiencia de las membranas para rechazarlas (como se utilizaron membranas de poliamida aromática, no se corrió el riesgo de que el material de construcción sirviera de sustrato alimenticio a las bacterias rechazadas).
- La **materia orgánica** medida como DBO₅ y DQO se mantuvo constante a través del proceso convencional, después del tratamiento químico con los valores medios de 2 y 20 mg/L, respectivamente; cabe aclarar que estas bajas cifras son representativas del contaminantes refractarios que resistieron la oxidación biológica en el proceso secundario de Cerro de la Estrella y el tratamiento químico de los DETAAR. En ósmosis inversa las cifras correspondientes fueron de 2 y 7 mg/L.
- **Substancias activas al azul de metileno (SAAM)**: El proceso de espumación aplicado directamente al agua cruda secundaria, produjo eficiencias de remoción de

SAAM del 54% en promedio. Esta cifra se incremento hasta el 88% en el proceso de adsorción en carbón activado y hasta el 96% en el de ósmosis inversa.

Para llevar a cabo las determinaciones analíticas de los parámetros anteriormente mencionados, se utilizaron técnicas y procedimientos estándar del Laboratorio Central de Control de Calidad del Agua dependiente de la DGCOH-DDF, el nivel de muestreo y análisis seleccionado fue el 2A y para algunos parámetros del 3A.

Como referencia la siguiente tabla explica los criterios de análisis utilizados por la DGCOH-DDF:

Niveles	Descripción del nivel del análisis
A	Muestreo simple, se utiliza para detectar contaminación bacteriológica y obtener información sobre residuos libres de cloro, acidez, conductividad eléctrica, temperatura y turbiedad
2A	Adicional al nivel A, obtiene muestras de las características físicas y químicas prevalcientes en el Distrito Federal, tales como: alcalinidad total, cloruros, color, demanda de oxígeno, dureza total y nitrógeno amoniacal.
3A	Cumple las normas para el agua potable establecidas por la Secretaría de Salud, estas normas incluyen parámetros adicionales de cloro, dureza (calcio y magnesio), fluoruros y sólidos totales disueltos, nitratos, nitritos, N-orgánico, sulfatos, SAAM, K, Na, Al, As, Ba, Cd, Cu, cianuro, fluoruro, Fe, Pb, Mg, Mn, Hg, Ni, Ag, Se, Zn
4A	Procedimiento de muestreo intensivo, se practica cuando se tiene la sospecha de existencia de componentes sintéticos orgánicos, componentes orgánicos volátiles, demanda de oxígeno biológico y químico, radón y patógenos humanos.

BIBLIOGRAFÍA

- 1-1 Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales (DETAAR). Volumen I DETAAR. Contrato No. 6 33 1 0385 por Diseños Hidráulicos y Tecnología Ambiental, S.A. Diciembre de 1986.
- 1-2 Rodríguez J. Alejandro, "El reúso en la Ciudad de México", Revista Hidráulica Urbana, Dirección General de Operación y Construcción Hidráulica, No. 2, Junio 1997.

Tabla 1-1 Resultados experimentales finales de la calidad del agua saliendo de cada operación unitaria obtenidos en la planta piloto DETAAR (ver Fig.1-1)

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	Criterio de calidad DGCOH	Cumple con criterio DGCOH
Parámetros	Influente	Tratamiento Químico	Desabsorción de NH3	Filtración	Carbón Activado	Osmosis Inversa	Desinfección		
pH	8	10.4	10.4	8.2	7.5	4.5	7.7	6.5 a 6.9	NO
Color (U Pt-Co)	27	22	20	23	7	6	8	20	SI
Turbiedad (NTU)	2.1	2.9	2.3	0.9	1.1	0.5	0.6	10	SI
Alcalinidad total (CaCO3)	169	203	191	159	161		140	400	SI
Alcalinidad fenolftaleína	10	90	81	27				10	NO
Dureza total (CaCO3)	153	186	168	187	137		6	500	SI
Carbonatos	21	169	162	50					no sancionado
Bicarbonatos	171	42	58	146	161		9	140	no sancionado
Conductividad (µmhos/cm)	611	569	605	633	450	79	625	1000	SI
Cloruros	48	51	53	50	66	12	50	250	SI
Sólidos totales	490	493	474	503	512	44	486	500	SI
Sólidos totales fijos	384	376	408	397	404	17	416	450	SI
Sólidos totales volátiles	112	106	66	106	110	30	70	50	NO
Sólidos disueltos totales	475	484	467	499	457	47	477	1000	SI
Sólidos disueltos fijos	380	380	403	385	376	19	410	500	SI
Sólidos disueltos volátiles	101	104	65	105	85	33	67	10	NO
Sólidos suspendidos totales	6	9	7	4	4		3	1	NO
Sólidos suspendidos fijos	3	7	6	4	3	ND	3	0	NO
Sólidos suspendidos volátiles	4	2	2	2	3		1	0	NO
Sólidos sedimentables. (mL/L)	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.		no sancionado
Nitrógeno amoniacal	3.2	4.5	2.2	2.3	2.3	0.3		0.5	SI
Nitrógeno total	4.1	3.1	3.1	3	2.3	0.3		5.65	SI
Fósforo total	4	0.4	0.6	0.5	0.3	0.2			no sancionado
Fosfatos totales	11.8	1.1	1.7	1.7	0.9	0.8			no sancionado
Calcio total	28	34	17	42	30	2	30	100	SI
Magnesio total	20	19	20	20	15	0	20	125	SI
Sodio total	75	82	78	72	77	1	85	100	SI
Potasio total	17	16	20	17	17	1	17	12	NO
Hierro soluble	0.07	N.D.	0.02	0.05	0.39	0.05	0.06		no sancionado
Manganeso soluble	0.043	N.D.	N.D.	0.07	0.05	0.05	N.D.		no sancionado
Plomo soluble	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.		no sancionado
Cadmio soluble	0.01	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.		no sancionado
Mercurio soluble	0.0007	N.D.	N.D.	0.0005	N.D.	N.D.	N.D.		no sancionado
Arsénico soluble	9.00E-04	8.00E-04	8.00E-04	8.00E-04	N.D.	N.D.	0.0006		no sancionado
Cromo soluble	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.06	N.D.	N.D.		no sancionado
Hierro total	0.136	0.1	0.05	0.22	0.25	0.06	0.06	0.3	SI
Manganeso total	0.04	N.D.	N.D.	0.055	0.045	N.D.	N.D.	0.15	SI
Plomo total	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.05	SI
Cadmio total	0.01	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.005	SI
Mercurio total	2.00E-03	N.D.	N.D.	0.0007	0.0003	0.0006	0.0006	0.001	SI
Arsénico total	1.20E-03	1.10E-03	1.10E-03	7.00E-04	0.0009	0.0005	0.0019	0.05	SI
Cromo total	0.0525	N.D.	N.D.	0.02	0.05	N.D.	N.D.	0.05	SI
Coliformes fecales (NMP/100mL)	285000	42867	8400	23150	53600	N.D.	2400	0	NO
Coliformes totales (NMP/100mL)	330800	42867	11150	31400	54300	N.D.	2400	2	NO
BDO5 total	6	2	2	2	3	2	3		no sancionado
DBO5 soluble	2	1	2	2	2				no sancionado
DOO total	30	20	39	23	20	7	5	4	SI
DOO soluble	26	18			16	7			no sancionado
S.A.A.M.	2.13	0.97	0.92	0.95	0.25	0.09	0.3	0.5	SI

Nota: Todas las concentraciones en mg/L, excepto en donde se indique otras unidades.
N.D. = No detectado por el método analítico

Tabla 1-2 Criterios actuales de calidad de agua potable

	Parametros	Criterio	Unidades	Organismo
1	pH	6.5-6.9		SS
2	Color	20	U Pt/Co	SS
3	Turbiedad	10	UTN	SS
4	Alcalinidad Total (*)	400	mg/L	SS
5	Alca. a la Fenoftaleina (*)	10	mg/L	DGCOH
6	Dureza Total (*)	500	mg/L	SS
7	Dureza de Calcio. (*)	300	mg/L	SS
8	Dureza de Magnesio. (*)	200	mg/L	DGCOH
9	Conductividad Electrica	1000	µmhos/cm	DGCOH
10	Cloruros	250	mg/L	OPS
11	Sulfatos.	250	mg/L	SS
12	Solidos Totales	500	mg/L	DGCOH
13	Sol. Tot. Fijos.	450	mg/L	DGCOH
14	Sol. Tot. Volátiles.	50	mg/L	DGCOH
15	Sol. Disueltos Totales	1000	mg/L	OPS
16	Sol. Dis. Fijos.	500	mg/L	EPA
17	Sol. Dis. Volátiles.	10	mg/L	EPA
18	Sol. Suspendidos Tot.	1	mg/L	EPA
19	Sol. Suspendidos Fijos.	0	mg/L	DGCOH
20	Sol. Susp. Volátiles.	0	mg/L	DGCOH
21	Nitrog. Amoniacal	0.5	mg/L	EPA
22	Nitrogeno Nitratos.	5	mg/L	DGCOH
23	Nitrogeno Organico.	0.1	mg/L	SS
24	Nitrogeno Nitritos.	0.05	mg/L	SS
25	Fluoruros	1.5	mg/L	SS
26	OCMA	3	mg/L	SS
27	DQO Total	4	mg/L	DGCOH
28	SAAM	0.5	mg/L	SS
29	Arsenico Total	0.05	mg/L	SS
30	Cadmio Total	0.005	mg/L	SS
31	Calcio Total	100	mg/L	DGCOH
32	Zinc Total	5	mg/L	SS
33	Cobre Total	1.5	mg/L	SS
34	Cromo Total	0.05	mg/L	SS
35	Fierro Total	0.3	mg/L	SS
36	Magnesio Total	125	mg/L	SS
37	Manganeso Total	0.15	mg/L	SS
38	Mercurio Total	0.001	mg/L	DGCOH
39	Plomo	0.05	mg/L	SS
40	Potasio Total	12	mg/L	DGCOH
41	Selenio Total.	0.05	mg/L	SS
42	Silicio Total			DGCOH
43	Sodio Total.	100	mg/L	SS
44	Coliformes Total	2	NMP/100ml	SS
45	Coliformes Fecales	0	ORG/100ml	DGCOH
46	Cuenta Estandar	200	Col/100ml	DGCOH

Donde:

SS - Secretaria de Salubridad

DGCOH - Direccion General de Construccion y Operacion Hidraulica

EPA - Environmental Protection Agency (Agencia de Proteccion Ambiental)

OPS - Organizacion Panamericana de la Salud

(*) mg/L como CaCO₃

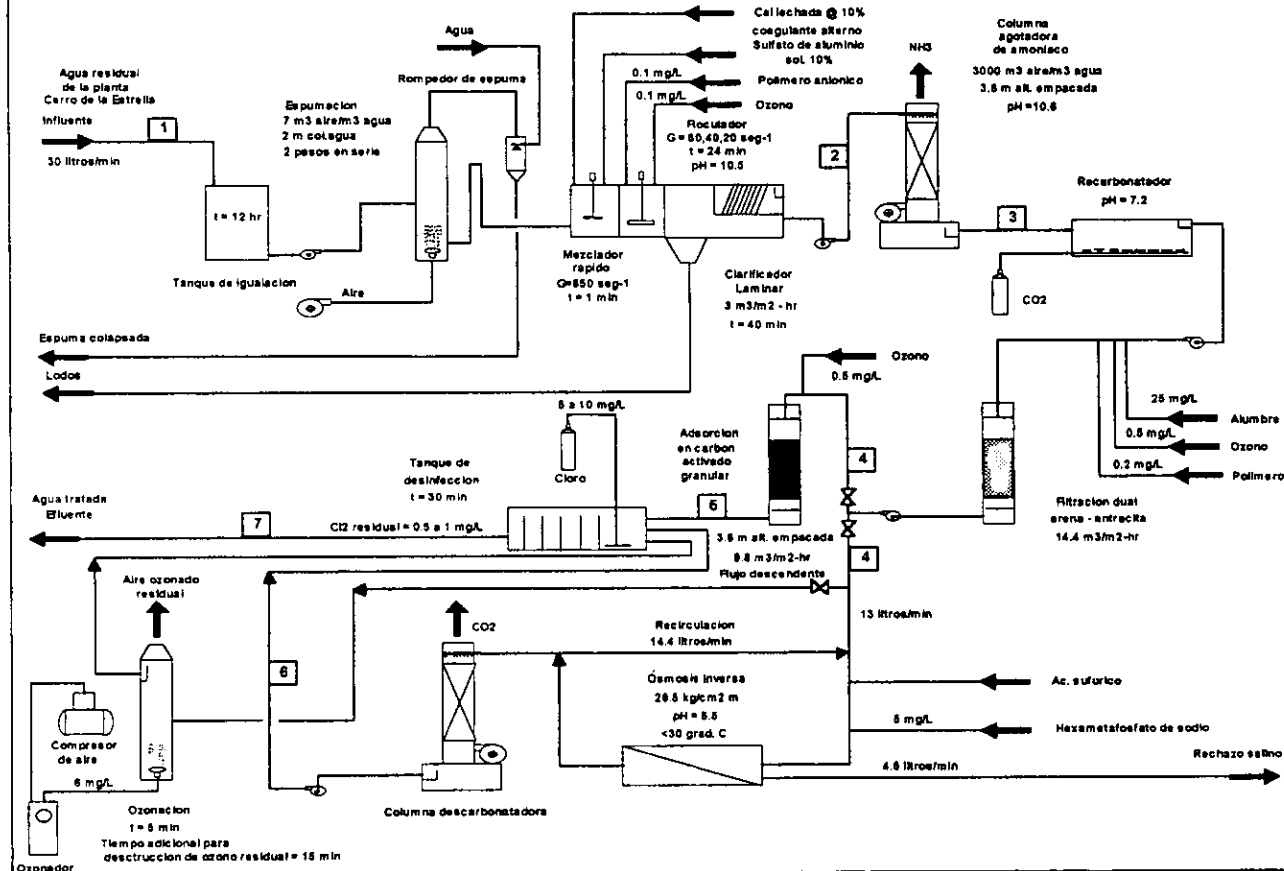
Tabla 1-3 Estándares Federales de Agua Potable de los E.U.A

Substancia	EPA Primary Standards,mg/L	EPA Secondary Standards,mg/L
Arsénico	0.05	
Bario	1	
Cadmio	0.01	
Cloruros		250
Cromo	0.05	
Cobre		1
Hierro		0.3
Plomo	0.05	
Manganeso		0.05
Mercurio	0.002	
Nitratos (N)	10	
Selenio	0.01	
Plata	0.05	
Sulfatos		250
Sol. Disueltos Totales		500
Zinc		5
Turbidez	<5.0	
Color		15
Olor		3
Corrosividad		No corrosivo
Agentes espumantes		0.5
pH		6.5 a 8.5
Endrín	0.0002	
Lindano	0.004	
Methoxychlor	0.1	
Toxafeno	0.005	
2,4-D	0.1	
2,4,5-TP Silvix	0.01	
Radioactividad:		
Gross Alpha +	<5 picocuries/litro	
Gross Beta		
Trihalometanos	100 ppb	

Tabla 1-4 Normas desarrolladas por la Secretaria de Salud para certificar la calidad del agua potable (1991)

Contaminante	Norma	Unidad
Aluminio	0.2	mg/L
Arsenico	0.05	mg/L
Bario	1.0	mg/L
Cadmio	0.005	mg/L
Dureza de calcio	300.0	mg/L CaCO ₃
Demanda quimica de oxigeno	3.0	mg/L
Cromo (VI)	0.05	mg/L
Cobre	1.5	mg/L
Cianuro	0.05	mg/L
Fluoruro	1.5	mg/L
Hierro	0.3	mg/L
Piomo	0.05	mg/L
Dureza de magnesio	125.0	mg/L CaCO ₃
Manganeso	0.15	mg/L
Mercurio	0.001	mg/L
Nitratos	5.0	mg/L N
Nitritos	0.05	mg/L N
Selenio	0.05	mg/L
Sulfato	250.0	mg/L
Alcalinidad total	400.0	mg/L CaCO ₃
Zinc	5.0	mg/L
Extractivos de carbon-cloroformo	0.3	mg/L
Extractivos de carbon-alcohol	1.5	mg/L
Nitrogeno organico	0.1	mg/L N
Fenoles	0.001	mg/L
Color	20.0	unidades Pt-Co
Cloro libre	0.2	mg/L
Cloro (agua con sobredosis)	1.0	mg/L
Substancias activas al azul de metileno	0.5	mg/L
pH	6.9 - 8.5	unidades
Sabor y olor	No detectable	
Turbiedad	10	NTU escala silice
Coliformes fecales, NMP	0	no./100 mL

FIG. 1-1- DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DE LA PLANTA PILOTO D.E.T.A.A.R



CAPITULO 2

PROCESO DE ESPUMACIÓN

INTRODUCCIÓN

En este capítulo se comenzará con la descripción de cada una de las operaciones unitarias que forman la planta piloto DETAAR siguiendo el flujo de proceso presentado en la Fig. 1-1, y de acuerdo a la primera y segunda secuencia básica de procesos como quedo establecido en el Capítulo 1.

El primer proceso unitario es la espumación o separación por fraccionamiento de espumas, este es un proceso de separación y/o concentración de componentes disueltos, por la adsorción de uno o más solutos en la superficie de burbujas, la eliminación de la espuma formada por las burbujas en la superficie del líquido tratado remueve el soluto concentrado y si existen sólidos suspendidos estos también se removerán.

El proceso de espumación fue utilizado en la Planta DETAAR para separar los agentes espumantes de las aguas residuales los cuales debido a su carácter no-biodegradable no fueron removidos por el proceso de tratamiento biológico, además estos agentes espumantes interfieren con la transferencia de oxígeno en los reactores biológicos y provocan la formación de gran cantidad de espumas en el proceso de filtración o en otros procesos donde se generan turbulencias o agitación y lo mas importante provoca el rechazo de parte del publico consumidor.

El proceso de espumación fue extensamente estudiado a mediados de los años 60's en los E.U.A. para remover los detergentes (ABS) y lineal-alqui- sulfonatos (LAS) de las aguas residuales [Brunner y Stephan, Ref. 2-1], no obstante que en las aguas residuales municipales se encuentran mezclas complejas de estas sustancias tensoactivas, únicamente los detergentes aniónicos del tipo ABS son analíticamente medidos como "sustancias activas al azul de metileno" (SAAM) con lo cual se tiene la mejor aproximación de la concentración de los detergentes en el agua debido a que existe la interferencia de otros compuestos orgánicos en el método analítico utilizado para su detección.

TEORÍA DEL PROCESO DE ESPUMACIÓN

El proceso de espumación funciona formando espuma por la acción de finas burbujas de aire generadas a través de difusores porosos localizados en el fondo de un tanque de contacto, la espuma generada es removida en la parte superior del tanque por medio de un sistema de recolección y condensación de espuma, un sistema de extracción de aire puede servir como ayuda para transportar la espuma y llevarla a colapsar para obtener un líquido concentrado fácil de drenar y enviar a disposición final.

Los equipos de separación por espumación pueden ser de dos tipos:

- Tipo columna, (Fig. 2-1) en este equipo el líquido se introduce en un punto medio de la columna vertical, fluye hacia abajo y se descarga por el fondo, cerca del fondo se colocan difusores para asegurar la dispersión de burbujas finas de aire las cuales se elevan a contracorriente al flujo de líquido, la altura de la interface líquido-espuma se mantiene con un sistema de control de nivel arriba del punto de alimentación, la espuma generada fluye a través de un codo superior y sale a un sistema de condensación de espumas. Este tipo de aparato es principalmente utilizado en estudios piloto de laboratorio.
- Tipo canal, (Fig. 2-2) en esta configuración la alimentación se introduce en un extremo de un canal cubierto, el líquido fluye a través del canal y sale por el extremo opuesto, los difusores se colocan a intervalos en el fondo del canal, un vertedor mantiene el nivel de líquido constante, mientras que la espuma formada se mantiene en el espacio entre el nivel de líquido y la cubierta del canal, un "baffle" vertical permite que la espuma derrame hacia una cámara lateral de la cual se puede extraer como líquido concentrado o conducirla por arrastre con aire hacia un aparato de condensación de espumas.

Brunner y Stephan [Ref.2-1], establecieron que la remoción del material surfactante del agua residual puede ser calculada partiendo de un balance de materiales para un componente simple bajo las siguientes suposiciones:

1. Existe mezcla completa del líquido en el recipiente.
2. Existe suficiente profundidad del líquido para obtener la máxima adsorción del soluto en la interface gas-líquido.
3. Densidad del líquido constante.
4. La espuma formada tiene suficiente estabilidad mecánica.

5. El volumen de la capa líquida conteniendo la concentración superficial de exceso de soluto es despreciable.

Brunner y Stephan propusieron el siguiente balance de materiales:

$$C_0 - C_e = 1000\left(\frac{G}{F}\right)\Gamma_e S$$

Donde:

C_0 = Concentración de surfactante en la alimentación, mg/L

C_e = Concentración de surfactante en el licor producto, mg/L

G = Flujo volumétrico de aire, litros/min

F = Flujo volumétrico de líquido, litros/min

Γ_e = Concentración superficial de soluto en exceso en equilibrio correspondiente a C_e , mg/cm²

S = Superficie específica de las burbujas en la fase espuma, cm²/cm³

La ecuación anterior, sin embargo tiene poco uso práctico debido a la dificultad de obtener el parámetro Γ_e ya que es una función compleja de muchas variables entre las cuales se encuentra la estabilidad de la espuma.

Buscando una aproximación práctica Brunner postuló que para surfactantes aniónicos del tipo ABS detectables por la prueba del azul de metileno la concentración superficial en exceso es aproximadamente directamente proporcional a su concentración en equilibrio en el líquido e inversamente proporcional a la concentración de otros tensoactivos orgánicos que tienden a desplazar el ABS de la superficie, depreciando el efecto de estos tensoactivos orgánicos y para bajas concentraciones de ABS pudo establecer la siguiente aproximación:

$$\Gamma_e^{ABS} = k_1 C_e^{ABS}$$

$$\frac{(C_0^{ABS} - C_e^{ABS})}{C_e^{ABS}} = 1000 k_1 S \left(\frac{G}{F}\right)$$

Donde k_1 es una constante de equilibrio y el superíndice "ABS" simplemente indica el tipo de tensoactivo y es equivalente a la concentración de ABS analizada como SAAM.

Los estudios experimentales de Brunner y Stephan se pueden resumir en los siguientes resultados generales :

	Efluentes primarios	Efluentes secundarios
Remoción de SAAM	50% mínimo	70% mínimo
relación G/F usada	≥ 3	≥ 3
Remoción de DQO	18 a 38%	12 a 41%
relación G/F usada	3 a 10, promedio 5	3 a 10, promedio 5

En estas experiencias se logro determinar cualitativamente que la eficiencia de remoción de SAAM también es función de la altura de líquido sobre el difusor, la altura de la espuma sobre el líquido (siendo esta observación muy importante cuanto mas inestable era la espuma formada), el tiempo de residencia del líquido, el tipo de aparato (columna o canal) y posiblemente el tamaño de la burbuja de aire, las observaciones experimentales también lograron establecer cuantitativamente el volumen de espuma colapsada (líquido formado) dando aproximadamente un rango de 2 a 10% de líquidos con respecto al volumen alimentado de agua residual.

En este punto es importante recordar que el proceso de espumación también remueve material suspendido (SST) por el efecto de flotación sin embargo Brunner y Stephan no evaluaron las eficiencias de remoción.

La investigación en los Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales (DEETAR) permitió establecer que la eficiencia del proceso de espumación es función principalmente de la relación aire/agua, la altura de la columna de agua sobre los difusores y el tamaño de la burbuja, observaciones posteriores indicaron que otros parámetros tales como la relación aire-SAAM [litros aire/mg SAAM], la tasa de remoción de SAAM [mg SAAM removido/min m²], y el factor de concentración de SAAM -tiempo de residencia [mg/ L-min], podrían influir directamente en la eficiencia de separación del surfactante.

La investigación experimental se oriento a obtener un modelo que tomará en cuenta todas las variables anteriores mejorando el modelo de Brunner y Stephan para ser aplicado directamente al diseño del equipo de separación, el análisis final identificó a dos constantes básicas las cuales gobiernan el fenómeno de separación de SAAM, [Ref.2-3]:

- (1) K_1 , velocidad de transferencia de SAAM desde el seno del agua a la superficie del agua por unidad de área, por unidad de tiempo, por unidad de concentración de SAAM en el agua.
- (2) K_2 , constante de equilibrio de SAAM entre la concentración de SAAM en la superficie del agua y la concentración de SAAM en el seno del líquido.

La investigación experimental condujo a la formulación de la siguiente ecuación la cual permitio modelar el comportamiento de la unidad de espumación :

$$\frac{C_0}{C_e} = 1 + K_2 \left(\frac{6}{d}\right) r \left\{ 1 - \exp\left[\left(-\frac{K_1}{K_2}\right) \left(\frac{1}{v}\right) h \right] \right\}$$

Donde:

C_0 = SAAM en influente, mg/l.

C_e = SAAM en efluente, mg/l.

K_1 = Tasa de transferencia de SAAM desde el seno del agua a la superficie del agua por unidad de área, por unidad de tiempo, por unidad de concentración de SAAM en el agua, (mg/hr-m²)/(mg/l).

K_2 = Concentración en el equilibrio de SAAM en la superficie por unidad de concentración de SAAM en el agua (mg/m²)/(mg/l).

d = Diámetro de burbuja, mm.

r = Relación volumétrica aire/agua, adimensional, (G / F)

v = Velocidad de ascenso de la burbuja en el agua, cm/seg.

h = Altura de la columna de agua, m.

K = Constante, adimensional.

La eficiencia fraccional total "E_f" de separación esta definida por:

$$E_f = \frac{C_0 - C_e}{C_e}$$

Para simular el proceso se construyeron dos modelos, el primer modelo consistió de un espumador tipo columna de 2.20 m x 0.41 m Ø con difusores porosos en el fondo y un sistema colector en el domo con rociadores de líquido para colapsar la espuma, el agua influente (efluente de sedimentador secundario de la planta Cerro de la Estrella) fue alimentada a la mitad de la altura, el flujo de agua fue de 0.5 litros/seg con un tiempo de retención de 8.6 min y 2.0 m de columna de agua, las concentraciones de SAAM en el agua influente fue ≥ 7 mg/L.

El segundo modelo consistió de un tanque de plexiglas con cinco celdas en serie, de 56 cm altura efectiva x 30 cm largo x 20 cm ancho, los flujos de agua fueron de 3.3 a 17.8 litros/min, el aire fue alimentado a través de difusores porosos en el fondo de las celdas, y la espuma se recolecta a través de un canal lateral.

En ambos modelos el líquido producido por la espuma colapsada fue del 5 al 10% del flujo alimentado y la altura promedio de la columna de agua fue de 2.0 m.

De los resultados de estas dos series de pruebas experimentales se lograron obtener los siguientes parámetros característicos:

Diámetro promedio de la burbuja = 2.5 mm

Velocidad ascendente de la burbuja = 30 cm/seg

Finalmente combinando los datos anteriores se calcularon las constantes de la ecuación del modelo:

$A = 0.60$

$B = 1.65 \text{ m}^{-1}$

$K_1 = 0.000124 \text{ m/seg} = 446 \text{ mg / hr m}^2 \text{ mg/L}$

$K_2 = 0.00025 \text{ m} = 25 \text{ mg/m}^2 \text{ / mg/L}$

Substituyendo los valores de estas constantes en las ecuaciones del modelo se obtiene la siguiente expresión:

$$\frac{C_0}{C_e} = 1 + 0.6r[1 - \exp(-1.65h)]$$

Conocida la eficiencia de remoción de SAAM fue posible establecer los siguientes balances de materiales para SAAM alrededor de la columna de espumación:

SAAM que entra, Kg/día :	$F C_0 / 1000$
SAAM en espuma, Kg/día :	$F C_0 E_f / 1000$
SAAM que sale, Kg/día :	$F C_0 (1 - E_f) / 1000$
Concentración de SAAM en el efluente :	$C_e = C_0 (1 - E_f)$
Caudal de espumas condensadas :	$R \cong 0.02 F$
Concentración de SAAM en espumas:	$C_R = F C_0 E_f / R$

ANÁLISIS Y CRITICA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LA PRUEBA PILOTO

Para confirmar los resultados previos en la DGCOH se llevaron a cabo una serie adicional de experimentos en el modelo de columna modificado con una mampara

vertical instalada a la mitad del diámetro para simular un proceso con dos etapas en serie.

Las condiciones de las pruebas fueron: relación aire/agua de 7, (3.5 por etapa) y una altura de la columna de agua de 1.4 m, los resultados fueron corregidos sumando una concentración estimada de 0.4 mg/L de SAAM no-espumable a la concentración del efluente, la eficiencia de remoción total promedio de estas pruebas fue de 74% y la concentración promedio de SAAM del efluente de 0.55 mg/L . En comparación, con la ecuación del modelo se calculó una eficiencia de 88% y una concentración de SAAM en el efluente de 0.26 mg/L.

Estos resultados demostraron que existen deficiencias en el modelo propuesto, no obstante estas deficiencias, el modelo fue aplicado al diseño de un equipo prototipo para remover SAAM en el efluente primario para el primer tren de proceso de la planta de tratamiento de agua residual "Cerro de la Estrella" [Ref.2-8], posteriores experiencias operativas en este prototipo parecen indicar que el modelo es una buena aproximación para estimar el efecto de las variables del proceso sin embargo hasta la fecha no se tienen datos operacionales que permitan retroalimentar el diseño.

Es importante hacer notar la semejanza funcional entre el modelo semiteórico de Brunner y Stephan y el modelo experimentado por la DGCOH.

$$\text{Brunner y Stephan : } \frac{C_0^{ABS}}{C_e^{ABS}} = 1 + 1000k_1S\left(\frac{G}{F}\right)$$

$$\text{DGCOH - DETAAR : } \frac{C_0}{C_e} = 1 + Kr ; \quad K = 1000k_1S ; \quad r = \frac{G}{F}$$

La confiabilidad del modelo puede ser mejorada y para lograrlo se requiere el análisis y evaluación de los siguientes puntos los cuales por limitaciones de tiempo y presupuesto del proyecto no fueron consideradas:

1. No se experimentó lo suficiente en el modelo de espumador tipo canal.

Este tipo de equipo es el mas adecuado para su construcción a escala total por razones de capacidad hidráulica, sin embargo es mas ineficiente en comparación a la columna (por efecto del patrón de flujo longitudinal en vez de contracorriente), por lo tanto se requieren mas pasos en serie de separación y el modelo tipo columna falla para hacer esta predicción.

Para evaluar aproximadamente el efecto del número de pasos, la eficiencia total " E_0 " de remoción de un espumador tipo canal con un patrón de flujo longitudinal (conocido como flujo tapón) puede ser calculada a partir de la eficiencia por paso con la siguiente ecuación derivada empíricamente :

$$E_0 = 1 - (1 - E)^i$$

Donde:

i = Número de pasos

E = Eficiencia de remoción por paso

La Fig. 2-1 se presenta para mostrar el efecto del número de pasos en la eficiencia total para un espumador tipo canal, y se puede observar que un equipo con más de 3 pasos para relaciones $G/F > 4$ no es práctico.

2. Efecto de la altura de separación de la espuma formada y de la recirculación de espuma. Las pruebas piloto no evaluaron el efecto de la altura de separación de la espuma, sin embargo estudios experimentales [Ref.2-1 y 2-2] han demostrado que la inestabilidad de la espuma tiene un efecto adverso en la eficiencia de remoción debido a que al colapsarse la espuma en la zona de separación retoman los contaminantes al líquido, esta observación es importante para el diseño del equipo ya que cuando la estabilidad es baja se requiere de un tiempo de residencia mínimo de la espuma en la zona de separación. Por otra parte, bajo condiciones de espuma estable, Brunner y Stephan [Ref. 2-1] observaron los siguientes efectos:
- La eficiencia de remoción disminuye cuando la altura de separación de la espuma aumenta.
 - El volumen de líquido formado por la espuma colapsada aumenta cuando la altura de la zona de separación de la espuma aumenta. Este concepto tiene una importancia especial debido a que tiene influencia directa sobre la capacidad del proceso de tratamiento y/o disposición del líquido residual que se pretenda utilizar. Se han construido en los E.U.A equipos prototipo (capacidad de 500 000 gal/día) con alturas de separación de espuma de 0.5 a 0.75 m para producir un volumen de líquidos del 1 al 10% del flujo alimentado para una relación de G / F promedio de 5 y un tiempo de residencia del líquido de 5 min., [Ref. 2-1]. Como referencia se pueden citar algunos métodos propuestos para el tratamiento de las espumas mencionados en la literatura, como son: Reciclo de espumas,

biodegradación aerobica separada, digestión aerobica e incineración y lechos de evaporación.

3. Efecto del tipo de difusor en el diámetro de la burbuja formada.

En los dos tipos de espumadores descritos se utilizaron difusores porosos del tipo burbuja fina, en donde el diámetro promedio de la burbuja fue de 2.5 mm, existen en el mercado difusores porosos de varios tipos para la generación de microburbujas de hasta 1.0 mm de diámetro lo cual permite aumentar el área de transferencia de masa, [Ref.2-6], en la Fig. 2-4 se muestra el efecto del diámetro de la burbuja en la eficiencia de separación de un espumador tipo columna.

En este punto es necesario indicar que la velocidad de ascensión de la burbuja es función de las propiedades físicas del fluido y del diámetro de la burbuja, debido a que se obtuvo una medición experimental única de la velocidad de ascenso para un diámetro de burbuja de 2.5 mm de $v \approx 30$ cm/seg, se requiere estimar la velocidad de ascenso para otros tamaños de burbuja con el propósito de evaluar su efecto en la eficiencia de remoción, sin entrar en detalles sobre el comportamiento de una burbuja de gas en una fase líquida, el fenómeno puede ser analizado con la ley de Stokes (para $Re_B < 1$) y la relación de Mendelson (para $Re_B \gg 1$) [Ref.2-7], en función del número de Reynolds de la burbuja (Re_B).

Para el sistema agua-aire se ha observado que el número de Reynolds de la burbuja es mucho mayor que uno, por lo tanto substituyendo las propiedades físicas del agua a 20°C en la relación de Mendelson se obtiene:

$$v = \left[\frac{2\sigma}{\rho_L d_B} + \frac{gd_B}{2} \right]^{1/2}$$
$$v = \left(\frac{1.45 \times 10^{-4}}{d_0} + 4.9d_B \right)^{1/2}$$

Donde:

Re_B = Número de Reynolds

v = Velocidad de ascenso de la burbuja, m/seg

g = 9.81 m/seg²

σ = Tensión superficial del líquido, Kg/seg²

ρ_L = Densidad del líquido, Kg/m³

d_B = Diámetro de la burbuja, m

Como se puede observar en la Fig. 2-4 el diámetro de la burbuja tiene un efecto significativo en la eficiencia de remoción de SAAM.

4. Efecto del uso de polielectrolitos catiónicos para mejorar la eficiencia de separación.

Fue observado [Ref. 2-1] que la adición de polielectrolitos catiónicos tiene un efecto positivo en la eficiencia de remoción de SAAM, DQO y SST, este efecto puede ser explicado debido a que se ayuda a la coagulación para formar floculos de mayor tamaño y se promueve la formación de espumas mas estables.

5. El problema de la condensación de la espuma.

El apagado de la espuma producida y su transporte fue un problema no resuelto y que ocasiono muchos problemas de operación en el equipo piloto.

Se requiere experimentar métodos alternos para la condensación de espumas, varias formas de apagar la espuma son posibles, alguna de las cuales incluyen [Ref. 2-2] :

- Contacto con superficies o gases calientes.
- El paso de espumas a través de alabes, rejillas o mallas rotatorias.
- El "apagado" y dilución por medio de esreado con agua.

Las dos primeras formas requieren de equipo mas sofisticado, la tercera forma no ha dado resultados convincentes en la manera que fue implementada en las pruebas piloto, además de generar un mayor caudal de desecho líquido, por lo tanto una propuesta sería apagar la espuma con el mismo líquido generado utilizando un modelo mejorado de boquillas de esreado para no aportar mas agua al líquido de desecho, se deberá prever el taponamiento de las espreas utilizando filtros adecuados para este propósito.

BIBLIOGRAFÍA

- 2-1 C. A. Brunner , D.G. Stephan, "Foam Fractionation", Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 57, No. 5, May 1965.
- 2-2 Paul A. Hass and H. F., "Foam Columns for Countercurrent Surface - Liquid Extraction of Surface - Active Solutes", A.I.Ch.E Journal, Vol.11, No.2, 319-324, March 1965.
- 2-3 Espino, E., Vazquez V. M., Flores H. F., "Pilot Studies of Wastewater Potabilization in Mexico City", ponencia presentada ante la AWWA Research Foundation, Denver Co. EUA., 1988

- 2-4 Espino, E., Flores, H. F., Tinoco, J., "Wastewater Reuse in Mexico City", Municipal Wastewater Reuse News, AWWA Research Foundation, Denver Co. EUA., 1988
- 2-5 Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica, "Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales (DETAAR)", Contrato No. 6-33-1-0385, Diciembre de 1986, México D.F.
- 2-6 MicroBubble, The Nopol - Simplex Aeration Process, Publication 116 , Ames Crosta Babcock, England.
- 2-7 J. N. Tilton and T. F. W. Russell, Designing gas-sparged vessels for mass transfer, Chemical Engineering, November 29, 1982.
- 2-8 Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica, "Proyecto Ejecutivo de Rehabilitación del 1° y 2° Trenes de Procesos de Un Metro Cubico por Segundo cada uno de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Cerro de la Estrella", Contrato No. BILASA-25002, Mayo 1990 por Bufete Industrial Diseños y Proyectos S.A de C.V.

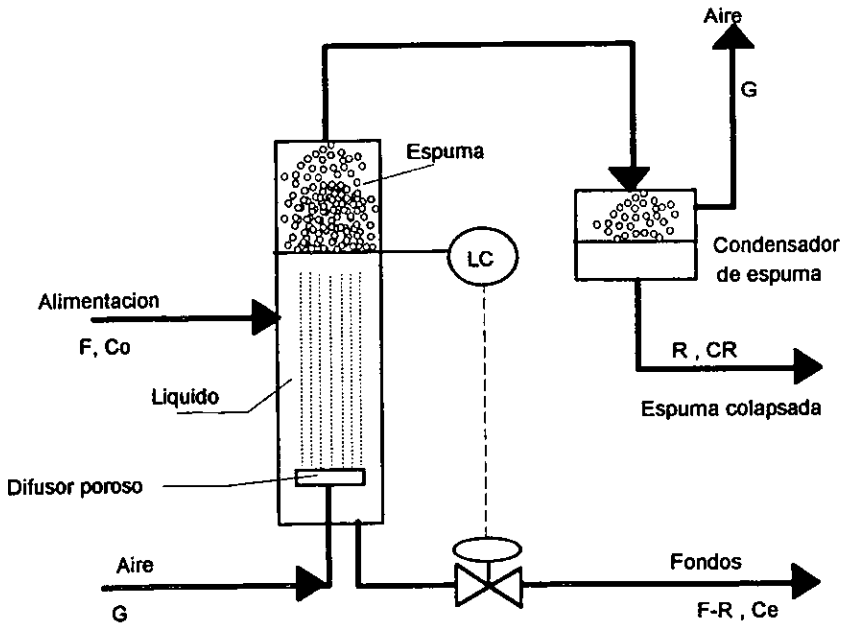


Fig. 2-1 Espumador tipo columna

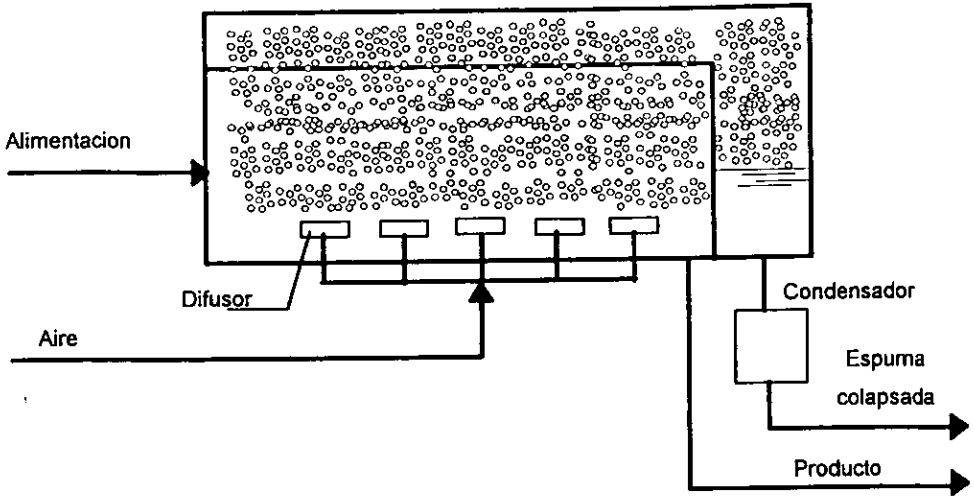


Fig. 2-2- Espumador tipo canal

Tabla 2-1 Modelo de espumador tipo canal
 Calculo del efecto del numero de pasos

Ecuaciones						
$K = A [1 - \exp(-B h)]$		$A = K2 (6 / d) \quad B = (K1 / K2) (1 / v)$				
$E = K^*r / (K^*r + 1)$		$Eo = 1 - (1 - E)^i$				
$v = ((1.45E - 04 / d) + 4.9 * d)^{0.5}$						
Constantes				Símbolo	Valor	Unidad
Diámetro de la burbuja				d	2.5	mm
Altura de la columna de agua				h	2.0	m
Velocidad de ascenso de la burbuja				v	26.50	cm/seg
Coeficiente de transferencia de masa				K1	0.0124	cm/seg
Constante de equilibrio				K2	0.00025	m
Constantes del sistema.				A	0.6000	
Constantes del sistema				B	1.8714	
Constante del sistema				K	0.5858	
No. pasos = i			1	2	3	4
r = G/F	K*r	E	Eo	Eo	Eo	Eo
m3/m3						
1.00	0.5858	0.3694	0.3694	0.6023	0.7492	0.8419
2.00	1.1716	0.5395	0.5395	0.7879	0.9023	0.9550
3.00	1.7574	0.6373	0.6373	0.8685	0.9523	0.9827
4.00	2.3431	0.7009	0.7009	0.9105	0.9732	0.9920
5.00	2.9289	0.7455	0.7455	0.9352	0.9835	0.9958
6.00	3.5147	0.7785	0.7785	0.9509	0.9891	0.9976
7.00	4.1005	0.8039	0.8039	0.9616	0.9925	0.9985
8.00	4.6863	0.8241	0.8241	0.9691	0.9946	0.9990
9.00	5.2721	0.8406	0.8406	0.9746	0.9959	0.9994
10.00	5.8579	0.8542	0.8542	0.9787	0.9969	0.9995

Fig. 2-3 Efecto del No. de pasos

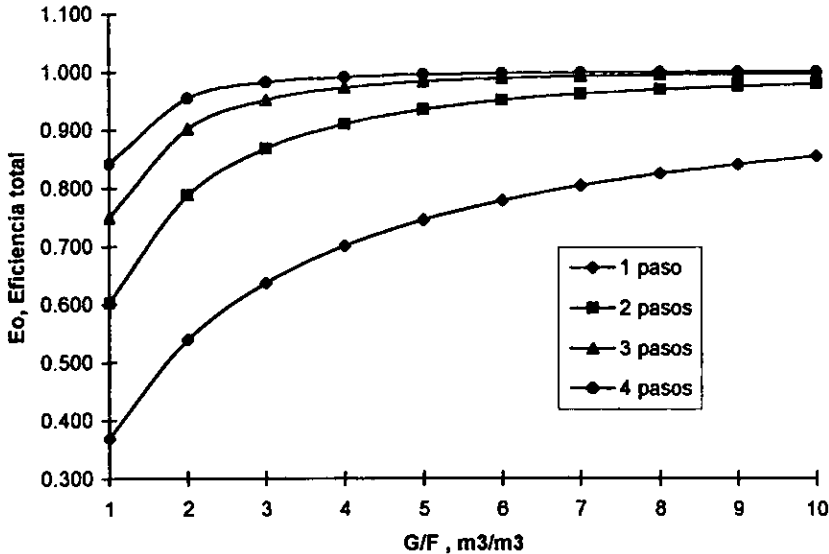
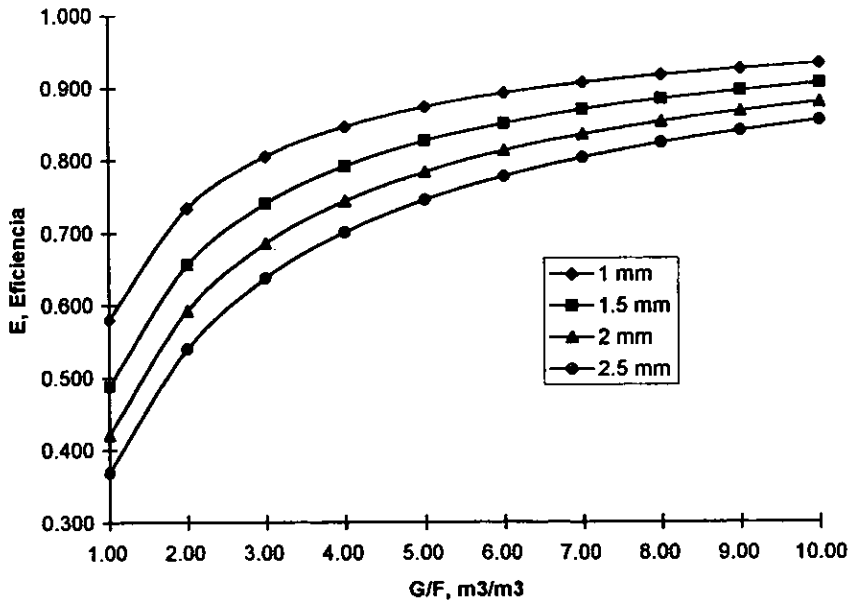


Tabla 2-2 Modelo de espumador tipo columna
Cálculo del efecto del tamaño de la burbuja

Ecuaciones					
$K = A [1 - \exp(-B h)]$ $A = K_2 (6 / d)$ $B = (K_1 / K_2) (1 / v)$ $E = K^* r / (K^* r + 1)$ $E_0 = 1 - (1 - E)^i$ $v = ((1.45E-04 / d) + 4.9 \cdot d)^{0.5}$					
Díámetro de la burbuja, mm, d	1.0	1.5	2.0	2.5	
Altura de la columna de agua, m, h	2.0	2.0	2.0	2.0	
Vel. de ascenso de la burbuja, cm/seg, v	38.72	32.25	28.69	26.50	
Coef. de transf. de masa, cm/seg, K1	0.0124	0.0124	0.0124	0.0124	
Constante de equilibrio, m, K2	0.00025	0.00025	0.00025	0.00025	
Constantes del sistema, A	1.5000	1.0000	0.7500	0.6000	
Constantes del sistema, B	1.2811	1.5379	1.7289	1.8714	
Constante del sistema, K	1.3843	0.9538	0.7264	0.5858	
	r = G/F m ³ /m ³	E	E	E	E
	1.00	0.5806	0.4882	0.4208	0.3694
	2.00	0.7346	0.6561	0.5923	0.5395
	3.00	0.8059	0.7410	0.6854	0.6373
	4.00	0.8470	0.7923	0.7440	0.7009
	5.00	0.8738	0.8267	0.7841	0.7455
	6.00	0.8925	0.8513	0.8134	0.7785
	7.00	0.9065	0.8697	0.8357	0.8039
	8.00	0.9172	0.8841	0.8532	0.8241
	9.00	0.9257	0.8957	0.8673	0.8406
	10.00	0.9326	0.9051	0.8790	0.8542

Fig. 2-4 Efecto del tamaño de la burbuja



CAPITULO 3
PRECIPITACIÓN QUÍMICA
(COAGULACIÓN, FLOCULACIÓN, CLARIFICACIÓN)

INTRODUCCIÓN

El propósito principal de la precipitación química dentro de la secuencia de procesos de tratamiento avanzado en la planta piloto DETAAR tuvo los siguientes objetivos:

- Disminuir el color, la turbiedad, la concentración de los compuestos solubles de fósforo y la materia orgánica compleja a los niveles factibles que permitan el reuso de las aguas tratadas.
- Acondicionar el agua para permitir el funcionamiento de las unidades de tratamiento subsecuentes como son la filtración en lecho granular, la ósmosis inversa, la desinfección, etc.

La precipitación química de efluentes secundarios es un proceso de tratamiento avanzado empleado a nivel terciario, pero que puede ser aplicado a nivel primario y secundario, se emplea cuando se requiere controlar la turbiedad, el color, las concentraciones presentes de compuestos de fósforo, las concentraciones de algunos metales pesados (en forma de sus compuestos solubles), la materia orgánica compleja y para suavizar el agua.

La precipitación química es la mejor alternativa cuando se requiere la remoción de fósforo inorgánico (ortofosfatos y polifosfatos) por post-precipitación después de la sedimentación secundaria cuando este no se puede remover por métodos biológicos como es el caso en las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales existentes en la ciudad de México, esto es debido a que en el pasado estas plantas fueron diseñadas para la remoción de materia carbonacea, por lo tanto tomando en cuenta esta limitación la precipitación química es la mejor tecnología disponible para la remoción de compuestos de fósforo después del tratamiento biológico convencional.

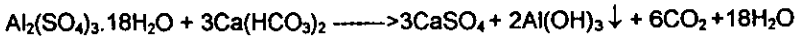
Como se puede observar en el diagrama de flujo de la planta piloto DETAAR (Fig.1-1), el tratamiento químico se compone de las siguientes operaciones unitarias: Coagulación, Floculación, Clarificación y Recarbonatación.

REACCIONES QUÍMICAS BÁSICAS DE LA COAGULACIÓN Y DE LA REMOCIÓN DE FÓSFORO POR PRECIPITACIÓN

Reacciones químicas de la coagulación:

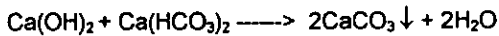
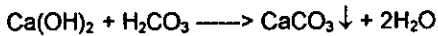
En seguida se identificarán las reacciones de precipitación que se producen cuando se agregan cal y sulfato de aluminio como coagulantes básicos al agua residual tratada [Ref. 3-2].

Cuando se añade sulfato de aluminio al agua residual tratada que contiene alcalinidad de bicarbonato de calcio tiene lugar la siguiente reacción:



El hidróxido de aluminio producido es un precipitado gelatinoso que sedimenta lentamente arrastrando consigo la materia coloidal y suspendida.

La cal reacciona con la alcalinidad natural del agua de acuerdo a las siguientes reacciones:



Como podrá observarse deberá añadirse una cantidad suficiente de cal para combinarse con todo el bióxido de carbono libre y con los bicarbonatos ácidos para producir carbonato de calcio, que actúa como coagulante básico.

Remoción de fósforo por precipitación química

La eliminación de fosfatos mediante precipitación química con los iones calcio, aluminio y hierro se explica en seguida [Ref. 3-2] :

Aluminio:



La solubilidad del fosfato de aluminio es función del pH, el rango de solubilidad mínima se encuentra entre pH de 5.5 a 6.5, debido a que el ion sulfato permanece en solución abate ligeramente el pH, por otra parte la dosis de sulfato de aluminio debe ser determinada con pruebas de jarras ya que las reacciones de coagulación son no estequiométrica.

Cal :

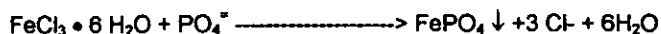
1. $5\text{Ca}(2+) + 3(\text{PO}_4(3-)) + \text{OH}^- \longleftrightarrow \text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH}) \downarrow$ [hidroxiapatita]
2. $\text{Mg}(2+) + 2\text{OH}^- \longleftrightarrow \text{Mg}(\text{OH})_2 \downarrow$
3. $\text{Ca}(2+) + \text{CO}_3(2-) \longleftrightarrow \text{CaCO}_3 \downarrow$

La química de la eliminación del fosfato con cal es diferente a la del aluminio, como ya se mencionó cuando se añade cal al agua reacciona con la alcalinidad natural del agua para precipitar CaCO_3 , los iones calcio en exceso reaccionaran con el fósforo como lo indica la reacción anterior para precipitar hidroxiapatita { $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH})$ }.

La relación teórica Ca:P es de 5:3 sin embargo en la practica se ha encontrado que esta relación puede variar entre 1.3 a 2.0, esto indica que la remoción de fósforo es no estequiométrica por lo tanto la dosis de cal deberá ser determinada con pruebas de jarras, la principal variable que afecta la remoción de fósforo es la alcalinidad de agua, con pH menores de 9.5 y aguas con alcalinidades menores a 150 mg/L la precipitación es pobre, aguas con alta alcalinidad y pH de 9.5 a 10 dan excelentes remociones de fósforo, el incremento de pH hace que la solubilidad de la hidroxiapatita disminuya significativamente, por otra parte la presencia de magnesio afecta positivamente la remoción de fósforo, ya que a $\text{pH} > 9.5$ comienza la precipitación de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ la cual se completa a $\text{pH} = 11$, sin embargo la precipitación de cantidades relativamente grandes de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ afecta negativamente las propiedades de desaguado de los lodos producidos.

Fierro:

Tanto las sales ferrosas como féricas pueden ser usadas para la precipitación química del fósforo, siendo el cloruro férrico el mas comúnmente empleado, la reacción química es similar a la del ion fosfato con el sulfato de aluminio.



La ecuación química anterior indica que se requiere una relación Fe:P de 1:1 en mol, lo cual corresponde a una relación en peso de 1.8:1, sin embargo en las reacciones de coagulación la dosis de cloruro férrico no puede ser calculada estequiométricamente y deberá ser determinada con la prueba de jarras, y al igual que con el sulfato de aluminio la dosis de fierro puede variar con la concentración de fósforo en el influente.

Los requerimientos típicos de Fe varían entre 15 y 30 mg/L como Fe, (45 a 90 mg/L como FeCl_3) para obtener una remoción de fósforo entre el 85 y 90%. El rango óptimo de pH para la precipitación de fósforo varía entre 4.5 y 5, sin embargo una remoción significativa de fósforo puede ser obtenida a valores de pH cercanos a 7 y un poco mayores.

CRITERIOS USADOS EN LA SELECCIÓN DE LOS REACTIVOS PARA LA PRECIPITACIÓN QUÍMICA

La experimentación con el proceso de precipitación química en la planta piloto DETAAR, básicamente utilizó cal Ca(OH)_2 y sulfato de aluminio, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ como reactivos primarios por las razones que a continuación se exponen, [Ref.3-1] :

La cal hidratada (Ca(OH)_2) es el agente químico más idóneo para alcanzar el doble objetivo de remover por precipitación el color, fosfatos, metales pesados y fracciones de material suspendido de las aguas tratadas para lo cual se requiere de un floculante y ajustar el pH en un valor próximo a 10.5 unidades, la precipitación química con cal tiene la desventaja de generar el mayor volumen de lodos.

El sulfato de aluminio, $\{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}\}$ se recomienda para la remoción de turbiedad, metales pesados y material orgánico, siendo más efectivo a un pH ligeramente ácido (aproximadamente 6.5 unidades) .

Un factor importante para la selección de estos productos químicos como coagulantes es su disponibilidad para adquirirlos en el mercado nacional, sin embargo otros coagulantes básicos como las sales de hierro también fueron experimentados debido a su posible utilización en el futuro.

Las sales de hierro son recomendables para el tratamiento de aguas en los siguientes casos:

El cloruro férrico para agua ácida, blanda, fuertemente coloreada y con H_2S , pudiendo operar en un intervalo amplio de 4 a 11 unidades de pH.

El sulfato férrico suele emplearse con aguas muy ácidas $\text{pH} < 3.5$, aunque en combinación con un álcali (cal o carbonato de sodio) puede trabajar a $\text{pH} > 11$.

El sulfato ferroso es la fuente más barata de hierro y debe emplearse en combinación con un ligero exceso de cal, se recomienda para aguas turbias, fuertemente alcalinas y con bajos contenidos de color debido a que la alta alcalinidad de las aguas normalmente interfiere con la coagulación química del color.

De acuerdo a los estudios reportados en la literatura [Ref.3-2], la adición de las sales de hierro o aluminio y cal después del tratamiento secundario resultará en una remoción muy eficiente de fósforo debido a que tanto el fósforo orgánico como los polifosfatos se transformaran en ortofosfatos que es la forma de compuestos de fósforo mas fácilmente precipitables.

En términos generales la selección final del reactivo estuvo determinada por:

- El objetivo final del tratamiento, el cual puede ser la clarificación química ó la remoción de fósforo.
- Las características de las aguas residuales las cuales pueden ser aguas crudas o tratadas biológicamente.
- El tren de proceso empleado, (por ejemplo la precipitación química puede ser aprovechada como pretratamiento antes de la ósmosis inversa).
- Disponibilidad y costo del coagulante.

Es importante mencionar que existe una amplia gama de coagulantes tanto inorgánicos como orgánicos que pueden ser utilizados, los aquí mencionados fueron considerados idóneos para la remoción de fósforo.

ASPECTOS BÁSICOS SOBRE EL MEZCLADO RÁPIDO

Se define la coagulación como el proceso por medio del cual se agregan sustancias químicas al agua dando como resultado la reducción de las fuerzas que tienden a mantener las partículas coloidales suspendidas separadas desestabilizando el coloide, el proceso de coagulación se lleva a cabo en el recipiente de mezcla rápida, las reacciones de coagulación son muy rápidas, por lo tanto la función primaria del recipiente de mezcla rápida es dispersar el coagulante en el agua residual.

Actualmente la practica común de ingeniería es analizar y diseñar los recipientes de mezcla rápida bajo el concepto de "gradiente de velocidad, "G" , [Ref.3-3], este número

representa la potencia de entrada por unidad de volumen de mezcla, dando un medida gruesa de la efectividad del mezclado en cuanto a que mayor potencia crea mas turbulencia y mayor turbulencia produce mejor mezclado, este número se expresa por:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} = \text{Gradiente de velocidad}$$

$$P = G^2 \mu V$$

Donde:

V = Volumen del recipiente de mezcla rápida, pies³, (m³).

μ = Viscosidad absoluta del fluido, lbf-seg/pie², (N-seg/m²).

G = Gradiente de velocidad, seg⁻¹

P = Potencia, pies-lb/seg, (watts)

Otro parámetro típico para la evaluación de los recipientes de mezcla rápida es el parámetro "G*td" conocido como número de Camp, este se define como la razón de la potencia inducida al flujo de alimentación, los valores típicos de este parámetro recomendados para el mezclado rápido van de 9000 a 180 000, este parámetro esta expresado por:

$$G \cdot t_d = \frac{\sqrt{\frac{PV}{\mu}}}{Q} = N_{Camp}$$

Donde:

td = Tiempo de retención hidráulica del recipiente, seg.

Q = Flujo de diseño, pies³/seg, (m³/seg).

Los recipientes de mezcla rápida para la dispersión de los coagulantes están usualmente equipados con aparatos de mezclado de alta velocidad diseñados para crear gradientes de velocidad (G) del orden de 300 seg⁻¹ a 1000 seg⁻¹ con tiempos de retención de 15 a 60 seg, los consumos de potencia con agitadores mecánicos son del orden de 0.25 - 1 hp/millón de galones por día, [Ref.3-2].

La literatura [Ref.3-3 y 3-4], se pueden encontrar recomendaciones para el diseño de unidades de mezcla rápida con agitadores mecánicos.

ASPECTOS BÁSICOS SOBRE LA FLOCULACIÓN

La floculación o mezcla lenta es un proceso que sigue al mezclado rápido en la secuencia del tratamiento químico en la planta piloto DETAAR.

Existe floculación cuando las partículas suspendidas se unen entre si mientras el fluido que las suspende se mueve lentamente, el propósito de la floculación es mejorar la sedimentabilidad de las partículas coaguladas, por lo que el desempeño de la unidad de floculación tiene gran influencia en el funcionamiento del proceso de clarificación.

La floculación puede ser definida como la coalescencia o aglomeración del material suspendido coloidal por mezclado físico (mecánico o hidráulico) con o sin ayudas coagulantes, para formar floculos de mayor tamaño susceptibles a ser separados por medio de sedimentación y si es posible por filtración directa, [Ref.3-6].

Se han identificado dos tipos de floculación : la floculación pericinetica y ortocinetica, la primera se lleva a cabo gracias al movimiento Browniano de las partículas en el seno del líquido y es un fenómeno natural, la segunda consiste en la floculación artificial inducida por medios mecánicos o hidráulicos.

En base a lo anteriormente expuesto el funcionamiento de un floculador puede ser analizado por medio de los mismos parámetros utilizados para analizar la mezcla rápida: Gradiente de velocidad "G", y número de Camp " $G \cdot t_d$ ", [Ref.3-2].

El gradiente de velocidad y el número de Camp se pueden combinar para definir la "Carga hidráulica volumétrica del floculador" :

$$\frac{Q}{V} = \frac{1}{t_d} = \frac{1}{G \cdot t_d} \sqrt{\frac{P}{\mu V}}$$

Como puede observarse la carga hidráulica volumétrica al floculador es también función de la potencia inducida y la viscosidad.

Con el propósito de evitar zonas de alta concentración de fuerzas cortantes que pudieran en un momento dado romper el floculo débilmente formado se recomienda diseñar el recipiente en dos o tres zonas de floculación escalonadas comenzando con un valor alto de G en la primera cámara del floculador, [Ref.3-5 y 3-6].

Los gradientes de velocidad comúnmente usados en el diseño del floculador convencional de paletas rotatorias se encuentran en el rango de 60, 40 y 20 seg^{-1} , para

gradientes mayores a 60 seg^{-1} el impulsor tipo turbina puede ser la selección más adecuada [Ref. 3-2 y 3-3].

Valores entre 10000 a 100000 para el número de Camp son comúnmente utilizados en el diseño de floculadores mecánicos [Ref. 3-2].

ALGUNOS ASPECTOS BÁSICOS SOBRE LA CLARIFICACIÓN

El proceso de clarificación es una parte integral del proceso de precipitación química el cual generalmente sigue a la coagulación-floculación y precede a la filtración.

La sedimentación de partículas floculentas es un fenómeno complejo en donde la agregación de partículas para formar floculos de mayor tamaño esta en función de la concentración, peso y tamaño de las partículas, y la viscosidad del líquido.

En la literatura técnica sobre sedimentación se ha clasificado los materiales sedimentables en tres clases:

Materiales Clase I ; la cual corresponde a partículas discretas con velocidad de asentamiento independiente de la concentración, estas partículas siguen la leyes de Stokes-Newton.

Materiales Clase II ; corresponde a partículas floculentas y suspensiones, caracterizados por una relativamente baja concentración de sólidos de material floculento y con crecimiento del floculo.

Materiales Clase III ; se caracterizan por ser suspensiones de relativamente alta concentración de material, el cual puede ser floculento o no, la sedimentación perturbada es característica de este tipo de materiales.

Únicamente la sedimentación de materiales de la Clase I puede ser modelada matemáticamente para obtener el comportamiento del clarificador evaluando la eficiencia de remoción bajo condiciones ideales a partir del conocimiento de la geometría básica del recipiente y las propiedades físicas de la partícula y el fluido, sin embargo este análisis no es aplicable a la clarificación con suspensiones inorgánicas floculentas típicas en el tratamiento químico del agua.

En el caso de la sedimentación de partículas discretas de la Clase I, la eficiencia de remoción también puede ser estimada a partir de datos experimentales obtenidos en columnas o probetas de sedimentación

En la práctica de ingeniería el dimensionamiento de un clarificador de flujo horizontal rectangular o circular se realiza basándose en el principio de la máxima carga hidráulica superficial la cual es numéricamente igual al flujo dividido por el área plana longitudinal del clarificador pero la cual físicamente representa la velocidad de sedimentación (v_0) de una partícula que se separa 100 % a través de una profundidad (h_0) de la zona de sedimentación, en el tiempo de retención (t_0), esto significa que todas las partículas con velocidad de asentamiento $v_s \geq v_0$ se separan, y las partículas con velocidad de asentamiento menores de v_0 serán removidas en la relación v_s/v_0 .

De acuerdo con Hazen [Ref.3-5] para un tanque clarificador rectangular de flujo horizontal la carga hidráulica superficial esta definida por:

$$v_0 = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{WL} = \frac{24H}{t}$$

$$t = \frac{24V}{Q}$$

Donde :

v_0 = Carga hidráulica superficial o velocidad de sedimentación en la zona de clarificación, m^3/m^2 día.

Q = Flujo, $m^3/día$.

A = Área seccional horizontal del sedimentador, m^2 .

t = Tiempo de residencia, h.

L = Largo del clarificador, m.

W = Ancho del clarificador, m.

H = Profundidad del clarificador, m.

Un tipo de clarificadores llamados de flujo ascendente aprovechan el manto de lodos formado en el fondo del tanque para conseguir la floculación tomando ventaja de la filtración y contacto de las partículas floculentas que pasan a través del manto de lodos previamente formado en una sección transversal variable de entrada.

La floculación ocurre a la entrada en el fondo de la unidad donde la velocidad de flujo ascendente es máxima, la velocidad de flujo ascendente disminuye a medida que se incrementa el área transversal de entrada.

Otro tipo de equipos llamados reactores-clarificadores de contacto de sólidos combinan todas las funciones mencionadas de mezcla rápida, floculación por etapas y sedimentación en un solo recipiente, el reactor-clarificador de contacto de sólidos emplea altos flujos de recirculación internos o externos de lodos por medios mecánicos para mantener un manto de lodos mas estable que en los clarificadores de flujo ascendente, por otra parte la recirculación de estos sólidos previamente precipitados proporciona núcleos para la formación de nuevos floculos mejorando la conversión de los reactivos, la estabilidad del manto de lodos permite que este tipo de clarificador soporte perturbaciones en el flujo, carga de sólidos y temperatura.

Los reactores-clarificadores de contacto de sólidos son el tipo de equipos recomendados para llevar a cabo la precipitación química del fósforo en el tratamiento terciario y avanzado de aguas residuales.

Finalmente existen varios tipos de clarificadores los cuales se pueden clasificar desde el punto de vista del patrón de flujo como :

- Clarificador de flujo horizontal
- Clarificador de contacto de sólidos de flujo ascendente con manto de lodos
 - Manto de lodos fluidizado mecánicamente
 - Manto de lodos fluidizado hidráulicamente
 - Manto de lodos con recirculación interna de lodos
 - Manto de lodos con descarga pulsante de lodos
- Clarificador laminar de alta tasa (flujo horizontal o ascendente)
- Clarificador laminar de alta tasa de contacto de sólidos con recirculación interna de lodos.
- Clarificador laminar de alta tasa de contacto de sólidos con recirculación externa de lodos

ANÁLISIS Y CRITICA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LAS PRUEBAS PILOTO DE TRATAMIENTO QUÍMICO

La planta piloto DETAAR cuenta con un equipo piloto de tratamiento químico diseñado para procesar un flujo de 30 litros/seg, formado por un tanque de mezcla rápida con un agitador tipo propela, un tanque de floculación con un agitador lento de paletas verticales de velocidad variable accionado por medio de cadena y catarina y un clarificador

rectangular laminar con un modulo de placas paralelas operando como clarificador de alta velocidad, tova de lodos y un vertedor de salida de agua clarificada, estos equipos se encuentran integrados en un patin común, la dosificación de coagulante, floculante y ayuda floculante se efectúa en el tanque de mezcla rápida por medio de tanques dosificadores, también se cuenta con la posibilidad de dosificar ozono como ayuda coagulante.

La primera fase de las pruebas piloto en la planta DETAAR consistió en llevar a cabo cuatro series de pruebas de jarras con coagulantes de sales metálicas de Al^{3+} y Fe^{3+} con el propósito de obtener los parámetros de operación mas favorables de remoción de turbiedad y fósforo (PO_4^{3-}) para posteriormente experimentar en la planta piloto DETAAR, en el caso del tratamiento con cal se llevaron a cabo titulaciones del influente para determinar la cantidad de cal necesaria para elevar el pH al punto de precipitación de la hidroxiapatita.

El pH natural del efluente secundario de la planta Cerro de la Estrella fue de 7.5 y los requerimientos de cal para elevar el pH se presentan en las Figs. 3-1 y 3-2. Las Figs. 3-3 a 3-10 presentan los resultados finales de la prueba de jarras para sulfato de aluminio, cloruro férrico, sulfato férrico y sulfato ferroso respectivamente.

De las gráficas anteriores se obtuvieron los siguientes datos para la máxima remoción de turbiedad y PO_4 :

Tabla 3-1

Reactivo	Dosis optima, mg/L	pH	Turbiedad final UNT	PO_4 final, (mg/L)
$Ca(OH)_2$	240	10.5	2.9	1.1
$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	150	6.5	0.5	10.0
$FeCl_3$	450	5.6	0.6	0
$Fe_2(SO_4)_3$	450	6.9	1.4	2.3
$FeSO_4 \cdot 7H_2O$	650	6.9	145	0

Posteriormente el proceso de tratamiento químico fue probado a nivel piloto con cal y sulfato de aluminio únicamente, los parámetros de operación seleccionados para cada caso fueron:

Tabla 3-2

Mezcla rápida	Cal hidratada	Sulfato de aluminio
Dosis de reactivo	240 mg/L	150 mg/L
Gradiente de velocidad, "G"	850 seg ⁻¹	850 seg ⁻¹
Tiempo de retención, "td"	1 min	1 min

Floculación	Cal hidratada	Sulfato de aluminio
Gradiente de velocidad, "G"	60, 40, 20 seg ⁻¹	60, 40, 20 seg ⁻¹
Tiempo de retención, "td"	24 min	24 min
pH :	10.5	6.5
Dosis de ozono:	no usado	0.1 mg/
Dosis de polímero aniónico:	no usado	0.1 mg/

Clarificación	Cal hidratada	Sulfato de aluminio
Carga hidráulica superficial:	3.0 m ³ /m ² hr	3.0 m ³ /m ² hr
Tiempo de retención:	40 min	40 min
Dosis de ozono:	0.1 mg/L	no usado
Dosis de polímero aniónico:	0.1 mg/L	0.1 mg/L

A continuación se presenta el análisis crítico de los datos obtenidos en la planta piloto.

1. Análisis del agua y pruebas de jarras. La tabla 3-3 presenta el análisis típico del efluente secundario de la planta de Cerro de la Estrella, el agua efluente presentó características ligeramente alcalinas (pH=8), una dureza total de 152.1 mg/L CaCO₃ y una alcalinidad total de 169 mg/L CaCO₃ , y fue necesario verificar la consistencia del análisis, ya que se encontro discrepancia entre los datos reportados de alcalinidad P y el balance ionico y fue necesario ajustar la concentración de sulfatos, la alcalinidad M, y la distribución de especies carbonato para cumplir con la condición de electroneutralidad, bajo el siguiente criterio [Ref.3-7] :

$$\frac{\sum[\text{cationes}] - \sum[\text{aniones}]}{\sum[\text{cationes}] + \sum[\text{aniones}]} \times 100 \leq 5\%$$

En esta formula la concentración de aniones y cationes esta en mg/L como CaCO₃ .

Un análisis visual de los gráficos de las pruebas de jarras parece indicar un comportamiento poco común en los datos de turbiedad y remoción de fósforo para la precipitación con sales férricas comparados con algunos ejemplos reportados en la literatura [Ref.3-6 y 3-9], por otra parte los datos obtenidos con sulfato de aluminio y cal parecen ser mas consistentes, de tal manera que no fue posible hacer una selección optima del reactivo con sales férricas no obstante que se logra una mejor remoción de PO_4 como se indica en la Tabla 3-1, por otra parte los datos de precipitación química con la cal hidratada y sulfato de aluminio parecen ser más confiables, una posible explicación de estas discrepancias es que se utilizaron muestras de aguas diferentes y por lo tanto la concentración de fósforo y turbiedad inicial fue diferente para cada muestra, en el caso de las sales férricas la baja alcalinidad del agua no fue suficiente para llevar a cabo las reacciones químicas requeridas para la precipitación y en el caso del sulfato ferroso, no obstante que se llevo a cabo una remoción importante de fósforo, la turbiedad del agua se incremento dramáticamente, esto podría explicarse debido a que el sulfato ferroso necesita reaccionar con suficiente alcalinidad para formar $Fe(OH)_2$ el cual posteriormente se oxidará a $Fe(OH)_3$ si hay suficiente oxígeno disuelto en el agua.

En el caso del $FeCl_3$ y el $Fe_2(SO_4)_3$ se necesita agregar $Ca(OH)_2$ para compensar la perdida de alcalinidad, y no obstante que se pudieron obtener muy altas remociones de turbiedad y fósforo, las dosis de reactivo utilizadas comparadas con las dosis típicas reportadas en la literatura de 45 a 90 mg/L $FeCl_3$ a pH entre 4.5 y 5 resultan anormalmente altas por lo tanto el uso de las sales férricas fue desechado.

2. Generación de lodos. La generación de lodos producidos por la precipitación química fue reportada como se muestra en la tabla 3-5:

Tabla 3-5 Datos experimentales de generación de lodos

Reactivo	Generación de sólidos, peso	Generación de lodos, volumen
Sales férricas	60 g / m3 agua (base seca)	22 litros/ m3 agua
Alumbre	240 g/ m3 agua (base seca)	12 litros / m3 agua
Cal hidratada	560 g / m3 agua (base seca)	53.4 litros / m3 agua

Se puede observar que la mayor generación de lodos se obtiene con cal, sin embargo la información no es muy completa ya que no se especifica el tipo de sal férrica utilizada así como el análisis del agua sobre la cual se obtuvieron estos datos. La tabla 3-6 presenta el cálculo teórico del volumen de lodos producidos por la precipitación química del fósforo con FeCl_3 , $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, y $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tomando como referencia los resultados obtenidos en las pruebas de jarras. La Tabla 3-7 presenta un resumen de los resultados:

Tabla 3-7 Datos teóricos de generación de lodos

Reactivo	Generación de sólidos, peso	Generación de lodos, volumen
Cloruro férrico	310 g / m ³ agua (base seca)	10.3 litros/ m ³ agua
Alumbre	40 g/ m ³ agua (base seca)	1.5 litros / m ³ agua
Cal hidratada	297.5 g / m ³ agua (base seca)	10.0 litros / m ³ agua

En conclusión el sulfato de aluminio puede ser la mejor selección para la precipitación química del fósforo, por la baja producción de lodos, por la menor dosificación de reactivo y el buen comportamiento de la prueba de jarras, sin embargo si el proceso debe preceder a la ósmosis inversa se recomienda fuertemente usar la precipitación química con cal, ya que altas concentraciones de aluminio residual son perjudiciales a las membranas de ósmosis inversa.

3. Análisis de los parámetros de operación para mezcla rápida y floculación de la planta piloto.

Los parámetros de operación "G" y "td" para mezcla rápida se pueden considerar aceptables y dentro de los valores típicos, sin embargo no fueron reportados parámetros tales como la temperatura de operación, y la velocidad del agitador (RPM's), por otra parte el patrón de flujo a través de la cámara de mezcla rápida no fue analizado y se ha demostrado que tiene un fuerte impacto en la selección del tipo de impulsor, [Ref.3-3 y 4-4].

En el caso del floculador no se indican el tiempo de retención para cada cámara de floculación, sin embargo los valores escalonados de gradiente de velocidad se encuentran dentro de los valores típicos recomendados, y al igual que en la mezcla rápida no se reportaron datos de temperatura y velocidad del impulsor.

En conclusión, la información obtenida de la planta piloto es incompleta y se requiere mayor información experimental para asegurar que estos procesos cumplirán con las expectativas, siendo la mezcla rápida y la floculación procesos de mezclado, se recomienda que el escalamiento utilice los siguientes parámetros de similitud geométrica y dinámica adicionales a "G", t_d , RPM y la temperatura:

- Número de potencia del impulsor
- Diámetro del impulsor/diámetro del tanque
- Diámetro del impulsor/sumergencia
- "Pitch" del impulsor/diámetro del impulsor
- Distancia del fondo del tanque al impulsor/diámetro del impulsor
- Ancho de baffle/diámetro del impulsor

4. Análisis de los parámetros de operación de clarificación.

Los datos de la tabla 3-2 indican que deberá ser usada la misma carga hidráulica superficial y tiempo de retención para la remoción de fósforo con cal y sulfato de aluminio respectivamente, estos resultados parecen indicar que el comportamiento del floc es igual en ambos casos, esta situación debe ser confirmada con mas pruebas, ya que se ha observado que el comportamiento del floc producido por la coagulación con sulfato de aluminio es diferente al de la cal [Ref.3-11], lo cual hace dudar que la velocidad de sedimentación del floc sea la misma. Considerando que las pruebas piloto se hicieron en un sedimentador laminar de placas paralelas, la velocidad reportada corresponde a la zona de placas y la comparación contra datos reportados en la literatura para sedimentación plana, requiere de la transformación de estos datos de velocidad de sedimentación laminar a velocidad de sedimentación plana haciendo uso de la teoría básica de los clarificadores laminares de placas paralelas.

Las siguientes ecuaciones permiten relacionar las velocidades de sedimentación plana y laminar, [Ref.3-12] :

$$v_{sc} = \frac{kv_0}{\text{sen } \theta + L_u \cos \theta}$$

$$L_R = \frac{L}{e}$$

$$L_u = L_R - 0.013 R_N$$

Donde :

v_{sc} = Velocidad crítica de sedimentación, m/día

k = Constante para el tipo de modulo, 1.0 para placas inclinadas, 4/3 para tubos circulares, 11/8 para tubos cuadrados.

v_0 = Velocidad de sedimentación del área cubierta por placas, m/día

θ = Ángulo de inclinación de las placas o tubos

L_R = Longitud relativa de la placa o tubo

L = Longitud de placas o tubos, m

e = Distancia perpendicular entre placas o diámetro del tubo circular, m

L_u = Longitud relativa efectiva

R_N = Número de Reynolds en la placa o tubo, ($R_N \leq 280$)

Simplificando las ecuaciones :

$$f = \text{sen } \theta + L_u \cos \theta$$

$$v_{sc} = \frac{kv_0}{f}$$

$$A_0 = \frac{kA}{f}$$

Por lo tanto:

Considérese la siguiente información típica para el clarificador laminar piloto:

$$L = 100 \text{ cm}, e = 5 \text{ cm}, \theta = 60^\circ$$

$$L_R = 100 / 5 = 20$$

$$L_u = 20 - (0.013 \times 280) = 16.36$$

$$f = \text{sen } 60^\circ + (16.36 \times \cos 60^\circ) = 9.046$$

$$k = 1.0$$

Para una $v_0 = 3 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$

$$v_{sc} = 1.0 \times 3 / 9.05 = 0.331 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ h} = \underline{7.96 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ día}}$$

La tabla 3-8 recopila las recomendaciones de la "American Water Works Association" (AWWA) y del fabricante de equipos de tratamiento de agua "EIMCO", [Ref.3-11] para clarificación :

Tabla 3-8

Aplicación	Carga hidráulica, gpd/pie ² (m ³ /m ² -día), AWWA	Carga hidráulica, gpd/pie ² (m ³ /m ² -día), EIMCO
Suavización, bajo magnesio	3200 (5.431)	2000 (3.394)
Suavización, alto magnesio	2600 (4.413)	1400 (2.376)
Turbidez	1200 (2.037)	1200 (2.037)
Remoción de color	850 (1.443)	850 (1.434)
Remoción de sabores	850 (1.443)	850 (1.434)

Estas carga hidráulicas son recomendadas para clarificadores convencionales circulares de flujo radial y contacto de sólidos, con esta información es posible hacer una comparación relativa entre la precipitación de fósforo con cal a pH =10.5 y el proceso de suavización cal en frío, como se puede observar la carga hidráulica reportada en la planta DETAAR es 1.5 mayor que en el proceso de suavización para aguas con bajo contenido de magnesio.

En el caso de la precipitación de fósforo con sulfato de aluminio no es posible hacer una comparación semejante con los datos anteriores, y aun cuando se puede hacer una analogía entre los procesos de clarificación para remoción de turbidez y color con la precipitación de fósforo con alumbre solo se puede establecer que la carga hidráulica reportada para la precipitación con cal en la prueba piloto es muy alta, si esta carga se considera para la precipitación con sulfato de aluminio se puede considerar baja ya que se han reportado cargas hidráulicas superficiales en el ámbito de 23.6 a 58.7 m³/m²-día (580 a 1440 gpd/pie²) y se recomienda para una remoción consistente de los fosfatos el rango bajo. [Ref. 3-2].

En los últimos años se han desarrollado equipos de clarificación laminar (Densadeg® de Degremont y Llamella® de Parkson entre otros) que trabajan a muy altas cargas superficiales, por ejemplo Degrémont reporta para su clarificador Densadeg® cargas hidráulicas de 17 a 25 m³/ m² h para el proceso terciario de remoción de fósforo, y de 30 a 40 m³/ m² h para el proceso de suavización con cal en exceso, [Ref. 3-13].

En conclusión, se necesita llevar a cabo mas trabajo experimental con el proceso de precipitación química que permitan:

- Confirmar la carga hidráulica que deberá ser usada en el proceso a escala total.
- Incorporar mejoras de diseño en el clarificador piloto que permitan analizar el efecto de variables tales como la longitud de placas, la separación entre placas y el ángulo de inclinación de las mismas. Esta información puede ser muy valiosa, ya que el diseño de un clarificador de tecnología propia optimizado podría ser una opción barata en contra de la adquisición de un clarificador patentado con un costo de inversión inicial muy alto.
- No se dio mayor información sobre el efecto del ozono y los polímeros en la eficiencia del clarificador, sin embargo esta es una área de oportunidad muy interesante que deberá ser investigada ya que se ha demostrado que el ozono tiene propiedades floculantes y puede competir favorablemente contra los polímeros floculantes.

5. Calidad del efluente de la precipitación química.

Para la remoción del fósforo contenido en los efluentes de sistemas convencionales de tratamiento de aguas residuales, se han utilizado exitosamente como reactivos precipitantes, la cal, el alumbre y en menor grado las sales de hierro, típicamente se requiere de una dosis de 200 mg/L de alumbre para la remoción de los compuestos de fósforo de la aguas residuales municipales, mientras que para la clarificación de las mismas solo se requiere de 50 a 100 mg/L, las sales de hierro, aunque efectivas para la precipitación de los fosfatos, tienen una aplicación limitada por los niveles elevados de hierro residual que dejan en las aguas tratadas.

El proceso de precipitación con sulfato de aluminio produce una efluente con aproximadamente 1 mg/L de P, y posiblemente el empleo de polímeros aniónicos mejore la sedimentabilidad del floc, el pH óptimo para el tratamiento es aproximadamente de 6.0, requiriéndose una proporción molar de Al :P de 1:1 a 2:1 El tratamiento químico con cal a pH = 10.5 produce excelentes resultados en lo que se refiere a las remociones de fosfatos, DBO y DQO, este proceso removió el 90% del contenido de fósforo y fosfatos en el agua cruda, obteniéndose un efluente con 0.4 mg/L P y 1.1 mg/L de PO_4 , sin embargo la eficiencia de remoción de color no fue tan alta como sería deseable debido a que no pudo eliminar el color disuelto, el

tratamiento con cal dio además un importante efecto desinfectante reduciendo en un 90 a 99% la concentración de coliformes, no obstante un incremento en el pH a 11 podría mejorar el efecto desinfectante este sería a costa de una mayor producción de lodos.

REFERENCIAS

- 3-1 Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales (DETAAR). Volumen I DETAAR Contrato No.6 33 1 0385 por Diseños Hidráulicos y Tecnología Ambiental, S.A. Diciembre 1986.
- 3-2 Joint Committee of the Water Pollution Control Federation and the American Society of Civil Engineers, Wastewater Treatment Plant Design, MOP/8, Water Pollution Control Federation, Washington, D.C. 1977.
- 3-3 "An Engineer's Guide to Aerators and Mixers for Water & Wastewater Treatment" Copyright©, Philadelphia Mixers Corporation, 1994.
- 3-4 A. Amirtharajah, Robert L. Sanks, Water Treatment Plant Design. Chapter 8, Design of Rapid Mix Units, Chapter 11, Design of Flocculation Systems, Chapter 9, Sedimentation, Ann Arbor Science Publisher, Michigan, Fourth Printing, 1982.
- 3-5 G.M. Fair, J.C. Geyer, D.A. Okun, Elements of Water Supply and Wastewater Disposal, Wiley International Edition, Toppan Company, Ltd. Tokyo Japan, Second Edition, 1971
- 3-6 Clair N. Sawyer, Perry L. McCarty, Gene F. Parkin, Chemistry for Environmental Engineering McGraw-Hill Book Co. International Edition, Singapore, fourth edition 1994.
- 3-7 American Water Works Association, The Rothberg, Tamburini & Winsor Model for Corrosion Control and Process Chemistry Version 2.0 User Guide, AWWA Denver Co. USA, 1994.
- 3-8 Permutit, Water and Waste Treatment Data Book, U.S Filter/ Permutit, 18 th Printing, 1993
- 3-9 Thomas, J. Casey, Unit Treatment Process in Water and Wastewater Engineering, John Wiley & Sons, New York, 1993
- 3-10 Imre Horváth, Hydraulics in Water and Waste-Water Treatment Technology, Akadémiai Kiadó/John Wiley & Sons, Budapest/Hungary, 1994.

- 3-11 EIMCO Water Treatment Products, Reactor - Clarifier™ Solids Contact Unit Description and Teory , EIMCO Process Equipment, 1992
- 3-12 Blanca Jiménez, Germán Buitrón, Sedimentadores de Alta Tasa para Efluentes Secundarios de Tipo Biológico, Series del Instituto de Ingeniería UNAM, No. 513, ISSN 0185-2345, Octubre 1988.
- 3-13 DENSADEG® , La maitrise de la decantation des eaux, Degrémont.

TABLA 3-3 ANALISIS QUIMICO DEL AGUA INFLUENTE

Cationes	[mg/l ión]	Factor de Conversión	[mg/l] CaCO3	Aniones	[mg/l ión]	Factor de Conversión	[mg/l] CaCO3
Ca ⁺⁺	28.000	2.495	69.86	CO3 ⁼	21.000	1.666	34.99
Mg ⁺⁺	20.000	4.112	82.24	HCO3 ⁻	171.000	0.819	140.05
Na ⁺	75.000	2.175	163.13	OH ⁻	0.000	2.840	0.00
K ⁺	17.000	1.279	21.74	Cl ⁻	48.000	1.410	67.68
Fe ⁺⁺⁺	0.136	2.690	0.37	PO4 ⁽³⁻⁾	11.800	1.579	18.63
F ⁺	0.000	1.791	0.00	NO3 ⁽⁻⁾	0.000	0.806	0.00
Mn ⁺⁺	0.043	1.820	0.08	SO4 ⁽⁼⁾	73.000	1.041	75.99
Pb ⁺⁺	0.000	0.480	0.00	F ⁻	0.000	2.632	0.00
Cd ⁺⁺	0.010	0.890	0.01				
Hg ⁺⁺	0.002	0.500	0.00				
As ⁺⁺	0.001	1.330	0.00				
Cr ⁺⁺⁺	0.053	2.890	0.15				
Sr ⁺⁺	0.000	1.410	0.00				
Ba ⁺⁺	0.000	0.728	0.00				
Total =	140.24		337.58	Total =	324.80		337.34
Error (%)=	0.035	 analisis OK					

Temperatura	Tc	20	grad.C	rango de temperatura OK
Alcalinidad total	M	169.00	mg/L CaCO3	
Alcalinidad fenolftaleina	P	10	mg/L CaCO3	verificar analisis
Dureza de Calcio	DCa	69.86	mg/L CaCO3	
Dureza de Magnesio	DMg	82.24	mg/L CaCO3	
Dureza total	Dt	152.10	mg/L CaCO3	
Dureza de bicarbonatos	DHCO3	152.10	mg/L CaCO3	
Dureza de no carbonatos	DNC	0.00	mg/L CaCO3	
Bicarbonato de sodio	NaHCO3	16.90	mg/L CaCO3	

M / (Cl+SO4)	1.18
pH	8.00
SiO2	10.00 mg/L
SDT	475.04 mg/L
CO2	3.48 mg/L

Conductividad electrica	742.26	µmhos/cm
Color, U Pt/Co	27.00	U Pt/Co
Turbiedad, NTU	2.10	NTU
pH de saturacion	7.61	
Indice de Langelier	0.39	

N-NH3	3.200	mg/L
N-Organico	0.900	mg/L
DOO total	30.000	mg/L
Indice de Ryznar	7.21	
Indice de agresividad	12.07	

Coliformes totales	6.0	NMP/100 mL
--------------------	-----	------------

Fig. 3-1 Requerimientos de base

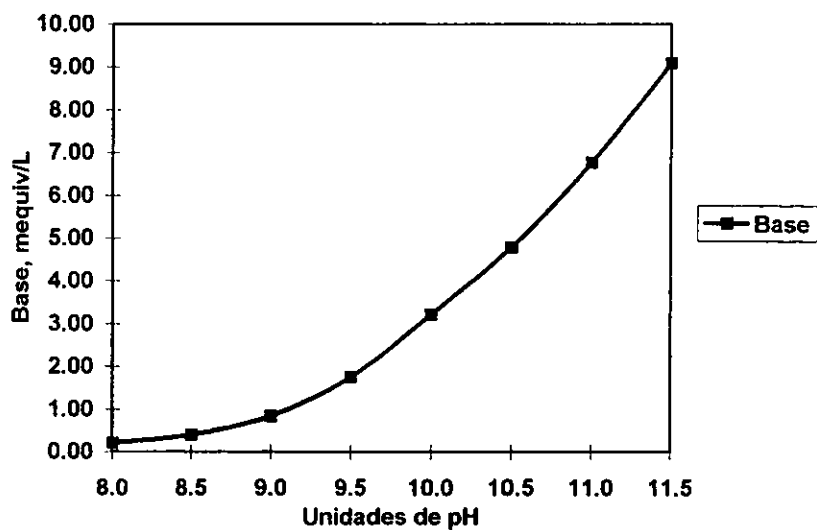
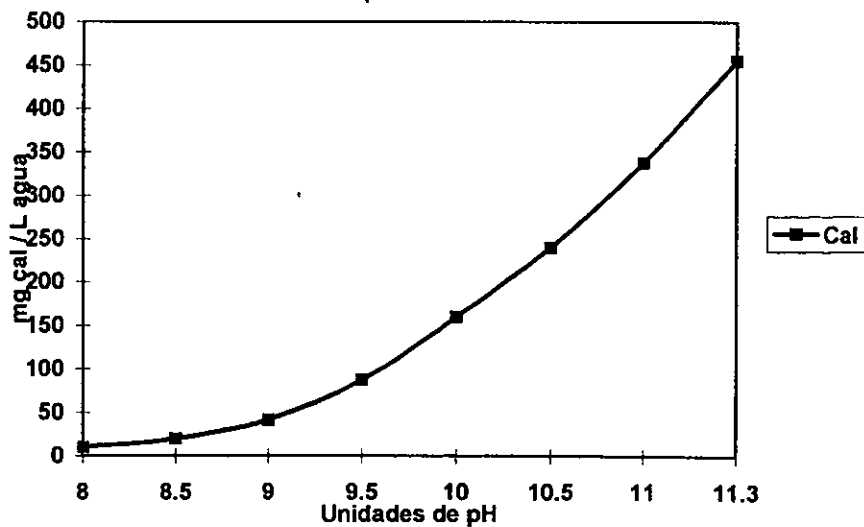


Fig. 3-2 Cal comercial requerida para elevar el pH del efluente



Titulacion del influente			
Base		Acido	
pH	mequiv/L	pH	mequiv/L
8.0	0.20	3.0	4.50
8.5	0.40	3.5	3.65
9.0	0.84	4.0	3.36
9.5	1.75	4.5	3.27
10.0	3.21	5.0	3.15
10.5	4.79	5.5	2.80
11.0	6.76	6.0	2.08
11.5	9.09	6.5	1.07
		7.0	0.34

Titulacion de la cal comercial empleada en las pruebas piloto

Basicidad de la cal = 0.02 mequiv/mg CaO

0.57 g CaO = 1.0 g cal comercial

pH	mg cal/ L agua
8	10
8.5	20
9	42
9.5	88
10	160
10.5	240
11	338
11.3	455

Tabla 3-4 Resultados de pruebas de jarras para diferentes reactivos

Coagulante: Sulfato de aluminio

Dosis,mg/L	pH	Turbiedad (UNT)	PO4 (mg/L)
0	7.3	1.3	26.8
75	6.85	0.7	20.1
100	6.66	0.6	13.4
150	6.48	0.5	10
200	6.28	0.7	10
225	6.18	0.9	10
250	6.14	1.1	6.7

Coagulante: Cloruro ferrico

Dosis,mg/L	pH	Turbiedad (UNT)	PO4 (mg/L)
0	7.52	1.6	13.4
50	7.14	1.1	6.7
100	6.91	0.9	2.8
200	6.55	0.9	2
250	6.4	0.8	0.7
450	5.66	0.6	0

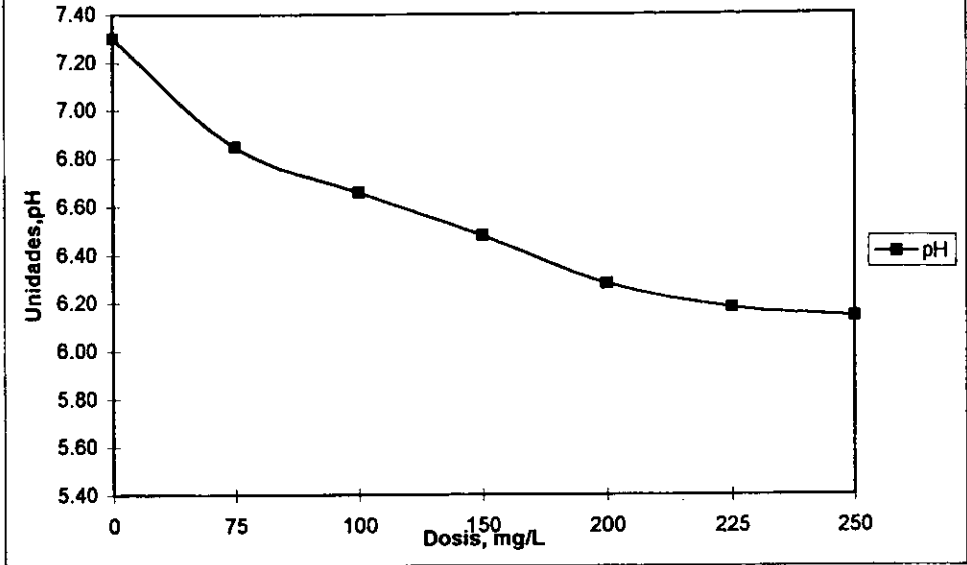
Coagulante: Sulfato ferrico

Dosis,mg/L	pH	Turbiedad (UNT)	PO4 (mg/L)
0	7.11	1.3	20.1
50	7.1	2.3	13.4
100	7.09	1.6	9.4
200	7.05	1.7	6.7
250	7.04	1.7	4
450	6.99	1.4	2.3

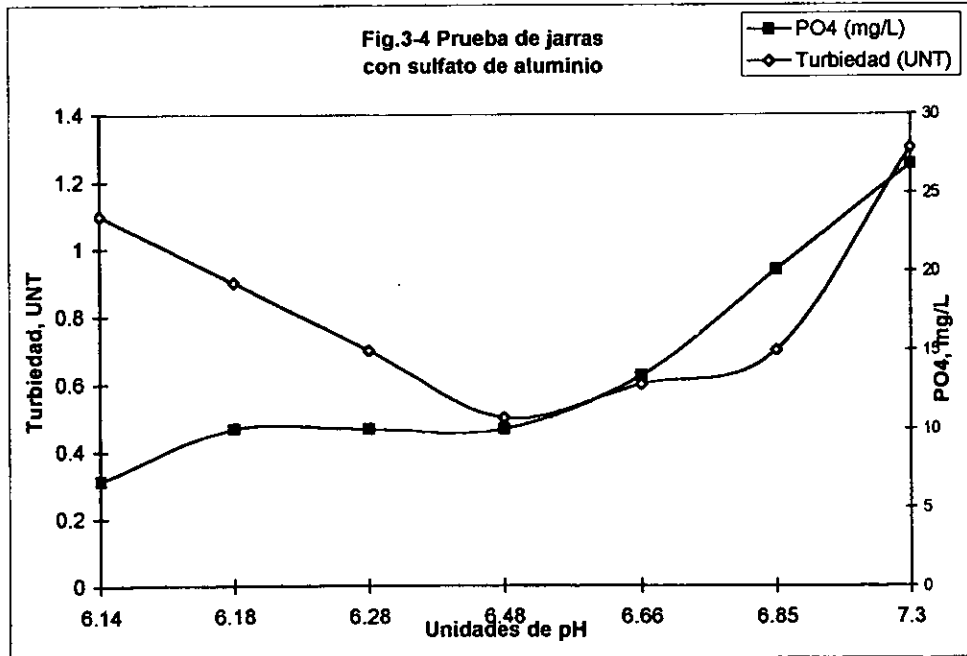
Coagulante: Sulfato ferroso

Dosis,mg/L	pH	Turbiedad (UNT)	PO4 (mg/L)
0	7.64	1.2	20
100	7.27	47	20
150	7.2	65	6.7
300	6.89	89	3.3
400	6.78	95	1.3
500	6.67	140	1.3
650	6.58	145	0

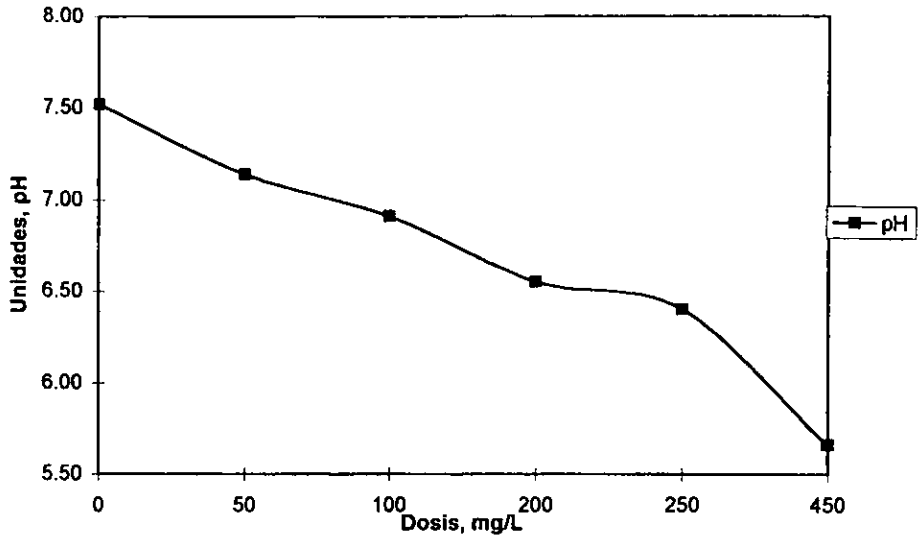
**Fig. 3-3 Dosis de coagulante
Sulfato de aluminio**



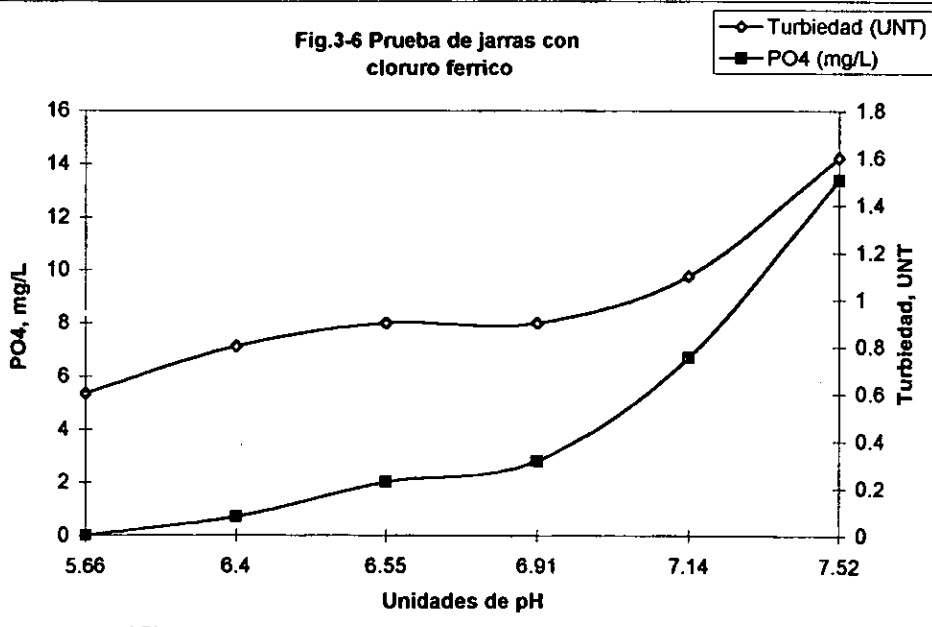
**Fig.3-4 Prueba de jarras
con sulfato de aluminio**



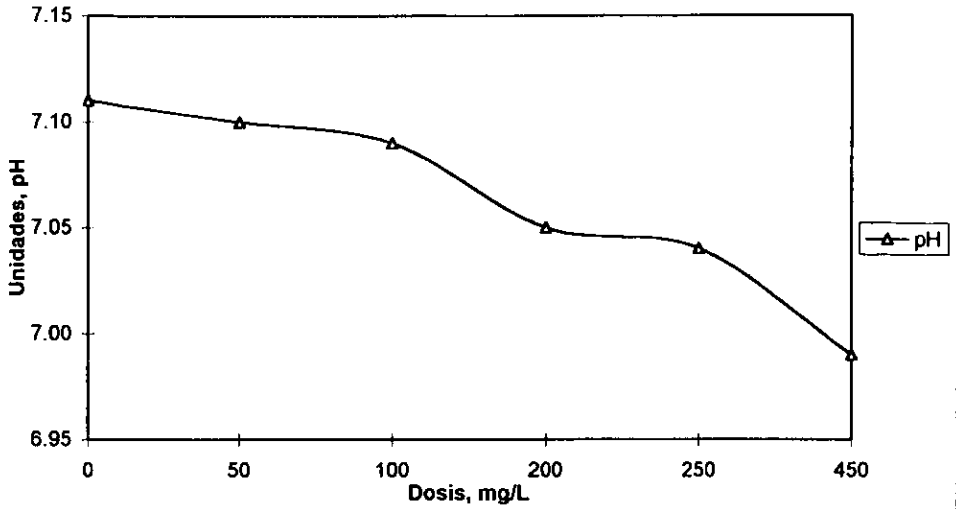
**Fig. 3-5 Dosis de coagulante
Cloruro ferrico**



**Fig.3-6 Prueba de jarras con
cloruro ferrico**



**Fig.3-7 Dosis de coagulante
Sulfato ferrico**



**Fig.3-8 Prueba de jarras con
sulfato ferrico**

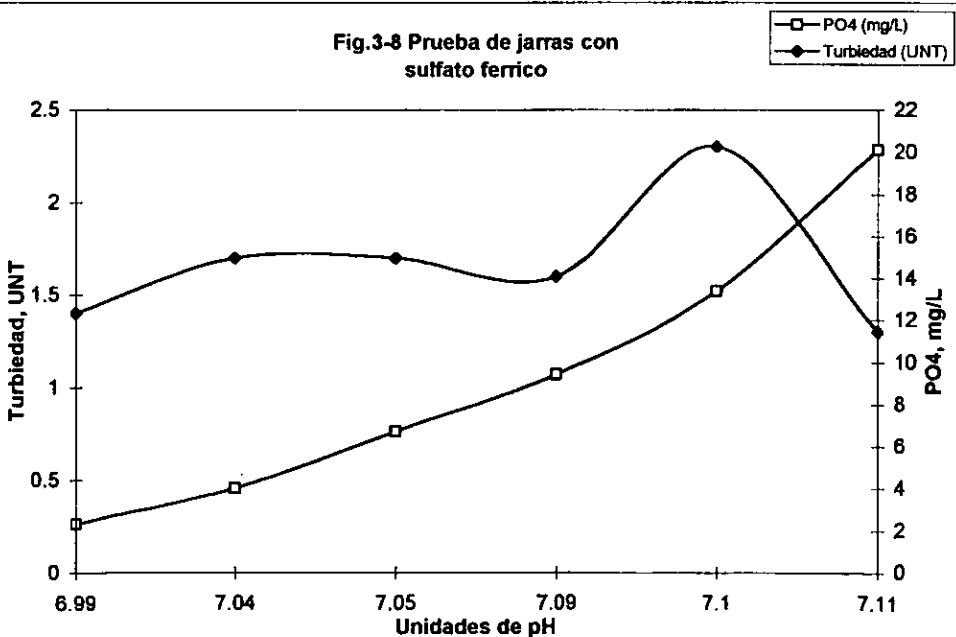


Fig.3-9 Dosis de coagulante Sulfato Ferroso

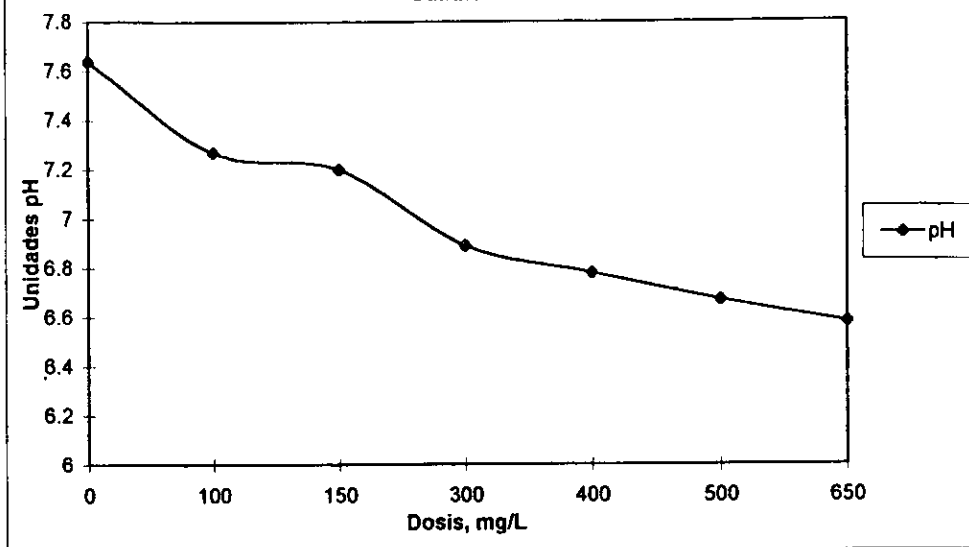


Fig.3-10 Prueba de jarras con sulfato ferroso

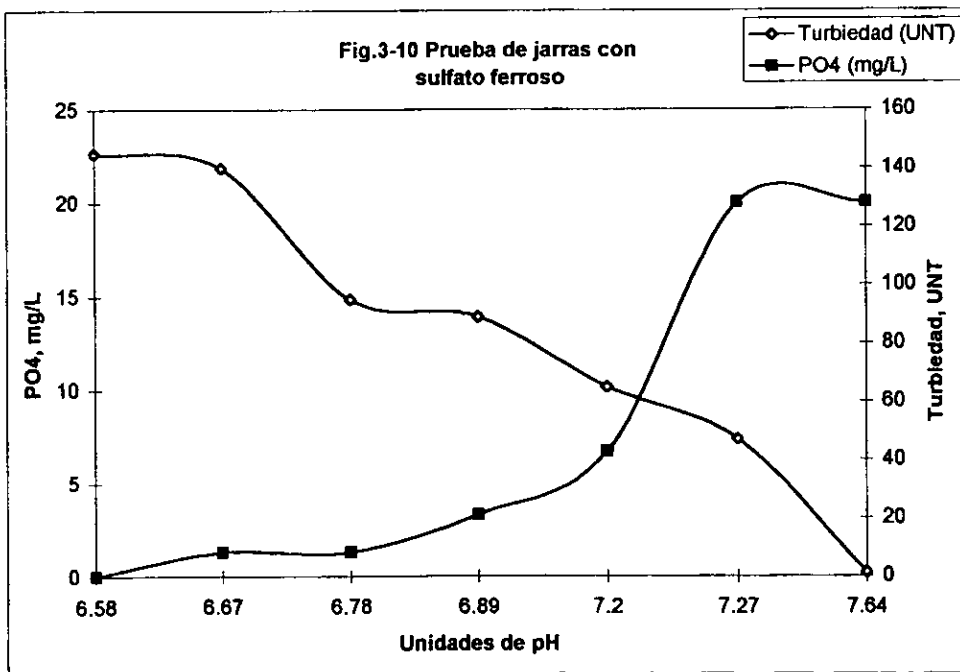


TABLA 3-6 SÓLIDOS PRODUCIDOS EN LA PRECIPITACION DE FOSFORO

Datos de ingeniería	valor
Flujo de agua residual,m ³ /día:	1
Sólidos suspendidos totales,mg/L:	6
Alcalinidad total,mg/L CaCO ₃ :	169
PO ₄ como P del agua residual,mg/L :	3.85
Ca+2 del agua residual,mg/L:	28
Mg+2 del agua residual,mg/L:	20
PO ₄ como P del efluente,mg/L:	0.5
Reactivo:	Ca(OH)₂
Ca+2 del efluente,mg/L:	60
Mg+2 del efluente,mg/L:	0
Dosis de reactivo, mg/L:	240
Eficiencia de remocion de SS,%	85
Húmedad del lodo, %:	97
Ca ₅ (PO ₄) ₃ (OH) formado, mg/L:	18.1
Mg(OH) ₂ formado,mg/L:	48.0
CaCO ₃ formado,mg/L:	90.5
Ca ₅ (PO ₄) ₃ OH,kg/día:	0.0181
Mg(OH) ₂ ,kg/día:	0.0480
CaCO ₃ ,kg/día:	0.2263
Sólidos suspendidos removidos,kg/día:	0.0051
Total de solidos eliminados,kg/día:	0.2975
Contenido de agua en el lodo,kg/día:	9.9
Lodo formado,kg/día:	10.2
Densidad relativa del lodo:	1.02
Volumen de lodo formado,m ³ /día:	0.0100
Ca(OH) ₂ requerido,kg/día:	0.2
CaO requerido,kg/día:	0.2
Reactivo	alumbre
Dosis del coagulante, mg/L:	150
Eficiencia de remocion de SS,%	85
Húmedad del lodo, %:	97
AlPO ₄ precipitado,mg/L:	13.20
Al(OH) ₃ precipitado,mg/L:	26.68
Sólidos suspendidos removidos,kg/día:	0.01
AlPO ₄ ,kg/día:	0.01
Al(OH) ₃ ,kg/día:	0.03
Total de sólidos eliminados,kg/día:	0.04
Contenido de agua en el lodo,kg/día:	1.50
Lodo formado,kg/día:	1.54
Densidad relativa del lodo:	1.02
Volumen de lodo formado,m ³ /día:	0.0015
Alcalinidad consumida,mg/L CaCO ₃ :	67.5
Alcalinidad remanente,mg/L CaCO ₃ :	101.5
Al ₂ (SO ₄) ₃ · 18H ₂ O requerido,kg/día:	0.15

lodos

Reactivo	FeCl3
Dosis del coagulante, mg/L:	450
Eficiencia de remocion de SS,%	85
Húmedad del lodo, %:	97
FePO4 precipitado,mg/L:	16.31
Fe(OH)3 precipitado,mg/L:	285.30
Sólidos suspendidos removidos,kg/dia:	0.01
FePO4,kg/dia:	0.02
Fe(OH)3,kg/dia:	0.29
Total de sólidos eliminados,kg/dia:	0.31
Contenido de agua en el lodo,kg/dia:	10.22
Lodo formado,kg/dia:	10.53
Densidad relativa del lodo:	1.02
Volumen de lodo formado,m3/dia:	0.0103
Alcalinidad consumida,mg/L CaCO3:	441
Alcalinidad remanente,mg/L CaCO3:	-272
FeCl3 requerido,kg/dia:	0.45

TABLA 3-7 HOJA DE CALCULO PARA MEZCLA RAPIDA Y FLOCULACION

Datos de Ingeniería de Proceso	variable	mezcla rapida	floculacion		
			etapa 1	etapa 2	etapa 3
Flujo de diseño, m3/seg:		1.00	1.00	1.00	1.00
Flujo de diseño, m3/día:	Qd	86400.00	86400.00	86400.00	86400.00
Temperatura máxima, °C:	tmax	20.00	20.00	20.00	20.00
Temperatura mínima, °C:	tmin	9.00	9.00	9.00	9.00
Viscosidad a Tmax., cP:		1.0049	1.0049	1.0049	1.0049
Viscosidad a Tmax., N seg/m2:	vismin	1.00E-03	1.00E-03	1.00E-03	1.00E-03
Viscosidad a Tmin., cP:		1.346	1.346	1.346	1.346
Viscosidad a Tmin., N seg/m2:	vismax	1.35E-03	1.35E-03	1.35E-03	1.35E-03
Densidad a Tmax., Kg/m3:	denmin	998.20	998.20	998.20	998.20
Densidad a Tmin., Kg/m3:	denmax	999.75	999.75	999.75	999.75
Gradiente de velocidad, 1/seg:	G	850	60	40	20
Tiempo de retención, min:	td	1	8	8	8
Numero de Camp	G*td	51000	28800	19200	9600
Potencia y volumen de mezcla rapida y floculacion					
Volumen requerido, m3:	V	60.00	480.00	480.00	480.00
Potencia requerida, min. kW:	Pmin	43.56	1.74	0.77	0.19
Potencia requerida, max. kW:	Pmax	58.35	2.33	1.03	0.26
Potencia min. kW/1000 m3 :		726.02	3.62	1.61	0.40
Potencia max. kW/1000 m3:		972.44	4.85	2.15	0.54
Eficiencia del motor, %	ef	95	99	99	99
Potencia del motor, HP	HP	82.36	3.150	1.400	0.350
Potencia del motor, kW:	KW	61.42	2.349	1.044	0.261

CAPITULO 4

PROCESOS COMPLEMENTARIOS AL PROCESO DE PRECIPITACIÓN QUÍMICA (DESGASIFICACIÓN DE AMONIACO Y RECARBONATACIÓN)

INTRODUCCIÓN

La planta piloto DETAAR fue equipada con dos operaciones unitarias complementarias al tren de proceso físico-químico, una con el propósito de llevar a cabo la remoción de amoniaco, y la otra para estabilizar el agua tratada y así evitar la postprecipitación de carbonato de calcio en la siguiente etapa del proceso, que es la filtración en medio granular.

El nitrógeno amoniacal es el resultado de la reacción de amonificación del nitrógeno orgánico a la forma de ion amonio por medio de una reacción de hidrólisis, en general se puede decir que la amonificación ocurre durante la descomposición de la materia orgánica de acuerdo a la siguiente reacción:

Nitrógeno organico (proteinas, aminoacidos, etc) + microorganismos $\xrightarrow{\text{enzimas}}$ NH_3 / NH_4^+

El amoniaco molecular no-ionizado existe en equilibrio con el ion amonio y su distribución depende de las condiciones de temperatura y pH del agua .

El agua residual tratada que se va a repotabilizar requiere estar libre de NH_3 , por otra parte bajo circunstancias favorables el nitrógeno orgánico y amoniacal puede ser oxidado hasta nitritos y nitratos dando un problema adicional de contaminación por el exceso de estos compuestos en el agua repotabilizada.

La remoción de amoniaco se llevo a cabo en una torre empacada probando diferentes tipos de rellenos plásticos entre los cuales se utilizaron telleretes y un empaque llamado Koro-Z fabricado por B.F. Goodrich (E.U.A) y flujo forzado a contracorriente de aire. La desgasificación fue considerada como una posible alternativa económica para remover NH_3 , aprovechando las condiciones de $pH \geq 10.5$ en el efluente del tratamiento con cal para remoción de fósforo.

La siguiente etapa del proceso consistió en la recarbonatación del efluente desgasificado en un simple tanque con burbujeo de bióxido de carbono gaseoso en una sola etapa de contacto con el propósito de devolver al agua la estabilidad transformando los carbonatos a bicarbonatos.

DESGASIFICACIÓN PARA REMOCIÓN DE AMONIACO

La remoción del nitrógeno amoniacal remanente en el efluente terciario de la planta "Cerro de la Estrella" fue uno de los principales objetivos del tratamiento avanzado en la planta D.E.T.A.A.R., la estrategia planeada consistía primero en rehabilitar la planta "Cerro de la Estrella" con la remodelación del proceso de lodos activados existente para llevar a cabo la nitrificación controlada, y segundo implementar el proceso de filtración en medio granular dual para lograr un efluente con calidad terciaria, esta mejora se soportaba en un hecho observado por los operadores que indicaba que las concentraciones de nitrógeno total en el agua residual cruda entrando a la planta "Cerro de la Estrella" eran reducidas en el proceso de lodos activados alcanzando un buen grado de nitrificación en ciertas épocas del año, las concentraciones observadas en el influente y efluente secundario de la planta "Cerro de la Estrella" cuando se lograba la nitrificación fueron :

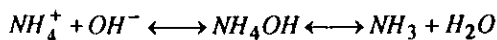
Parámetro	Influente	Efluente Secundario
TKN, mg/L	17 a 22	10
N-NH ₃ , mg/L	11 a 16	9

Después de la remodelación de la planta se esperaba obtener una concentración de N-NH₃ en el orden de los 3 a 5 mg/L. Finalmente, se removería este N-NH₃ en el tratamiento avanzado por desgasificación para cumplir con la norma de calidad dependiendo del uso final que se le daría al agua.

Considerando una concentración de N-NH₃ máxima de 5 mg/L, (equivalentes a 6.1 mg/L de NH₃), el proceso de remoción de NH₃ por medio del agotamiento con aire a través de una columna empacada necesitaría remover mas del 90% de NH₃ para cumplir con el criterio de calidad de agua potable de 0.5 mg/L N-NH₃ (0.61 mg/L NH₃) (ver tabla 1-2).

Para obtener la concentración deseada de N-NH₃ en el efluente es necesario considerar la fracción de N-NH₃ en forma ionica no susceptible a ser desorbida que permanece en el efluente, esto requiere conocer la distribución de especies amonio en equilibrio ionico, por ejemplo a pH \geq 10.5 y T= 18°C (temperatura normal del efluente secundario) un gran porcentaje del N-NH₄⁺ se encuentra libre como NH₃ gaseoso a las condiciones de salida

del proceso de precipitación química con cal (pH=10.5 y 18° C), bajo estas condiciones se establece el siguiente equilibrio químico:



La fracción de NH₃ libre puede ser calculada en función de la temperatura y el pH por la siguiente expresión [Ref. 4-3]:

$$f = \frac{1}{1 + 10^{(0.09018 + (2729.92 / (t + 273.15)) - pH)}}$$

$$f = \frac{[NH_3]}{[NH_4^+] + [NH_3]}$$

Donde:

t = Temperatura, °C.

[NH₃] = Concentración de NH₃ moles/litro

[NH₄⁺] = Concentración de NH₄⁺, moles/litro

El cálculo teórico de la distribución de las especies amoniaco y amonio en equilibrio bajo las condiciones de operación de pH=10.5 y 18 °C, da un estimado del 91.5 % de NH₃ gaseoso libre contra 8.5 % de ion NH₄⁺ en solución, por otra parte una mayor concentración de amoniaco libre en equilibrio de aproximadamente 97.2 % a 18 °C se obtendría en el efluente si el tratamiento con cal se llevará a pH=11.

TEORÍA DE LA DESGASIFICACIÓN EN TORRES EMPACADAS

Existe realmente poca información sobre la desgasificación de amoniaco en torres empacadas en el rango de concentraciones muy diluidas, sin embargo las recientes investigaciones y avances en la remoción de VOC (siglas de compuestos orgánicos volátiles en inglés) en torres empacadas con aire forzado ha permitido probar y aplicar modelos mejorados para predecir el comportamiento de estos equipos en el rango de concentraciones muy diluidas típicas en el tratamiento avanzado de agua de acuíferos contaminados y en la potabilización de agua residual tratada principalmente para la remoción de compuestos precursores de la formación de trihalometanos.

La teoría básica de la transferencia de masa en una torre empacada es bien conocida, y es posible predecir el comportamiento de las columnas empacadas por dos métodos diferentes:

- Análisis basado en el NTU (número de unidades de transferencia de masa)
- Análisis basado en HEPT (altura equivalente de plato teórico)

Los dos conceptos están relacionados a la altura empacada (Z) donde se realiza la transferencia de masa por [Ref.4-4]:

$$Z = NTU \times HTU$$

$$Z = HEPT \times N$$

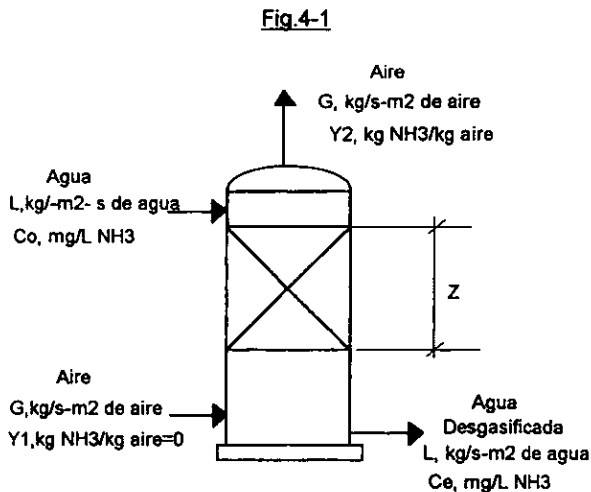
Donde:

HTU = Altura de una unidad de transferencia

N = Número de platos teóricos

Los dos métodos requieren el conocimiento de datos de equilibrio termodinámico y la estimación empírica de coeficientes de transferencia de masa o coeficientes para predecir el comportamiento de la torre empacada. Para el análisis presentado en este trabajo se considera conveniente utilizar el método NTU.

La Fig. 4-1 presenta las variables involucradas en el balance de masa.



Aplicando los principios de la transferencia de masa, equilibrio termodinámico y balances de masa es posible predecir el comportamiento de una torre empacada para desgasificación de amoníaco.

Un avance significativo en la predicción del comportamiento de torres empacadas ha sido la aplicación de la correlación Onda [Ref.4-4] para la estimación de los coeficientes

de transferencia de masa en soluciones muy diluidas, el modelo Onda ha sido evaluado y aplicado exitosamente en la desgasificación de compuestos orgánicos volátiles (VOC) en aguas de acuífero contaminadas, este modelo será aplicado en este análisis crítico debido a que predice los coeficientes de transferencia de masa con una exactitud razonable y es el método recomendado por la EPA, [Ref.4-5] para llevar a cabo estas estimaciones.

La tabla 4-1 presenta un cuadro de cálculo para la estimación del comportamiento de la torre empacada de la planta DETAAR aplicando las correlaciones de Onda en la desgasificación de amoníaco. Los resultados de este cuadro de cálculo serán comparados contra los resultados experimentales obtenidos en las pruebas piloto de la planta DETAAR en la siguiente sección.

ANÁLISIS Y CRÍTICA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LA PRUEBA PILOTO DE DESGASIFICACIÓN DE AMONIACO

Las pruebas piloto en DETAAR se llevaron a cabo en dos torres empacadas con medio plástico operando en serie de 3658 mm de altura empacada y 0.372 m² de área de sección transversal cada una.

Las condiciones de operación durante las corridas de prueba fueron:

Temperatura promedio del agua residual = 18 °C

Diámetro de la torre = 0.688 m

Altura total empacada = 3.658 m

Relación volumétrica = 3000 m³ aire/m³ agua

Flujo de agua = 1.8 m³/hr

Flujo de aire = 5400 m³/hr

En general se observó que la eficiencia de la desgasificación de amoníaco se incrementó con el incremento en la temperatura del agua y del pH como era de esperarse, también se observó una regular remoción de N-NH₃ en el orden del 67.5 % con el empaque Koro-Z del cual no se reportaron los datos técnicos básicos, por otra parte para el empaque tipo "Tellerete" tampoco se reportaron datos experimentales.

El análisis de los datos experimentales (reproducido en la tabla 4-2) reportó un coeficiente de transferencia de masa promedio de $K_{La} = 0.52 \text{ hr}^{-1}$ con una concentración

promedio de N-NH₃ en el efluente de 1.5 mg/L equivalentes a 1.82 mg/L de NH₃ para una concentración promedio de N-NH₃ en el influente de 4.62 mg/L equivalentes a 5.61 mg/L de NH₃.

El proceso de remoción de amoníaco en el tratamiento avanzado para potabilizar el agua residual es un proceso crítico, se puede considerar que la prueba piloto fue un buen intento para lograr una remoción técnicamente factible de amoníaco, sin embargo en las pruebas piloto no se logró obtener la concentración de N-NH₃ requerida en el efluente por el criterio de calidad de la DGCOH, por lo tanto será necesario llevar a cabo más pruebas piloto para obtener las condiciones óptimas de operación que permitan llegar a un diseño factible de ser construido y operado, además debido a los pobres resultados obtenidos en las pruebas, se recomienda analizar y evaluar el impacto de los siguientes puntos :

1. Evaluar condiciones de operación alternativas y empaques más eficientes.

El empaque alternativo tipo "Tellerete" no fue evaluado experimentalmente por razones desconocidas, sin embargo en este trabajo se presenta una estimación del comportamiento de una torre empacada con Telleretes de 25 mm con el modelo de Onda previamente presentado con el propósito de comparar el funcionamiento de la torre contra la prueba piloto, (ver tabla 4-1), los resultados indican que bajo las mismas condiciones de operación indicadas en la tabla 4-2, el modelo predice una mayor remoción comparada al dato experimental con empaques "Koro-Z" aun cuando no se logra el objetivo de 0.5 mg/L N-NH₃ en el efluente, por ejemplo a pH=10.5 y 18°C la fracción de NH₃ libre es 0.915 y la eficiencia estimada de remoción con el modelo Onda estará en el orden de 82.6 %, logrando las siguientes concentraciones de contaminante en las corrientes :

Especie	Influente	Efluente
	mg/L	mg/L
N-NH ₃	4.620	0.803
N-NH ₄ ⁺	0.429	0.429
NH ₃	5.61	0.975
NH ₄ ⁺	0.552	0.552

por lo tanto aumentando el pH, la relación aire/agua, la altura empacada, o utilizando un empaque mas eficiente que el "Tellerete" o "Koro-Z", se podría lograr la concentración requerida por el criterio de la DGCOH de 0.5 mg/L N-NH₃ (0.607 mg/L NH₃), para lo cual el desgasificador deberá lograr una remoción de 91.1 %. Por ejemplo para las mismas condiciones de pH y temperatura usadas en la prueba piloto, y con empaque tipo "Tellerete", el modelo de Onda predice que la concentración requerida de 0.5 mg/L N-NH₃ se puede lograr con una relación aire/agua de 3997.3 m³/m³ para una altura empacada de telleretes de 3.7 m.

El proceso de remoción de N-NH₃ por desgasificación con aire forzado después de la remoción de fósforo con cal ha sido utilizado en los E.U.A. en las pasadas tres décadas, es una tecnología que ha sido probada y esta disponible al dominio publico, sin embargo las experiencias han demostrado diversos inconvenientes entre los cuales se pueden citar los siguientes:

- Precipitación de CaCO₃ sobre el medio de empaque, como consecuencia de la suavización total de agua en un rango de pH =10.5 a 11, ya que bajo estas condiciones el proceso de precipitación química produce agua inestable e incrustante, disminuyendo la eficiencia de la torre.
- Contaminación atmosférica por el gas amoníaco liberado.
- Contaminación por ruido debido a los grandes ventiladores de tiro forzado o inducido requeridos ya que se necesitan grandes cantidades de aire para lograr la transferencia de masa entre fases.
- Capacidad limitada de las torres empacadas convencionales para tratar grandes volúmenes de agua, requiriéndose la implementación de múltiples unidades en paralelo, lo cual ha ocasionado que estas sean substituidas por torres de contacto similares a las torres de enfriamiento de tipo flujo cruzado o a contracorriente las cuales operan a mayor relación aire/agua pero con eficiencias de transferencia de masa mucho menores, [Ref.4-3, 4-11, 4-15].

2. Experimentación y evaluación de equipos de desgasificación alternativos. Si bien la desgasificación de amoníaco se puede llevar a cabo en torres rellenas con empaques convencionales, la experiencia [Ref.4-3, 4-11, 4-15], ha demostrado que el diseño mas conveniente para la practica industrial de la desgasificación de

amoníaco en el tratamiento avanzado de aguas residuales es el equipo tipo torre de enfriamiento de flujo a contracorriente o cruzado, para este tipo de equipos existe un buen número de datos para predecir su comportamiento, tales como relaciones empíricas para estimar el coeficiente de transferencia de masa de la torre y alturas de empaque [Ref.4-3 y 4-7, 4-15], las siguientes condiciones de operación son típicas de una desgasificadora de NH_3 tipo torre de enfriamiento de flujo a contracorriente :

- Relación aire a agua : 2000 a 6000 m^3 aire/ m^3 para agua a temperaturas de entre 15 a 25 °C, a temperaturas mas bajas se requiere mayor cantidad de aire.
- Carga hidráulica superficial: 40 a 46 litros/min m^2 área transversal
- Altura de empaque : 7.5 m mínimo.
- Empaque de PVC para disminuir la tendencia incrustante de CaCO_3 como resultado de la suavización del agua tratada.

3. Experimentación y evaluación de procesos alternativos .

Además de la desgasificación de amoníaco otros tratamientos físico-químicos para la remoción de NH_3 son:

- Intercambio iónico.

Esta tecnología ha sido usada en los E.U.A. sin embargo el proceso requiere de un intercambiador de iones altamente selectivo al ion amonio, es difícil de operar debido a que se requiere un control muy estricto del pH, el proceso es intensivo en costos de operación y mantenimiento, y genera un efluente de desecho (regenerante gastado) que necesita tratamiento adicional.

- Cloración al punto de quiebre.

Esta tecnología esta limitada por la restricciones a la formación de compuestos trihalometanos y otros compuestos organoclorados y su aplicación en la potabilización de agua residual tratada esta descartado.

- Ósmosis Inversa

La ósmosis inversa lleva cabo la desmineralización casi total del agua y no es selectiva al ion amonio, es un proceso costoso en términos de operación y mantenimiento y requiere de la disposición final del concentrado residual.

- Procesos biológicos: Nitrificación - Denitrificación

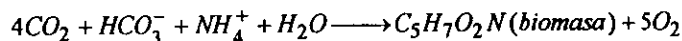
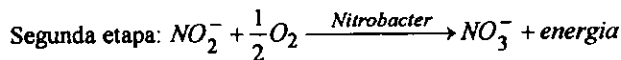
Los procesos biológicos pueden ser la solución ideal al problema de remoción de $N-NH_4^+$, ya que producen una corriente residual no contaminante, el N_2 gaseoso libre.

El nitrógeno amoniacal en solución ($N-NH_4^+$) puede ser convertido a nitrógeno gaseoso (N_2) por un proceso biológico llamado nitrificación-denitrificación.

En los siguientes párrafos se presentan los conceptos teóricos básicos del proceso de nitrificación - denitrificación biológica.

Nitrificación

La nitrificación biológica es el proceso por medio del cual el nitrógeno amoniacal ($N-NH_4^+$) y el nitrógeno orgánico son oxidados primeramente a nitritos y en una segunda etapa los nitritos son oxidados a nitratos por microorganismos autotróficos del género "nitrosomonas" y "nitrobacter" utilizando carbono inorgánico (CO_2) para llevar a cabo la oxidación y la síntesis de biomasa de acuerdo a las siguientes reacciones:



La estequiometría de estas reacciones requiere de 4.6 mg de O_2 por cada mg de $N-NH_4^+$ oxidado y aproximadamente 7.1 mg de alcalinidad (como $CaCO_3$) para neutralizar en ácido producido.

La producción de nitratos puede ser estimada con el siguiente factor estequiométrico: 3.4 mg NO_3^- / mg NH_4^+ oxidado.

La nitrificación biológica puede ser llevada a cabo en reactores de lodos activados del tipo completamente mezclado o de flujo tapón, los cuales son adecuados para la nitrificación de aguas residuales domésticas conteniendo de 20 a 40 mg/L de NTK (Nitrógeno Total Kjeldahl = N-orgánico + $N-NH_4^+$) y aguas residuales industriales con mayores concentraciones de $N-NH_4^+$, sin embargo en el ámbito de la recuperación de agua residual para propósitos de potabilización las concentraciones de NTK serán mucho menores debido a que previamente el agua habrá sido nitrificada hasta lograr concentraciones en el orden de 2-5 mg/L de $N-NH_4^+$ bajo estas condiciones los reactores del tipo película adherida a un medio soporte (lecho fijo empacado) y

especialmente los lechos empacados sumergidos, se han considerado como los más adecuados para llevar a cabo el proceso, esta tecnología ha sido usada desde hace varias décadas en Europa con los filtros rápidos de arena funcionando como filtros nitrificadores en el tratamiento de agua superficial o subterránea.

En un filtro de arena convencional o un filtro lento hasta 2 mg/L de $N-NH_4^+$ pueden ser oxidados a nitratos sin dificultad ya que a temperaturas normales de operación (entre 5 y 15 °C) el agua saturada con O_2 contiene el suficiente oxígeno para llevar a cabo una nitrificación completa:

Temperatura, °C	Concentración de O_2
5	12.7 mg/L O_2
10	11.2 mg/L O_2
15	9.96 mg/L O_2

Sin embargo mayores concentraciones de $N-NH_4^+$ no podrán ser oxidadas a menos que se suministre el oxígeno necesario para soportar el proceso bioquímico de oxidación.

Estas limitaciones requieren el diseño de sistemas especiales de bajodren para suministrar oxígeno por medio de aireación a través del lecho filtrante sin perturbar la operación normal del filtro en su función de remover los sólidos suspendidos.

Denitrificación

La denitrificación biológica es la remoción de nitrógeno en forma de nitratos por conversión a gas nitrógeno bajo condiciones anóxicas y por microorganismos heterotrófos-facultativos (facultativos significa que pueden desarrollarse bajo condiciones anóxicas o con oxígeno) los cuales requieren de una fuente de carbón orgánico para la síntesis celular, bacterias de las especies *Micrococcus*, *Pseudomonas*, *Denitrobacillus* entre otras son capaces de modificar su metabolismo como para utilizar los nitratos como fuente de oxígeno en ausencia de oxígeno disuelto.

Al igual que la operaciones de nitrificación, la denitrificación se puede llevar a cabo en reactores de lodos activados bajo condiciones anaerobias/anóxicas o en reactores de película adherida a un medio soporte (lecho fijo empacado o lecho fluidizado).

Se ha observado que cuando se remueve $N-NO_3^-$ por denitrificación biológica de aguas de pozo contaminadas, generalmente el sustrato es una fuente limitada de carbón y por lo tanto material carbonaceo deberá ser agregado para que los microorganismos denitrificantes puedan llevar a cabo la reducción del $N-NO_3^-$ a N_2 gaseoso, esta situación también se presentará en la denitrificación de aguas efluentes del tratamiento terciario (nitrificadas), entre los materiales carbonaceos que han sido utilizados exitosamente se encuentran:

- Metanol
- Etanol
- Ácido acético
- Azúcar común o licores de desperdicio con alto contenido de azúcar.

En el tratamiento de aguas subterráneas contaminadas para propósitos de potabilización, el etanol y soluciones de azúcar común son recomendadas por su baja toxicidad.

Cuando el metanol es usado como fuente de carbón orgánico, la reacción de denitrificación total puede ser representada por:



Sobre la base de metanol como sustrato la cantidad de metanol requerida puede ser calculada por la ecuación de McCarty [Ref.4-12]:

$$C_M = 2.47N_o + 1.53N_1 + 0.87D_o$$

Donde:

C_M = Cantidad de metanol requerido, mg/L

N_o = Concentración de $N-NO_3^-$, mg/L

N_1 = Concentración de $N-NO_2^-$, mg/L

D_o = Concentración de oxígeno disuelto, mg/L

Sobre la base de obtener dos átomos de carbón por molécula de etanol (C_2H_6O) con respecto a un átomo de carbono por molécula de metanol la cantidad de etanol requerido se puede estimar por la fórmula estequiométrica:

$$C_E = C_M \times (PM_{C_2H_6O} / 2PM_{CH_4O})$$

Donde :

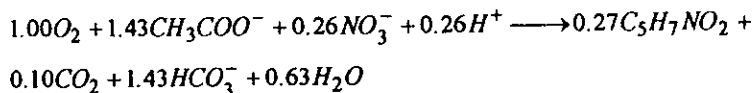
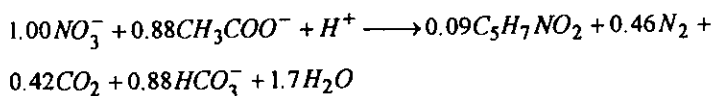
C_E = Cantidad de etanol requerido, mg/L

$PM_{C_2H_6O}$ = Peso molecular del etanol, 46.07 g/mol

PM_{CH_4O} = Peso molecular del metanol, 32.04 g/mol

En la literatura técnica se da el siguiente factor experimental para calcular los requerimientos de etanol [Ref.4-14] : 3 kg etanol / kg $N-NO_3^-$ removido.

Recientemente se han llevado a cabo investigaciones para llevar a cabo la denitrificación de aguas subterráneas contaminadas con nitratos usando ácido acético, [Ref.4-17], la ecuaciones estequiométricas derivadas de tales investigaciones son las siguientes:



En los reactores de película adherida a un medio soporte la cantidad de sólidos suspendidos producidos por la reacción de denitrificación puede ser estimada por la siguiente ecuación [Ref.4-13]:

$$C_b = 0.53N_o + 0.32N_1 + 0.19D_o$$

Donde:

C_b = Cantidad de sólidos producidos, mg/L

N_o = Concentración de $N-NO_3^-$, mg/L

N_1 = Concentración de $N-NO_2^-$, mg/L

D_o = Concentración de oxígeno disuelto, mg/L

Estos sólidos son retenidos dentro del medio junto con otros sólidos suspendidos removidos por el proceso, estos sólidos son sacados del filtro por retrolavado, y pueden ser reciclados al inicio de la planta de acuerdo al esquema particular del proceso al final de cada ciclo de retrolavado.

Nitrificación y Denitrificación en Biofiltros.

Una alternativa emergente que podría ser explorada es la biofiltración en reactores de lecho empacado sumergidos, esta tecnología ha sido usada exitosamente en la remoción de DQO, DBO₅ y $N-NH_3$ de las aguas subterráneas contaminadas y en la

nitrificación-denitrificación de aguas residuales industriales y municipales, [Ref.4-10 y 4-11].

Dos tipos de bioreactores podrían ser considerados para la remoción de $N-NH_3$:

- 1) El bioreactor aireado para llevar a cabo la nitrificación completa del efluente terciario.
- 2) El bioreactor anóxico para llevar a cabo la denitrificación del efluente del bioreactor aireado.

Estas tecnologías no son del dominio publico y su adquisición requiere de muy alta inversión inicial, por lo tanto sería muy recomendable tomar en cuenta esta tecnología para desarrollar futuras pruebas experimentales en la planta DETAAR. con dos propósitos, el primero obtener experiencia tecnológica con vista al diseño de equipo y proceso, y segundo obtener experiencia operativa.

Haciendo referencia a la experiencia obtenida de la otra planta piloto operada por la DGCOH la llamada planta SMA localizada en Santa María Aztahuacán, Iztapalapa D.F., en donde también se pretendió usar un proceso de desgasificación para la eliminación del nitrógeno amoniacal de agua de acuífero contaminado, se pudo observar en el curso de la experimentación que se producía una remoción marginal de amoníaco en la torre desgasificadora, un análisis de las condiciones a las cuales se llevo a cabo esta operación permitieron especular que la remoción no se realizó por el simple fenómeno de transferencia de masa, si no principalmente por actividad biológica en el lecho empacado de la torre desgasificadora la cual prácticamente trabajó como un reactor de lecho fijo aireado, debido a que la operación se llevo a cabo entre 6 a 8 unidades de pH, esta observación lleva a considerar seriamente la posibilidad de utilizar como alternativa de tratamiento el proceso de nitrificación-denitrificación biológica, para conseguir las remociones de $N-NH_4^+$ requeridas para lograr la calidad de agua para propósitos de potabilización.

Actualmente los sistemas de biofiltración ya han sido utilizados en los E.U. y Europa para la remoción de $N-NH_4^+$ [Ref.4-10 y 4-11], dos ejemplos típicos de estos sistemas serán descritos brevemente para explicar su funcionamiento.

El sistema de nitrificación, [Ref.4-12], es un bioreactor que utiliza la tecnología combinada de crecimiento de biomasa en película - adherida y crecimiento suspendido, el bioreactor es muy parecido a un filtro de flujo ascendente de lecho granular, es compacto y diseñado adecuadamente puede llevar a cabo los siguientes procesos de tratamiento biológico:

- Nitrificación del nitrógeno amoniacal
- Remoción de DBO y DQO
- Remoción de sólidos suspendidos
- Oxidación de compuestos orgánicos complejos como fenol, tiocianatos, etc.

El biofiltro (o bioreactor) funciona predominantemente como un reactor de película fija en donde los microorganismos están adheridos a la superficie del medio, además los huecos o espacios entre los gránulos del medio también sirven para el crecimiento de biomasa suspendida, esto resulta en un incremento de la concentración de microorganismos por volumen de medio soporte, por lo tanto el tiempo de retención hidráulico del sistema es disminuido mientras el tiempo de retención de sólidos (SRT) dentro del sistema se incrementa, este principio es fundamental para llevar a cabo la reacción de nitrificación, el reactor esta empacado con un medio granular de muy alta superficie específica, el cual también produce una muy alta transferencia de oxígeno.

Los sólidos suspendidos en el influente y el exceso de biomasa son removidos por medio de retrolavados de aire y agua suministrados en el fondo del bioreactor, el retrolavado tiene como propósito básico controlar la carga de sólidos dentro del bioreactor.

Para propósitos de nitrificación el bioreactor puede ser empacado con un medio granular con superficies específicas del orden de 100 a 300 pies²/pie³, las cargas volumétricas de N-NH₄⁺ que pueden ser aplicadas están en el orden de 25 a 50 lb/1000 pies³ - día, con una eficiencia de transferencia de oxígeno del orden de 15%, a temperaturas tan bajas como 10°C. El bioreactor puede tratar cargas de orgánicos solubles de hasta 250 lb DBO/1000 pies³ - día, con respecto a la remoción de sólidos suspendidos, funciona como filtro en donde los sólidos suspendidos en el

efluente y los sólidos biológicos en exceso son removidos del bioreactor aplicando un retrolavado simultáneo de aire y agua a velocidades de 6 icfm/pie^2 y 8 gpm/pie^2 respectivamente en forma similar a lo usual en los sistemas de filtración convencional.

Los sistemas de biofiltración para nitrificación pueden ser diseñados para una configuración rectangular en tanques de concreto con paredes comunes, el diseño del reactor suministra el soporte estructural para el medio granular además de asegurar una distribución uniforme del flujo de agua y aire de proceso y retrolavado, el medio filtrante se puede seleccionar tomando en cuenta las características del material granular tales como: tamaño efectivo para alta superficie específica, coeficiente de uniformidad para obtener las mejores características de filtración, factor de forma, dureza y densidad específica.

El sistema completo de biofiltración normalmente incluye los siguientes componentes auxiliares:

- Bombas de alimentación
- Sopladores de aire de proceso
- Sopladores de aire de retrolavado
- Bombas de agua de retrolavado
- Válvulas automáticas e instrumentos
- Pozo de aguas filtradas y pozo de aguas turbias de retrolavado
- Control lógico programable con interface hombre - maquina (PLC - MMI)

El sistema para denitrificación [Ref.4-13], es un bioreactor anóxico de película fija en flujo descendente en el cual se lleva a cabo la desnitrificación biológica del efluente nitrificado en el biofiltro nitrificante con aportación externa de substrato que para el caso pudiera ser etanol, sin embargo se ha reportado el uso de otros substratos como el ácido acético y melazas de desecho, en este bioreactor también se lleva a cabo el proceso de filtración en lecho profundo que virtualmente remueve todos los sólidos suspendidos en el efluente, el medio granular filtrante es seleccionado en tamaño y forma para que sirva de medio soporte a los microorganismos denitrificadores, estos en un medio filtrante profundo llevan a cabo la remoción de nitratos eficientemente. El gas nitrógeno liberado por la reacción de denitrificación y

acumulado en los huecos del medio filtrante reduce el tamaño aparente del medio mejorando el contacto de la biomasa y la eficiencia de filtración, sin embargo el efecto de las burbujas de gas N_2 liberadas incrementa las pérdidas de carga y requiere que se elimine periódicamente, esto se lleva a cabo aplicando un retrolavado con agua durante algunos segundos, el agua de retrolavado libera el gas N_2 atrapado a la atmósfera, los sólidos suspendidos son removidos del biofiltro de una forma convencional por medio de retrolavado simultáneo aire - agua.

Normalmente el sistema para denitrificación requiere de 4 a 5 ciclos de liberación de N_2 denominados NRC's (Nitrogen Release Cycles) durante una corrida de filtración y antes de que sea necesario retrolavar, el número de NRC depende de la relación :

$$NCR = f(\Delta N - NO_3^- / \Delta SS)$$

Donde $\Delta N - NO_3^-$ representa el nitrógeno de nitratos removido y ΔSS los sólidos suspendidos removidos. Parte del agua turbia de retrolavado puede ser retomada como influente al biofiltro en el caso que organismos denitrificantes necesiten ser nuevamente inoculados.

Las siguientes características generales del sistema son consideradas como guías generales de diseño por un licenciador de esta tecnología:

- El biofiltro normalmente tiene 18 pies de profundidad más un borde libre, la configuración puede ser circular o rectangular en construcción de acero o concreto.
- El fondo del filtro es construido de acero inoxidable y concreto de alta resistencia.
- El medio filtrante es una arena granular monomedio, tamaño efectivo 2.2 mm (6 x 9 mesh), las profundidades normalmente son de 4 a 6 pies, también se ha utilizado arena en tamaño de 8 x 12 mesh e incluso medio dual arena - antracita.
- Se usa normalmente una capa soporte del medio con una profundidad de 18" formada de 5 tamaños acomodadas en una graduación inversa de gruesa a fina.
- El aire de retrolavado es suministrado por medio de un soplador normalmente a una velocidad controlada de 6 icfm/ pie².

- El agua de retrolavado será suministrada a una velocidad controlada de 6 a 8 gpm/pie², las pérdidas de carga estimadas en el fondo del filtro normalmente son de 4" c.a para esta tasa de retrolavado.

RECARBONATACIÓN PARA ESTABILIZACIÓN DEL AGUA

El proceso de recarbonatación es un proceso unitario de tratamiento de agua que se utiliza para estabilizar el agua tratada con cal en el proceso de remoción de fósforo. La adición de suficiente cal al agua residual eleva el pH y convierte los bicarbonatos y carbonatos a hidróxidos, en la recarbonatación se agrega bióxido de carbono (CO₂) al agua tratada con cal, cuando el bióxido de carbono es agregado a esta agua el pH es disminuido y los hidróxidos en solución son convertidos a carbonatos y bicarbonatos devolviéndole al agua el equilibrio de los carbonatos con lo cual se evita la formación de depósitos e incrustaciones en equipos y tuberías, por lo tanto es muy recomendable que la operación de recarbonatación preceda a las operaciones de filtración y adsorción con carbón activado.

Se pueden emplear dos sistemas de recarbonatación dependiendo de las necesidades específicas del proceso de tratamiento avanzado, [Ref.4-6] :

- 1) La recarbonatación en dos etapas, en donde una primera etapa es utilizada para reducir el pH de 11 a 9.3 cercano a la mínima solubilidad del carbonato de calcio, esta primera etapa produce un floc pesado de buenas características de sedimentabilidad, con un tiempo suficiente de reacción, alrededor de 15 min, este floc de carbonato de calcio no se redisolverá con una posterior disminución del pH, el floc sedimentado es una fuente rica de óxido de calcio el cual puede ser recuperado por recalcinación para su reuso.

La segunda etapa de recarbonatación lleva el pH del agua a 7, preparando el agua para la filtración y la adsorción en carbón activado evitando la formación de depósitos de carbonato de calcio sobre la superficie de los lechos granulares.

La recarbonatación en dos etapas requiere de un tanque de sedimentación entre las etapas para separar el floc de carbonato de calcio formado.

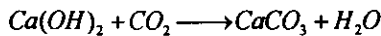
- 2) La recarbonatación en una sola etapa que permite reducir el pH del agua tratada de 11 a 7 eliminando la necesidad de un tanque de sedimentación intermedio, debido a la casi nula precipitación de carbonato de calcio en el agua tratada después de este

proceso, se presentará un aumento en la dureza de calcio, lo cual, no se presenta en el proceso de dos etapas.

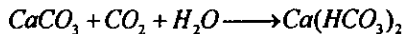
Es recomendable utilizar la recarbonatación en dos etapas cuando se pretende recuperar óxido de calcio por recalcinación del carbonato de calcio y cuando se requiere obtener la máxima remoción de fósforo y calcio en el efluente, debido a que el floc precipitado en el sedimentador intermedio arrastra el fósforo por adsorción.

TEORÍA DEL PROCESO DE RECARBONATACIÓN

Durante el proceso de recarbonatación, el bióxido de carbono reaccionará con el hidróxido de calcio para formar carbonato de calcio, [Ref.4-6] :



y con carbonato de calcio para formar bicarbonato de calcio:



En base a las ecuaciones anteriores los requerimientos de CO₂ pueden ser determinados a partir de las diferentes formas de alcalinidad expresadas en términos de mg/l como CaCO₃ :

1. CO₂ requerido para convertir hidróxido de calcio a carbonato de calcio:

$$CO_2 \text{ [mg/l]} = \{[P.mol.CO_2]/[P.mol.CaCO_3]\} [Alc.OH^- \text{ mg/l CaCO}_3] \\ = 0.44 [Alc.OH^- \text{ mg/l CaCO}_3]$$

2. CO₂ requerido para convertir carbonato de calcio a bicarbonato de calcio:

$$CO_2 \text{ [mg/l]} = 0.44 [Alc.CO_3^{2-} \text{ mg/l CaCO}_3]$$

3. CO₂ requerido para convertir hidróxido de calcio a bicarbonato de calcio:

$$CO_2 \text{ [mg/l]} = 0.88 [Alc.OH^- \text{ mg/l CaCO}_3]$$

En el caso de utilizar gas con un porcentaje en peso de CO₂ conocido, [% CO₂], las masas requeridas para recarbonatar pueden ser estimadas como sigue:

$$CO_2 \text{ puro [Kg/h]} = [mg/L CO_2 / 1000] Q \text{ [m}^3/h]$$

$$\text{Gas [Kg/h]} = CO_2 \text{ puro [Kg/h]} / [\% CO_2 / 100]$$

El volumen de gas requerido puede ser calculado con la ley del gas ideal :

$$Q_{gas} = \frac{mR(t + 273.15)}{MP}$$

Donde :

$$Q_{gas} = \text{Volumen de gas, Std. m}^3/h$$

$$m = \text{Masa de gas, Kg/hr}$$

$$R = \text{Constante de los gases } 0.08206 \text{ litros atm/}^\circ\text{K mol}$$

M = Peso molecular del gas, g/ mol

P = Presión a condiciones estándar: P = 1 atma.

t = Temperatura, a condiciones estándar = 15.5 °C

Es recomendable en la práctica agregar un 20 % de exceso a los requerimientos teóricos calculados debido al CO₂ no absorbido que escapa en la superficie del agua.

ANÁLISIS Y CRITICA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LA PRUEBA PILOTO DE RECARBONATACIÓN

La recarbonatación se llevó a cabo después de la desgasificación de amoniaco, la prueba piloto de recarbonatación no suministró mucha información sobre el comportamiento del proceso, la operación se llevo simplemente burbujeando CO₂ en una cámara de contacto simulando una sola etapa de recarbonatación con el objetivo de obtener un pH en el efluente de 7.2, por lo tanto no se reportaron datos tales como el consumo de CO₂, rendimiento del proceso, tiempo de contacto u otros parámetros de operación.

Debido a estas omisiones la confiabilidad del modelo no puedo ser evaluada, por lo tanto solo se pueden emitir las siguientes recomendaciones para revisar el diseño de la unidad piloto y posteriormente diseñar la unidad a escala total:

1. Recomendaciones para el diseño del reactor de recarbonatación.

La literatura técnica, MOP/8 [Ref.4-7], da las siguientes recomendaciones para dimensionar el reactor de recarbonatación:

- El tanque deber tener una profundidad de 4 m, para aquellos sistemas empleando combustión sumergida o CO₂ líquido se recomienda una profundidad de agua de 3 a 3.6 m.
- Para sistemas de una etapa, el reactor de recarbonatación deberá tener un tiempo de residencia de 5 min, a este reactor deberá seguir un tanque con un tiempo de residencia de 15 min para permitir llevar la reacción a su terminación.
- Para sistemas de recarbonatación en dos etapas, el primer reactor de recarbonatación deberá tener un tiempo de contacto de 5 min, el tanque de sedimentación siguiente deberá ser diseñado para un tiempo de residencia de 40 min y una carga hidráulica superficial de 1.1 litros/m²-s, el segundo reactor de recarbonatación deberá tener 5 min de tiempo de contacto, la literatura

recomienda dosificar polielectrolitos en el tanque sedimentador para mejorar la eficiencia del proceso.

2. Diseño del sistema de difusión de CO₂

Tradicionalmente el sistema de difusión de CO₂ ha sido diseñado como una parrilla de tubo perforado sumergida en el agua a una profundidad mínima de 2.5 m, este sistema de difusión adecuadamente diseñado podría poner en solución del 50 a 75% del CO₂ aplicado. La práctica de ingeniería, [Ref.4-6] recomienda utilizar tubos de PVC con orificios de 3/16 plg perforados en el fondo del tubo a un ángulo de 30° con el eje vertical en arreglo alternado cada 3 plg a lo largo de la longitud del tubo. Estos orificios deberán ser diseñados para una capacidad de 1.1 a 1.65 pies³/min (1.8 a 2.8 m³/hr), y pérdidas de carga de 3 a 8 plg c.a (7 a 20 cm c.a) respectivamente, el espaciamiento horizontal entre tubos de difusión laterales deberá ser de al menos 45 cm.

Este diseño de sistema de difusión ha sido superado y deberá ser substituido por un sistema más eficiente a base de inyectores los cuales disuelven una mayor cantidad de CO₂.

La eficiencia de utilización de CO₂ es principalmente una función de la eficiencia de difusión, si el gas es introducido por burbujeo en el reactor, la eficiencia de utilización se encontrará en el rango de 50 a 75% , esto implica fuertes pérdidas del gas por escape a la atmósfera, si el CO₂ es inyectado en solución, la eficiencia de utilización será mayor en el orden de 90 a 95%, por estas consideraciones se recomienda que la aplicación de CO₂ se efectúe por el método de inyección en solución.

El sistema de inyección de CO₂ estará formado básicamente por:

- Bombas de circulación de solución de CO₂.
- Inyector tipo venturi.
- Difusor de solución en la cámara de mezclado.

El flujo de agua de circulación para disolver el CO₂ es función de la solubilidad del CO₂ en agua a las condiciones de bombeo, y de acuerdo a la ley de Henry:

$$P_{CO_2} = Hx$$

Donde:

P_{CO_2} = Presión parcial del gas sobre la superficie del líquido, atm.

H = Constante de la ley de Henry, atm/fracción mol.

x = Fracción mol de CO₂ en equilibrio en la fase líquida.

Las constantes de la ley de Henry para el CO₂ en función de la temperatura son presentadas en la siguiente tabla, [Ref.4-9] :

T.°C	0	10	20	30	40	50	60
H x 10 ⁻⁴	0.728	0.104	0.142	0.186	0.233	0.283	0.341

Donde la fracción mol del gas disuelto esta definida por:

$$x = \text{moles de CO}_2 / (\text{moles de CO}_2 + \text{moles de agua})$$

Peso molecular del CO₂ = 44

Peso molecular del agua = 18

$$x = [(\text{kg/h CO}_2) / 44] / [(\text{kg/h CO}_2) / 44 + (\text{kg/h agua} / 18)]$$

Por lo tanto el flujo de agua requerido para disolver el CO₂ puede calcularse por:

$$\text{kg/h agua} / 18 = [(\text{kg/h CO}_2) / 44 x] - (\text{kg/h CO}_2 / 44) = (\text{kg/h CO}_2 / 44) [(1 - x) / x]$$

$$x = P_{\text{CO}_2} / H, \text{ a } 20^\circ\text{C}, H = 0.142 \times 10^4 \text{ atm/fracc.mol,}$$

a la condición de descarga de la solución en el difusor la presión es de aproximadamente 3.5 m de agua o 0.35 atm que es la altura típica en la cámara de contacto, por lo tanto a la presión barométrica de la cd. de México y despreciando el efecto de la presión de vapor del agua :

$$P_{\text{CO}_2} = 0.35 + 0.77 = 1.12 \text{ atma}$$

$$x = 1.12 / 1420 = 0.0007887$$

Por ejemplo, considerando un consumo de CO₂ puro de 500 kg/d, el flujo de agua mínimo que deberá ser circulado a través del inyector sería de:

$$\text{kg/h CO}_2 = 500 \text{ kg/d} / 24 = 20.83$$

$$\text{kg/h agua} = 18 \times (20.83 / 44) ((1 - 0.0007887) / 0.0007887) = 10795.8$$

$$\text{m}^3/\text{h agua} = 10.8$$

El difusor es también uno de los elementos importantes en el buen funcionamiento del sistema y deberá proporcionar la mejor dispersión posible así como el mezclado rápido de la solución de CO₂. La solución de CO₂ puede ser distribuida por medio de un difusor de tubo perforado de PVC hidráulico.

Las practicas de diseño recomendadas establecen los siguientes criterios, [Ref.4-7] :

- El difusor deberá ser colocado directamente en la zona de máxima turbulencia.

- Las perforaciones deberán ser diseñadas para flujos de solución y velocidades de 0.06 a 0.12 l/seg y 3 m/seg respectivamente.
- Las perforaciones normalmente no son menores a 10 mm (3/8").

El análisis hidráulico del sistema incluye establecer el suministro de agua para operar el inyector, dimensionar tuberías y calcular presiones y contrapresiones.

La contrapresión en el inyector puede ser calculada de la siguiente forma:

$$P_b = \Delta P_f + \Delta P_d + P_s + P$$

Donde :

P_b = Contrapresión en el inyector, psig.

ΔP_f = Perdidas por fricción en la línea del inyector al difusor, psi.

ΔP_d = Perdidas por fricción debidas al difusor, psi.

P = Presión en el punto de aplicación, psig.

P_s = Presión debida a la diferencia de niveles entre el punto de aplicación y el nivel del piso, psig.

3. Fuente de alimentación de bióxido de carbono.

Las siguientes fuentes de suministro de CO₂ podrían ser utilizadas en la planta de potabilización de agua residual tratada, [Ref.4-6] :

- Gas de chimenea de hornos de incineración de lodos quemados con gas natural, contiene 16 % CO₂ base húmeda, (10% CO₂ base seca) en peso.
- Gas de chimenea de horno de recalcinación de cal, contiene alrededor de 16 % de CO₂ base húmeda en peso.
- Queroseno y diesel rinden 20 kg CO₂ / kg de combustible.
- Carbón coque rinde 3 kg CO₂ / kg de combustible.
- CO₂ líquido comercial con pureza de +99.5 %.

Excepto en la combustión de gas natural, la combustión incompleta de hidrocarburos o carbón podría provocar la contaminación del agua con compuestos orgánicos y deberá desecharse, por lo tanto se deberá considerar la conveniencia de usar CO₂ líquido o gas de horno de recalcinación o de combustión de gas natural en un quemador sumergido.

El CO₂ líquido de alta pureza puede ser la mejor opción para evitar la contaminación del agua recarbonatada, puede ser suministrado a la planta por medio de camiones pipa refrigerados con capacidades nominales de 10 a 20 ton. (1 ton = 2000 lbs) bajo

un contrato que puede incluir la renta y mantenimiento del equipo accesorio como tanque, evaporador, bombas, motores, sistema de refrigeración, válvulas, tuberías y controles.

REFERENCIAS

Desgasificación de amoníaco

- 4-1 Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica, "Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales (DETAAR)", Contrato No. 6-33-1-0385, Diciembre de 1986, México D.F.
- 4-2 Espino, E., Vázquez V. M., Flores H. F., "Pilot Studies of Wastewater Potabilization in Mexico City", ponencia presentada ante la AWWA Research Foundation, Denver Co. EUA., 1988
- 4-3 Joseph F. Roesler, Robert Smith and Richard G. Eilers., "Simulation of ammonia stripping from wastewater", Journal of Sanitary Engineering Division A.S.C.E., page 269, June, 1971.
- 4-4 Jeffery Staudinger, William R. Knocke and Clifford W. Randall, "Evaluating the Onda Mass Transfer Correlation for the Design of Packed-Column Air Stripping", Research and Technology, Journal A.W.W.A., pag.73-79, January 1990.
- 4-5 United States E.P.A., Air Stripper Design Manual. E.P.A.-450/01-90-003, May 1990.

Recarbonatación

- 4-6 Culp. R. L. y G. L. Culp, Advanced Wastewater Treatment, Van Nostrand Reinhold, New York, 1971.
- 4-7 Joint Committee of the Water Pollution Control Federation and the American Society of Civil Engineers, Wastewater Treatment Plant Design, MOP/8, Water Pollution Control Federation, Washington, D.C. 1977.
- 4-8 Robert L. Sanks editor, Water Treatment Plant Design, Chapter 24 by Carl W. Reh, P.E., Ann Arbor Science Publisher, Fourth Printing, 1982, USA.
- 4-9 Robert H. Perry and Don W. Green, Chemical Engineer's Handbook, McGraw-Hill Book Co - Singapore., 1st. Printing, 1984

Biofiltración

- 4-10 WEF Manual of Practice No.8, Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, Volume 1 and 2, Water Environment Federation, 1992.

- 4-11 U.S. EPA, Nitrogen Control Manual, EPA/625/R-93/010, September 1993, Washington, D.C.
- 4-12 **The ColOX™ AEROBIC BIOREACTOR SYSTEMS**, Technical Bulletin BIO-COL-1001-1.5M-592- Printed in U.S.A.
- 4-13 **The Denite® System**, Technical Bulletin 6/93, by TETRA Technologies, Inc. Tampa, Florida U.S.A.
- 4-14 **BIOFILTRATION**, Technical Bulletin, DÉGREMONT- Printed in U.S.A.
- 4-15 Howard S. Peavy, Donald R. Rowe, George Tchobanoglous, Environmental Engineering, McGraw-Hill Book Co International Edition - Singapore., 3rd. Printing, 1988.
- 4-16 G. Mattock (Editor), New Process of Waste Water Treatment and Recovery, Halsted Press, a division of John Wiley & Sons/Ellis Horwood England, 1978.
- 4-17 Cook, N. E. et al, Denitrification of Potable Water in a Packed Tower Biofilm, Environmental Engineering (1990):175-182

Tabla 4-1 Estimación de la remoción de NH3 en una columna desgasificadora con el modelo de Onda

Datos de operación		
Temperatura de contacto, grad.C	t	18.0
Presión barométrica, atma	Pt	0.7697
Flujo de aire, m3/h	QAIRE	5400
Flujo de agua, m3/h	QAGUA	1.8
Concentración de contaminante en el influente, mg/L	Co	5.61
Datos de la columna		
Diámetro	D	0.688
Altura de empaque, m	Z	3.658
Datos del empaque		
Tamaño de empaque, m	Dp	0.025
Área superficial total, m2/m3	at	180
Tensión superficial crítica del material de empaque, kg/seg2	TENEM	0.033
Calculo de las propiedades fisicas del agua		
Viscosidad, kg/m seg	VISL	1.056E-03
Densidad, kg/m3	DENL	998.086
Tensión superficial, Kg/seg2	TENL	0.07310
Difusividad del contaminante en agua, m2/seg	DL	1.985E-09
Calculo de las propiedades fisicas del aire		
Viscosidad , kg/m seg	VISG	1.797E-05
Densidad, kg/m3	DENG	0.93309
Difusividad del contaminante en aire, m2/seg	DG	3.510E-05
Calculo de flujos masicos superficiales		
Área de la columna, m2	A	0.371764
Flujo superficial de agua, kg/m2 seg	Lagua	1.342367
Flujo de agua, kg/seg		0.499043
Flujo superficial de aire, kg/m2 seg	Gaire	3.76486
Flujo de aire, kg/seg		1.399637
Flujo molar de agua, kg mol/m2 seg	Lprim	74.50972
Flujo molar de aire, kg mol/m2 seg	Gprim	129.8227
Calculo del coeficiente de transferencia de masa en el aire		
$(Gaire / at * VISG)^{0.7}$		140
$(VISG/DENG*DG)^{(1/3)}$		0.818663
$(at*Dp)^{-2.0}$		0.049383
$(at*DG)$		0.006318
Constante del modelo de Onda		5.23
Coefficiente de transferencia de masa, m/seg	kg	0.187034
Calculo del coeficiente de transferencia de masa en el agua		
Grupo Reynolds	NRE ^{0.1}	1.215915
Grupo Foude	NFR ^{-0.05}	1.674748
Grupo Weber	NWE ^{0.2}	0.168842
$(TENEM/TENL)^{0.75}$		0.550755
Superficie húmeda del empaque, m2/m3	aw	43.219
$(Lagua/aw*VISL)^{(2/3)}$		9.52988
$(VISL/DENL*DL)^{-0.50}$		0.043318
$(at*Dp)^{0.4}$		1.825093
$(DENL/VISL*9.81)^{-(-1/3)}$		0.021812
Coefficiente de transferencia de masa, m/seg	KL	8.38E-05

Calculo de las relaciones de equilibrio		
Constante de equilibrio, frac.mol en el gas/frac.mol en liq.	m	0.60061
Constante de Henry, m3 agua/m3 aire	H	0.000349
Factor de agotamiento	S	1.046478
Calculo del coeficiente total de transferencia de masa, HTU y NTU		
Coficiente total de transferencia de masa, m/seg	KLT	3.67E-05
Altura de la unidad de transferencia,m	HTU	0.8483
Numero de unidades de transferencia	NTU	4.3122
Comportamiento de la columna desgasificadora		
Concentración de contaminante en el efluente, mg/L	Ce	0.975
Relación aire/agua, m3/m3		3000
Remoción esperada,%		82.62
Masa de contaminante removido, kg/dia		0.2002

Tabla 4-2 Datos reportados para la determinación del coeficiente de transferencia de masa para desgasificación de amoniaco

Altura de la columna, m 3.66
 Área de la sección transversal, m² 0.3717
 Temperatura, grad.C 18
 Flujo de aire, m³/hr 5400
 Flujo de agua, m³/hr 1.8

Columna No.	N-NH ₃ total, mg/L		pH	N-NH ₃ libre, mg/L		KLa hr ⁻¹	N-NH ₃ efluente estimado, mg/L experim.
	Influente	efluente		Influente	efluente		
1	6.33	2.74	9.84	4.43	1.92	0.76	3.42
1	6.02	3.73	10.33	5.29	3.28	0.38	3.26
1	6.01	3.28	10.58	5.58	3.04	0.51	3.25
1	6.02	2.82	10.61	5.61	2.63	0.67	3.26
1	5.95	3.35	10.15	4.92	2.77	0.48	3.22
1	6.25	3.58	10.14	5.15	2.95	0.46	3.38
1	6.4	4.04	10.29	5.56	3.51	0.36	3.46
1	5.64	3.66	10.15	4.66	3.03	0.34	3.05
1	7.98	4.16	10.41	7.18	3.73	0.55	4.32
1	7.72	4.34	10.43	6.96	3.91	0.48	4.17
1	2.84	1.24	11.22	2.79	1.22	0.75	1.54
1	2.22	0.97	12.33	2.22	0.97	0.75	1.2
1	2.43	1.86	12.38	2.43	1.86	0.2	1.31
1	0.57	0.25	11.43	0.56	0.25	0.75	0.31
1	0.25	0.19	11.67	0.25	0.19	0.2	0.14
1	7.51	3.46	11.4	7.42	3.42	0.69	4.06
1	3	1.6	11.09	2.93	1.56	0.53	1.62
1	3.37	1.68	11.8	3.35	1.67	0.6	1.82
1	3.37	2.35	10.66	3.17	2.21	0.28	1.82
1	3.7	2.02	10.81	3.54	1.93	0.51	2
1	5.72	3.03	10.54	5.27	2.79	0.54	3.09
1	2.31	1.01	10.37	2.05	0.9	0.75	1.25
Promedio	4.62	2.52	10.85	4.15	2.26	0.52	2.50
2	3.28	1.9	10.58	3.04	1.76	0.45	1.77
2	2.82	1.6	10.61	2.63	1.49	0.47	1.53
2	3.35	1.9	10.15	2.77	1.57	0.47	1.81
2	3.58	2.51	10.14	2.95	2.07	0.27	1.94
2	4.04	2.74	10.29	3.51	2.38	0.3	2.18
2	1.24	0.49	11.22	1.22	0.48	0.87	0.67
2	3.46	2.02	11.4	3.42	2	0.44	1.87
2	1.6	0.8	11.09	1.56	0.78	0.6	0.87
2	1.68	1.01	11.8	1.67	1.01	0.41	0.91
2	2.05	1.01	10.81	1.98	0.97	0.82	1.11
2	1.01	0.5	10.37	0.9	0.44	0.61	0.55
Promedio	2.56	1.50	10.77	2.33	1.36	0.50	1.38

KLa promedio, 1/hr 0.51
 KLa promedio, 1/seg 1.42E-04
 Desviación estándar 0.17

Promedio de N-NH₃ total en influente de la primera columna, mg/L 4.62
 Promedio de N-NH₃ total en efluente de la segunda columna, mg/L 1.50
 Eficiencia de remoción experimental, % 67.6

CAPITULO 5

FILTRACIÓN EN LECHOS GRANULARES

INTRODUCCIÓN

El propósito de la filtración es remover la materia en suspensión remanente en el agua que previamente ha sido coagulada, floculada y clarificada (en caso necesario), para cumplir con una calidad final del agua previamente establecida o como un paso previo de pretratamiento antes de entrar a otros procesos que deberán mejorar aún mas la calidad del agua.

La filtración es una operación crítica en el tratamiento avanzado en lo que se refiere a dar el aspecto estético al agua al remover turbiedad, partículas en un amplio rango de tamaños entre los cuales se encuentran algas, compuestos húmicos coloidales, virus, bacterias, partículas silíceas coloidales, color aparente y olores y bajo ciertas condiciones especiales al remover materia orgánica refractaria y $N-NH_3$ por la acción de procesos biológicos.

Con el propósito de obtener suficientes datos sobre el comportamiento del proceso la DGCOH experimentó en la planta DETAAR sobre un dispositivo piloto consistente de dos columnas filtrantes con lechos de arena-antracita de flujo descendente auxiliados con pre-ozonación para investigar su efecto como ayuda filtrante.

La filtración en medio dual o multimedio tiene como propósito obtener mejor calidad del efluente, ya que las diferentes densidades y granulometrias de los medios permiten alcanzar una graduación de gruesa a fina en el tamaño del grano lo que aumenta la captura de sólidos, así como la cantidad de sólidos retenidos ya que se obtiene una penetración profunda del floc a través el lecho filtrante.

Con apoyo en este concepto la filtración en medio dual es la selección adecuada para asegurar la calidad requerida del efluente con el propósito de potabilizarlo.

TEORÍA BÁSICA DE LA FILTRACIÓN

La filtración de agua en medios granulares es un tema extenso y lo que aquí se presenta tiene la finalidad de soportar el análisis crítico a los resultados finales de las pruebas en la planta piloto. En principio la filtración de agua superficial, de pozo, de efluente

secundario, de efluente terciario o en un proceso de tratamiento avanzado para recuperar agua esta gobernada por los mismos principios físico - químicos e hidrodinámicos, sin embargo cada caso tiene particularidades y las experiencias en un caso no pueden generalizarse a otro, lo que si se puede afirmar es que la filtración de agua en el tratamiento avanzado tiene muchas similitudes con la filtración de agua en procesos de potabilización debido a que las características del efluente de tratamiento avanzado así lo permiten, por lo tanto la teoría de la filtración de agua potable y las practicas recomendadas en el diseño de procesos de filtración pueden ser aplicables para los propósitos de este análisis.

Mecanismos de la filtración.

La naturaleza de los mecanismos por medio de los cuales se lleva a cabo la filtración de agua en medios granulares es muy compleja y en resumen sigue los siguientes mecanismos, [Ref.5-2] :

- Mecanismos de transporte, como son: intercepción, cribado, sedimentación, difusión, y la acción de fuerzas inerciales e hidrodinámicas.
- Fenómenos físico-químicos en la superficie del medio filtrante atribuidos a las fuerzas moleculares y de tensión superficial.
- Desprendimientos de partículas adheridas previamente por los mecanismos anteriores que por acción de fuerzas hidrodinámicas emigran de los depósitos acumulados en los intersticios del medio filtrante a la fase líquida.

La predicción del comportamiento del fenómeno que incluye los mecanismos anteriores ha dado lugar a modelos que tratan de calcular la velocidad de filtración y la pérdida de carga en función del tiempo y la captura de partículas aplicando técnicas matemáticas deterministas y probabilísticas así como modelos semi-empíricos los cuales no se han desarrollado lo suficiente para su aplicación práctica, por otra parte por razones de espacio la descripción de estos modelos esta fuera del alcance de este trabajo.

Clasificación de los filtros de lecho granular:

Los filtros pueden clasificarse de acuerdo a sus diferentes características:

- Con respecto a la presión de operación: a gravedad y a presión.
- Con respecto a la velocidad de filtración: Filtros lentos, filtros rápidos, filtros de alta tasa monomedio de lecho profundo o de lecho multimedio con graduación inversa.

- De acuerdo al sentido del flujo: flujo ascendente, flujo descendente, biflujo
- De acuerdo a los tipos de retrolavado: Retrolavado a presión, autolavado, retrolavado continuo
- De acuerdo al modo de retrolavado: Agua, agua-aire secuenciado, agua-aire simultáneo, con lavado superficial y subsuperficial.
- De acuerdo a los modos de control: (1) Velocidad constante, (2) Nivel constante, (3) Tasa declinante

Tipos de medio y profundidad del lecho filtrante.

Existen diferentes tipos de medio filtrantes como la arena, antracita, cuarzo, gránate, carbón activado, grava etc., los mas comunes en el mercado nacional son la arena sílica y la antracita, para que estos materiales puedan ser adecuados en la filtración deberán poseer ciertas características físicas, químicas y granulométricas, los procedimientos y métodos para la obtención de estas características así como las especificaciones, pruebas e inspección de materiales han sido establecidos por la ASTM (American Society for Testing and Materials) y la AWWA (American Water Works Association). El tamaño del medio filtrante controla el funcionamiento del filtro y su selección deberá tomar en cuenta los siguientes hechos:

- Mientras mas fino es el medio mejor será la calidad del efluente con sacrificio de la pérdida de carga, y en la rápida terminación de la corrida de filtración.
- Un medio mas grueso sacrifica la calidad del influente con un beneficio de menor pérdida de carga, sin embargo requiere altos flujos de retrolavado.
- La utilización de medios duales o multimedios deberá considerar la desestratificación de los lechos durante el retrolavado, y la necesidad de fluidizar el lecho después del retrolavado para estratificarlo antes de retomar a la condición de filtración.

En una primera aproximación la profundidad del lecho filtrante es una función del tamaño del medio y se han propuesto las siguientes relaciones empíricas como una guía practica, [Ref.5-1]:

- Para lechos de medio dual, monomedios de arena del tipo ordinario: $L / de \geq 1000$
- Para lechos trimedios (antracita, arena y gránate) y lechos monomedio gruesos ($1.5 \text{ mm} < de < 1.0 \text{ mm}$) : $L / de \geq 1250$
- Para lechos monomedios muy gruesos ($2 \text{ mm} < de < 1.5 \text{ mm}$) : $L / de \geq 1250$ a 1500

Donde:

L = Profundidad del lecho filtrante en mm.

de = Tamaño efectivo del medio filtrante, mm.

Para el caso de medios filtrantes duales existe una relación entre los tamaños de partícula de arena y antracita que permitirán una fluidización simultánea, con una interface definida entre los medios ya sea sin intermezclado o con mezclado parcial.

Los estudios experimentales han demostrado las siguientes relaciones, [Ref. 5-3] :

- Para interface definida: $(d_{90\%} \text{ antracita} / d_{10\%} \text{ arena}) < 2.5$
- Para un intermezclado completo : $(d_{90\%} \text{ antracita} / d_{10\%} \text{ arena}) > 4.0$
- Para un intermezclado parcial : $(d_{90\%} \text{ antracita} / d_{10\%} \text{ arena}) \approx 3.0$
- Si C.U. = $(d_{60\%} / d_{10\%}) = 1.5$ entonces $(d_{90\%} / d_{10\%}) = 2.0$

Por lo tanto:

$$d_{90\%} = 2 \times \text{C.U.} \times d_{10\%} / 1.5$$

Donde:

C.U. = Coeficiente de uniformidad

d_{90%} = Tamaño del grano en el percentil 90, mm.

d_{60%} = Tamaño de grano en el percentil 60, mm.

d_{10%} = Tamaño del grano en el percentil 10, mm, también llamado tamaño efectivo (TE).

En el diseño de filtros duales de arena-antracita el intermezclado parcial es muy recomendable.

Perdida de carga en los lechos filtrantes

La mayor parte del trabajo en la planta piloto DETAAR se dedicó a obtener datos de la pérdida de carga de los lechos a lo largo de la corrida de filtración.

Bajo condiciones de estado estacionario y sin taponamiento del lecho por el material retenido, que es el caso al inicio de una corrida de filtración, la pérdida de carga puede ser calculada con la ecuación de Rose para un lecho filtrante estratificado y es aplicable para cualquier material filtrante, [Ref.5-4 y 5-5] :

$$h_L = \frac{1.067 V^2 L}{\phi g \epsilon^4} \sum \frac{C_D f}{d}$$

Donde :

h_L = Pérdida de carga a través del lecho, m de agua.

V= Velocidad de filtración, m/seg.

L = Profundidad del lecho filtrante, m.

C_D = Coeficiente de arrastre.

f = Fracción masa de las partículas de arena de diámetro "d".

d = Diámetro de los granos de arena, m.

g = Aceleración debida a la gravedad, m/seg²

ϵ = Porosidad del lecho filtrante.

ϕ = Factor de forma de la partícula, algunos autores llaman al factor de forma,

esfericidad Φ , y el factor de forma propiamente dicho al cual llaman S esta

relacionado con la esfericidad por : $S = 6.0 / \Phi$

Para evitar confusión en la ecuación de Rose aplicable a este caso, $\Phi = \phi$.

La ecuación de Rose permite usar el coeficiente de arrastre C_D el cual es función del número de Reynolds, por lo tanto toma en cuenta el régimen hidrodinámico que se presenta en el lecho poroso en todo el rango de velocidades, lo cual no sucede con otros modelos hidráulicos.

El coeficiente de arrastre es calculado con las relaciones de Camp-Stokes de acuerdo a:

$$C_D = 0.4 \text{ para } R > 10^4$$

$$C_D = 24/R \text{ para } R < 0.5$$

$$C_D = \frac{24}{R} + \frac{3}{R} + 0.34 \text{ para } 0.5 < R < 10^4$$

$$R = \frac{dV\rho}{\mu}$$

Donde :

R = Número de Reynolds.

d = Diámetro de la partícula, m.

V = Velocidad de filtración, m/seg.

ρ = Densidad del agua, Kg/m³.

μ = Viscosidad dinámica, N-seg/ m² = cP x 10⁻³ N-seg/m²

Hidráulica del retrolavado

La operación de retrolavado y su comportamiento hidráulico son importantes en el diseño y análisis del funcionamiento de un filtro, por ejemplo el análisis de la hidráulica de retrolavado permitirá determinar la altura máxima del lecho expandido y por tanto la altura de las canaletas de recolección de agua turbia de retrolavados, el flujo de agua de retrolavado, la capacidad del tanque de acumulación de agua turbia de retrolavados y el consumo diario de agua de retrolavado, así como las especificaciones de bombas, válvulas, tuberías y controles.

Durante el retrolavado se hace pasar agua y/o aire a contracorriente para remover las materias sólidas retenidas en el lecho filtrante, el medio se fluidiza primero y después se expande, bajo esta condición se lleva a cabo un vigoroso frotamiento entre los granos ayudando a desprender la materia adherida la cual posteriormente es transportada fuera del lecho expandido por el agua, un lecho estará completamente fluidizado cuando la fuerza friccional ejercida por el agua de retrolavado es igual al peso de las partículas y cuando la velocidad superficial de retrolavado excede la velocidad mínima de fluidización definida por :

$$V_{mf} = v_t (ee)^{4.5}$$

Donde "Vmf" es la velocidad mínima de fluidización, "ee" es la porosidad del lecho expandido y "vt" es la velocidad terminal de la partícula.

Se han desarrollado modelos para calcular el comportamiento hidráulico, la profundidad y la pérdida de carga de un lecho expandido estratificado de granos de arena uniformes, el modelo de Amirtharajah es el que mejores resultados ha dado y predice las expansiones con muy buena aproximación para lechos de arena únicamente, [Ref.5-3], las ecuaciones del modelo son:

$$h_L = L_e(1-e) \frac{\rho_s - \rho}{\rho}$$

$$ee = (V_B/k)^{1/n}$$

$$k = V_{mf}/e^n$$

$$n = 4.45R_0^{-0.1}$$

$$R_0 = \frac{\rho V_s D_{60}}{\mu}$$

$$L_e = L \frac{1-e}{1-ee}$$

$$V_s = 8.45V_{mf}$$

$$V_{mf} = 0.00381 D_{60}^{1.82} \frac{[\rho(\rho_s - \rho)]^{0.94}}{\mu^{0.88}}$$

$$R_{mf} = \frac{\rho V_{mf} D_{60}}{\mu}$$

$$K_R = 1.775 R_{mf}^{-0.272} \text{ si } R_{mf} > 10$$

$$(V_{mf})_{corr} = V_{mf} K_R \text{ si } R_{mf} > 10$$

Donde:

hl = Pérdida de carga en el lecho expandido, plg de agua.

Le = Profundidad del lecho expandido, plg.

ρ_s = Densidad de la partícula, lb/pie³.

ρ = Densidad del agua, lb/pie³.

ee = Porosidad del lecho expandido.

V_B = Tasa de retrolavado, gpm/pie²

k = Constante.

n = coeficiente de expansión.

V_{mf} = Velocidad mínima de fluidización, gpm/pie², [pies/seg] = V_{mf} [gpm/pie²] / 448.86.

e = Porosidad de lecho no expandido.

V_s = Velocidad de asentamiento perturbada, gpm/pie², pies/seg.

R_0 = Numero de Reynolds de la partícula basado en V_s .

μ = Viscosidad, cP, [Lb/pie-seg] = [cP] x 6.72E-04

D_{60} = Diámetro de la partícula en el percentil 60, mm, [pies] = D_{60} [mm] x 3.048E-04,

también es el producto del tamaño efectivo por el coeficiente de uniformidad del medio.

K_R = Coeficiente de corrección a V_{mf} para números de Reynolds, (R_{mf}) > de 10.

R_{mf} = Número de Reynolds de la partícula basado en V_{mf} .

Para otros materiales filtrantes como antracita o carbón activado, las siguientes relaciones dan resultados estimados hasta en un 20 a 25% mas altos, [Ref. 5-3 y 5-7]:

$$L_e = (1 - e)L \sum \frac{f}{1 - ee}$$

$$ee = (V_B/v_t)^{0.222}$$

$$v_t = \left[\frac{4g(\rho_s - \rho)d}{3C_D\rho} \right]^{0.5}$$

Una alternativa para calcular la expansión de lechos durante el retrolavado es utilizar gráficas de los proveedores de medios filtrantes.

Lecho de grava soporte.

El lecho de arena- antracita normalmente es soportado por una serie de camas de grava, el sistema de camas soporte puede ser de dos tipos simétrico o asimétrico.

El mas recomendado es el sistema de grava con arreglo simétrico.

Estos soportes de grava son normalmente usado con drenajes del tipo tubos múltiples con laterales perforados, y es el sistema de bajo dren mas barato y común, otros tipos de bajo dren son los falso fondos con boquillas ranuradas y sistemas patentados como los falsos fondo Leopold entre otros.

RESULTADOS DE LAS PRUEBAS PILOTO DE FILTRACIÓN

El objetivo de llevar a cabo las pruebas piloto de filtración, fue explorar el comportamiento del filtro y observar la calidad obtenida bajo diferentes condiciones de operacion.

La pruebas piloto fueron llevadas a cabo en columnas filtrantes de 30 cm de diámetro, (Área = 0.071 m²), con los siguientes medios filtrantes:

Tabla 5-1 Medios filtrantes

Medio filtrante	espesor del lecho
Antracita	35 cm
Arena sílica	30 cm
Gravilla sílica	10 cm

La granulometría de los lechos filtrantes fue determinada en el Laboratorio Central de Control de la DGCOH sobre diferentes muestras proporcionadas por proveedores, los resultados del análisis se presentan en las tablas 5-2 a 5-4 :

Tabla 5-2 Granulometría de la antracita

Malla No.	Abertura, mm	% pasa acumulado	Retenido, g	Retenido acumulado	Pasa acumulado, g
8	2.38	100.0	0	0	291.1
10	1.68	99.9	0.4	0.4	290.7
18	1.00	19.8	233.0	233.4	57.7
20	0.84	5.6	41.5	274.9	16.2
35	0.50	0.5	14.7	290.2	1.5
80	0.18	0.3	0.6	291.1	0.9
200	0.07	0.0	0.9		0

Tabla 5-3 Granulometría de la arena sílica

Malla No.	Abertura, mm	% pasa acumulado	Retenido, g	Retenido acumulado	Pasa acumulado, g
8	2.38	100.0	0	0	717.6
10	1.68	100.0	0.1	0.1	717.5
18	1.00	75.4	176.5	176.6	541.0
20	0.84	59.6	113.6	290.2	427.4
35	0.50	9.1	362.4	652.6	65.0
80	0.18	0.3	62.5	715.1	2.5
200	0.07	0.0	2.5	717.6	0.0

Tabla 5-4 Granulometría de los lechos filtrantes

Parámetro	Antracita	Arena sílica
Tamaño efectivo:	0.94 mm	0.53 mm
Coefficiente de uniformidad:	1.11	1.64
Tamaño en el percentil 60:	1.35 mm	0.84 mm

Los parámetros anteriores fueron estimados de un análisis sobre una gráfica de coordenadas logarítmicas vs. probabilidad en la cual los puntos (P10, 10%) y (P60, 60%) generan una línea recta en la cual se puede fácilmente interpolar otros porcentajes de masa acumulada contra tamaño de la partícula, con ese método es posible obtener una mejor aproximación a la distribución del tamaño de partículas.

Se puede apreciar que existe discrepancia entre el C.U. y el d60% para ambos medios, los valores correctos son:

arena sílica : $d_{60\%} = 0.53 \times 1.64 = 0.87$

antracita : $d_{60\%} = 0.94 \times 1.11 = 1.04$

ANÁLISIS Y CRITICA DE LOS RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE FILTRACIÓN

Los resultados finales de las pruebas de filtración para las tres secuencias de procesos propuestos son presentados en la tabla 5-5, estos datos son los resultados promediados de cada carrera de filtración para la pérdida de carga final y solamente en la secuencia No.1 se presentan datos para la turbiedad del efluente al final de la carrera de filtración, como se puede observar existe una gran variación en los datos sobre pérdida de carga para una misma velocidad de filtración, también se hace notar las cortas carreras de filtración para la secuencia No.2 en comparación con las otras secuencias, no se da ninguna interpretación a este resultado sin embargo el único proceso no incluido en la secuencia No.2 fue la desgasificación de amoniaco. Las velocidades de filtración usadas oscilaron entre 7.86 m³/m² hr y 16.5 m³/m² hr, no se reporto la pérdida de carga al inicio de cada carrera, por lo tanto no se evaluó el efecto del retrolavado en la calidad y cantidad de agua producida. La recomendación final indica usar una velocidad de filtración de 14.4 m³/m² hr (5.9 gpm/pie²), con dosis de 25 mg/L de sulfato de aluminio, 0.5 mg/L de ozono y 0.2 mg/L de polímero floculante, estas condiciones llevaron el efluente hasta una turbiedad de 0.6 a 0.8 NTU, 4 a 7 mg/L de SST y 10 a 22 UPt-Co de color, coliformes totales de hasta 56800 NMP/100 ml, y coliformes fecales hasta 49400 NMP/100 ml.

Como se puede ver la calidad del agua obtenida puede ser aceptable si se considera que cumple como etapa previa de otros procesos tales como ósmosis inversa y la adsorción en carbón activado.

Los filtros piloto fueron operados como filtros de alta tasa dentro del rango normalmente aceptado para filtros de lecho dual (el rango recomendado es de 10 a 20 m³/m² hr),

después de la clarificación química, sin embargo la información final muestra inconsistencias en la pérdida de carga para una misma velocidad de filtración y para un mismo filtro y aun cuando los resultados de calidad fueron aceptables en términos generales, los siguientes comentarios analizan aspectos que necesitan ser considerados o tomados en cuenta para un diseño final a escala total.

- Sobre el efecto del retrolavado en la producción de agua.

Los resultados finales de las pruebas de filtración no aportan información sobre la tasa de agua de retrolavado y su efecto en la recuperación de la carrera de filtración y en la calidad del efluente. El efecto del retrolavado tiene un fuerte impacto sobre la eficiencia de producción de agua del filtro, la eficiencia de producción es función del volumen de agua que pasa a través de una área unitaria de filtración durante la carrera de filtración (m^3 / m^2 - carrera), en una carrera de filtración el volumen neto de agua que pasa por una área unitaria de filtro esta definida por :

DV = Volumen producido en la carrera - Volumen de retrolavado requerido

Por lo tanto la eficiencia de producción se puede expresar por:

$$\eta(\%) = v_e/v_d \times 100 = 100 \times \frac{V_P - V_R}{V_P}$$

Donde:

v_e = Velocidad efectiva de filtración, m^3/m^2 -hr

v_d = Velocidad de filtración de diseño, m^3/m^2 -hr

V_P = Volumen de agua producido en la carrera de filtración, m^3/m^2 -carrera

V_R = Volumen de agua de retrolavado requerido en la carrera, m^3/m^2 -carrera.

La experiencia práctica reporta [Ref.5-1, 5-4], que para obtener un diseño aceptable se recomienda operar con V_P de 5000 a 10000 gal/pie² lo cual corresponde a carreras de filtración entre 16.7 y 33.3 hrs a una velocidad de diseño de 5 gpm/pie², bajo estas condiciones el V_R típico es de 100 a 200 gal/pie² retrolavando con agua únicamente, una forma de mejorar la producción es utilizar retrolavados simultáneos aire-agua o en secuencia con un tiempo corto de lavado con agua únicamente y para estratificar los lechos. Es posible evaluar el efecto de los retrolavados en la eficiencia de producción del filtro, en la Fig.5-1 se explora el efecto de la tasa de retrolavado en la eficiencia de producción.

- Sobre la selección del medio filtrante y sus efectos.

La selección de los medios filtrantes no es arbitraria y existe una dependencia entre el tamaño de la arena y la antracita, el tamaño de un medio filtrante tiene fuerte impacto sobre la velocidad de retrolavado, por tanto un medio con bajo C.U. se puede fluidizar y retrolavar con menor flujo de agua.

El siguiente análisis demuestra que el tamaño de los medios seleccionados para los filtros de la planta piloto DETAAR es incompatible.

De acuerdo a la tabla 5-4, para arena con un T.E. = 0.53 mm, C.U. = 1.64, y considerando que es deseable un intermezclado parcial se requiere una antracita con un $d_{90\%} = 3 \times 0.53 = 1.59$ mm, y de un T.E. = $1.59 / 2 = 0.80$ para un C.U. = 1.5, de acuerdo a las recomendaciones practicas, por otra parte la fluidización para estratificar los lechos requiere bajos coeficientes de uniformidad (C.U.) y los rangos aceptables de C.U. van de 1.3 a 1.5 [Ref.5-3].

Por lo tanto es recomendable que exista una fluidización casi simultánea de los granos mas gruesos de ambos medios, esto se logra cuando la velocidad de retrolavado de la fracción $d_{90\%}$ de la antracita (o medio menos denso) es igual o ligeramente mayor a la velocidad de retrolavado de la fracción $d_{90\%}$ de la arena, una velocidad comparativa apropiada es la velocidad mínima de fluidización o al 10% de expansión, la siguiente tabla demuestra la incompatibilidad de los medios utilizados y esta basada en los conceptos anteriores, las velocidades de retrolavado fueron calculadas con los modelos ya mencionados, ver tablas 5-7 y 5-8 :

Tabla 5-6 Analisis de los lechos filtrantes

Parámetro	Antracita	Arena
$d_{10\%}$	0.94	0.53
C.U.	1.11	1.64
$d_{60\%}$	1.04	0.87
$d_{90\%}$	1.39	1.16
h_L @ filtro limpio, 18°C	0.112 m	0.474 m
V_B @ 10% expansión, 9°C	8.4 gpm/pie ²	12.4 gpm/pie ²
V_B @ 20% expansión, 9°C	11.8 gpm/pie ²	16.2 gpm/pie ²

Nótese que: V_B arena \gg V_B antracita y cuando se alcance la expansión del lecho de arena recomendada para un retrolavado optimo con agua del 20% [Ref. 5-3], habrá

perdida de finos en el lecho de antracita por lo tanto la granulometría utilizada en las pruebas piloto no es adecuada y deberá ser revisada.

Respecto a la pérdida de carga a filtro limpio la suma de las pérdidas de los lechos es de 0.586 m y se encuentra dentro del límite aceptable de 0.6 m, [Ref. 5-3].

- Efecto "pared" en el filtro piloto.

Se ha demostrado [Ref.5-1] que existe una relación empírica entre el diámetro interno del filtro piloto y el tamaño promedio de la partícula filtrante, si la prueba piloto incluye la simulación del retrolavado del filtro, es recomendable usar filtros piloto con un diámetro interno 1000 veces el tamaño promedio del medio granular, si la prueba piloto va a simular el comportamiento de la filtración como pérdida de carga y/o turbiedad de efluente contra la duración de la carrera de filtración se recomienda usar un filtro piloto con un diámetro de 100 veces el tamaño efectivo del medio filtrante. En el caso de los filtros piloto de la planta DETAAR la relación diámetro de filtro a diámetro de partícula es de:

Para antracita; $300 \text{ mm } \varnothing \text{ filtro} / 1.04 \text{ mm} = 288.5$

Para arena; $300 \text{ mm} / 0.87 \text{ mm} = 344.8$

Por lo tanto en los filtros de la planta DETAAR no es posible simular los retrolavados y sus efectos en la calidad del efluente.

REFERENCIAS

- 5-1 Susumo Kawamura, *Integrated Design of Water Treatment Facilities*, John Wiley & Sons, Inc. 1991.
- 5-2 Robert Baumann, *Granular-Media Deep-Bed Filtration in Water Treatment Plant Design*, Robert L. Sanks, Editor, Ann Arbor Science Publisher, Michigan, Fourth Printing, 1982
- 5-3 Appiah Amirtharajah, *Design of Granular-Media Filter Units in Water Treatment Plant Design*, Robert L. Sanks, Editor, Ann Arbor Science Publisher, Michigan, Fourth Printing, 1982.
- 5-4 James M. Montgomery, Consulting Engineers, Inc., *Water Treatment Principles & Design*, Wiley Interscience, New York, 1985
- 5-5 Metcalf & Eddy, *Wastewater Engineering, Treatment, Disposal & Reuse*, McGraw-Hill International Editions, Third Edition, 1991.

- 5-6 EIMCO, Considerations for Granular Media Filter Design, Water Treatment Products, EIMCO Process Equipment, 1992
- 5-7 Thomas R. Camp, S.D. Graber, G.F. Conklin, "Backwashing of Granular Water Filters", Journal of Sanitary Engineering Division, ASCE, SA6, December 1971, pag. 903-926
- 5-8 A. Amirtharajah, N. McNelly, G. Page, Jay McLeod, "Optimum Backwash of Dual Media Filters and GAC Filters-Adsorbers with Air Scour", AWWA Research Foundation, Denver Co., U.S.A., 1991.

Tabla 5-5

Resultados de las pruebas piloto de filtración para la secuencia No.1

Prueba No.	Filtro No.	Carga hidráulica superficial		Duración de la carrera, hr	Perdida de carga cm c.a.	Turbiedad, NTU	
		l/min m2	gpm/pie2			influyente	efluente
1	3	131	3.2	47	13	1.19	0.59
2	3	131	3.2	22	25	1.52	0.5
3	3	131	3.2	49	27	1.41	0.79
4	3	275	6.8	29	31	1.46	0.65
5	3	275	6.8	50	31	1.23	0.52
6	3	240	5.9	64	48	1.54	0.61
7	3	240	5.9	41	27	1.33	0.67
8	3	240	5.9	54	90	1.41	0.69
9	3	240	5.9	13	28	1.41	0.6
1	4	130	3.2	46	38	1.41	0.6
2	4	240	5.9	22	65	1.41	0.6
3	4	240	5.9	49	155	1.41	0.6
4	4	240	5.9	29	150	1.41	0.6
5	4	240	5.9	49	122	1.41	0.6
6	4	240	5.9	64	80	1.41	0.6
7	4	240	5.9	41	117	1.41	0.6
8	4	240	5.9	54	40	1.41	0.6
9	4	240	5.9	13	64	1.41	0.6

Resultados de las pruebas piloto de filtración para la secuencia No.2

Prueba No.	Filtro No.	Carga hidráulica superficial		Duración de la carrera, hr	Perdida de carga cm c.a.
		l/min m2	gpm/pie2		
1	2	131	3.2	9	75
2	3	131	3.2	8	69
3	3	131	3.2	18	58
4	3	131	3.2	9	96
1	4	131	3.2	9	179
2	4	131	3.2	8	169
3	4	131	3.2	18	180
4	4	131	3.2	9	96

Resultados de las pruebas piloto de filtración para la secuencia No.3

Prueba No.	Filtro No.	Carga hidráulica superficial		Duración de la carrera, hr	Perdida de carga cm c.a.
		l/min m2	gpm/pie2		
1	1	131	3.2	28	117
2	1	131	3.2	33	159
3	1	131	3.2	15	110
4	1	131	3.2	13	46
5	2	131	3.2	71	96
6	2	131	3.2	22	34
7	2	131	3.2	6	144
8	2	131	3.2	13	61
9	2	131	3.2	20	77
10	2	131	3.2	25	37
11	2	131	3.2	15	108
12	2	131	3.2	14	100
13	2	131	3.2	11	149
14	2	131	3.2	33	110
15	3	176	4.3	71	17
16	3	141	3.5	22	25
17	3	187	4.6	47	47
18	3	187	4.6	14	133
19	4	187	4.6	11	29
20	4	176	4.3	70	115
21	4	176	4.3	22	46
22	4	187	4.6	46	132
23	4	187	4.6	31	32
24	4	187	4.6	26	175
25	4	187	4.6	25	68
26	4	187	4.6	33	172
27	4	187	4.6	15	108
28	4	187	4.6	22	38
29	4	187	4.6	11	164
30	4	187	4.6	27	165

TABLA 5-7 PERDIDA DE CARGA A LECHO LIMPIO - ARENA
HIDRÁULICA DE ROSE

CONCEPTO	VARIABLE	DIMENSIÓN
Datos de Ingeniería de Proceso		
Material:		Arena
Flujo de diseño,[m3/seg]:	Q	0.000283
Temperatura de operación,[°C]:	T	18
Densidad del agua,[g/cm3]:		0.9986
[kg/m3]:	RHO	998.60
Viscosidad del agua,[cP]:		1.0558
[g/cm-seg]:		1.056E-02
[kg/m-seg]:	VIS	1.056E-03
Dimensiones del filtro		
Diámetro,[m]	D	0.300
Profundidad del lecho,[m]:	L	0.300
Área superficial,[m2]:	As	0.071
Carga hidráulica superficial,[m3/m2-seg]:	CHS	0.00400
Carga hidráulica superficial,[gpm/pie2]:		5.896
Propiedades del medio filtrante		
Esfericidad de la partícula:	PHI	0.8
Factor de forma:	S	7.50
Coefficiente de uniformidad	U	1.64
Diám.párticula en el,percentil 10,[mm]:	D10	0.53
Diám.párticula en el,percentil 60,[mm]:	D60	0.8692
Diám.párticula en el,percentil 60,[m]:	d	0.0008692
Porosidad :	e	0.4300
Densidad de la partícula,[kg/m3]:	rhop	2650

TABLA 5-7 PERDIDA DE CARGA A LECHO LIMPIO (CONT.)
HIDRÁULICA DE ROSE

Granulometria del medio filtrante - arena silica

U.S. std Malla No.	tamano,mm	% masa acumulativa	% retenido entre mallas
8	2.380	100.00	
10	1.680	100.00	0.00
18	1.000	75.40	24.60
20	0.840	59.60	15.80
35	0.500	9.10	50.50
80	0.180	0.30	8.80
200	0.070	0.00	0.30
		total=	100.00

Análisis de perdida de carga en flujo descendente filtro limpio

U.S sieve No.tamiz	U.S sieve No.tamiz	Rango tamaño de partícula,[mm]	fracción retenida fij	tamaño medio geom. dij,[m]	Reij	CDij	CDij fij /dij	
8.000	10.000	2.380	1.680	0.000	0.0019996	6.058	4.797	0.000
10.000	18.000	1.680	1.000	0.246	0.0012961	3.927	7.216	1369.568
18.000	20.000	1.000	0.840	0.158	0.0009165	2.777	10.064	1735.004
20.000	35.000	0.840	0.500	0.505	0.0006481	1.963	14.092	10981.105
35.000	80.000	0.500	0.180	0.088	0.0003000	0.909	30.048	8814.134
80.000	200.000	0.180	0.070	0.003	0.0001122	0.340	70.576	1886.234
200.000	200.000	0.070	0.070		0.0000700	0.212	113.174	0.000
			suma=	1.000			suma=	24786.0
			Perdida de carga a filtro limpio-arena silica, [m]:				hL =	0.474

TABLA 5-7 PERDIDA DE CARGA A LECHO LIMPIO - ANTRACITA
HIDRÁULICA DE ROSE

CONCEPTO	VARIABLE	DIMENSIÓN
Datos de Ingeniería de Proceso		
Material:		Antracita
Flujo de diseño,[m3/seg]:	Q	0.000283
Temperatura de operación,[°C]:	T	18
Densidad del agua,[g/cm3]:		0.9986
[kg/m3]:	RHO	998.60
Viscosidad del agua,[cP]:		1.0558
[g/cm-seg]:		1.056E-02
[kg/m-seg]:	VIS	1.056E-03
Dimensiones del filtro		
Diámetro,[m]	D	0.300
Profundidad del lecho,[m]:	L	0.350
Área superficial,[m2]:	As	0.071
Carga hidráulica superficial,[m3/m2-seg]:	CHS	0.00400
Carga hidráulica superficial,[gpm/pie2]:		5.896
Propiedades del medio filtrante		
Esfericidad de la partícula:	PHI	0.8
Factor de forma:	S	7.50
Coefficiente de uniformidad	U	1.11
Diám.partícula en el,percentil 10,[mm]:	D10	0.94
Diám.partícula en el,percentil 60,[mm]:	D60	1.0434
Diám.partícula en el,percentil 60,[m]:	d	0.0010434
Porosidad :	e	0.5000
Densidad de la partícula,[kg/m3]:	rhop	1750

**TABLA 5-7 PERDIDA DE CARGA A LECHO LIMPIO (CONT.)
HIDRÁULICA DE ROSE**

Granulometria del medio filtrante - antracita

U.S. std	tamaño,mm	% masa	% retenido
Malla No.		acumulativa	entre mallas
8	2.380	100.00	
10	1.680	99.90	0.10
18	1.000	19.80	80.10
20	0.840	5.60	14.20
35	0.500	0.50	5.10
80	0.180	0.30	0.20
200	0.070	0.00	0.30
		total=	100.00

Análisis de perdida de carga en flujo descendente filtro limpio

U.S sieve No.tamiz	U.S sieve No.tamiz	Rango tamaño de partícula,[mm]	fracción retenida fij	tamaño medio geom. dij,[m]	Reij	CDij	CDij fij /dij	
8.000	10.000	2.380	1.680	0.001	0.0019996	6.058	4.797	2.399
10.000	18.000	1.680	1.000	0.801	0.0012961	3.927	7.216	4459.446
18.000	20.000	1.000	0.840	0.142	0.0009165	2.777	10.064	1559.307
20.000	35.000	0.840	0.500	0.051	0.0006481	1.963	14.092	1108.983
35.000	80.000	0.500	0.180	0.002	0.0003000	0.909	30.048	200.321
80.000	200.000	0.180	0.070	0.003	0.0001122	0.340	70.576	1886.234
200.000	200.000	0.070	0.070		0.0000700	0.212	113.174	0.000
			suma=	1.000			suma=	9216.7
			Perdida de carga a filtro limpio-antracita, [m]:				hf=	0.112

TABLA 5-8
HIDRAULICA DEL RETROLAVADO DE LECHOS DE ARENA
HIDRAULICA AMIRTHARAJAH-CLEASBY

CONCEPTO	VARIABLE	CALCULOS						
Capacidad de la planta								
[litros/seg]		0.283	0.283	0.283	0.283	0.283	0.283	0.283
No de filtros		1	1	1	1	1	1	1
Flujo agua por filtro								
[litros/seg]		0.2830	0.2830	0.2830	0.2830	0.2830	0.2830	0.2830
[m3/seg]		0.000283	0.000283	0.000283	0.000283	0.000283	0.000283	0.000283
[m3/día]		24.45	24.45	24.45	24.45	24.45	24.45	24.45
Propiedades físicas del agua								
Temperatura de operación,[°C]	T	9	9	9	9	9	9	9
Densidad del agua,[g/cm3]	RHO	0.9998	0.9998	0.9998	0.9998	0.9998	0.9998	0.9998
[lb/pe3]		62.416	62.416	62.416	62.416	62.416	62.416	62.416
[lbf seg2/pe4]		1.9384	1.9384	1.9384	1.9384	1.9384	1.9384	1.9384
Viscosidad del agua,[cP]	VIS	1.3459	1.3459	1.3459	1.3459	1.3459	1.3459	1.3459
[lb /pie seg]		9.045E-04	9.045E-04	9.045E-04	9.045E-04	9.045E-04	9.045E-04	9.045E-04
[lbf seg/pie2]		2.813E-05	2.813E-05	2.813E-05	2.813E-05	2.813E-05	2.813E-05	2.813E-05
[g/cm-seg]:		1.346E-02	1.346E-02	1.346E-02	1.346E-02	1.346E-02	1.346E-02	1.346E-02
Dimensiones del filtro								
Diametro,[m]	d	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
Profundidad del lecho,[m]:	L	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
[cm]:		30	30	30	30	30	30	30
Area superficial,[m2]		0.070685835	0.070685835	0.07068583	0.07068583	0.07068583	0.07068583	0.07068583
[pie2].	A	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76
Retrolavado								
Carga hid.sup.retrol.[gpm/pie2]:	V	12.4	16.2	17.0	18.0	19.0	20.0	21.0
[litros/seg-m2]:		8.390	10.992	11.543	12.223	12.902	13.581	14.260
[m3/seg m2]:		0.008390	0.010992	0.011543	0.012223	0.012902	0.013581	0.014260
Vel. de retrolavado,[pies/seg]:		0.0275	0.0361	0.0379	0.0401	0.0423	0.0446	0.0468
[cm/seg]:		0.8390	1.0992	1.1543	1.2223	1.2902	1.3581	1.4260
Flujo de retrolavado,[gpm]	Qr	9.40	12.32	12.93	13.70	14.46	15.22	15.98
[m3/seg]		0.0008	0.0008	0.0008	0.0009	0.0009	0.0010	0.0010
Propiedades del medio								
Esféricidad de la partícula	PHI	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
Factor de forma	S	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50
Porosidad	e	0.4300	0.4300	0.4300	0.4300	0.4300	0.4300	0.4300
Diám efect.de partícula,[mm]	de	0.530	0.530	0.530	0.530	0.530	0.530	0.530
[cm]		0.0530	0.0530	0.0530	0.0530	0.0530	0.0530	0.0530
Coefficiente de uniformidad	U	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64
Diám.de partícula al 60%,[mm]:	D60	0.8692	0.8692	0.8692	0.8692	0.8692	0.8692	0.8692
[pies]		0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029

Densidad partícula,[lb/pie3]:	RHOs	165.45	165.45	165.45	165.45	165.45	165.45	165.45
[g/cm3]:		2.650	2.650	2.650	2.650	2.650	2.650	2.650
Gravedad específica partícula:	Sa	2.650	2.650	2.650	2.650	2.650	2.650	2.650
Cálculo de la hidráulica								
Vel. mínima de fluidización,[gpm/pie2]:	Vmf	8.637	8.637	8.637	8.637	8.637	8.637	8.637
[pies/seg]		0.0192	0.0192	0.0192	0.0192	0.0192	0.0192	0.0192
No Reynolds fluidización min	Remf	3.781	3.781	3.781	3.781	3.781	3.781	3.781
Factor de corrección calculado.	KR	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236
Factor de corrección utilizado.		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Vel. min fluidización corr.[gpm/pie2]:	Vmfcorr	8.637	8.637	8.637	8.637	8.637	8.637	8.637
[pies/seg]		0.0192	0.0192	0.0192	0.0192	0.0192	0.0192	0.0192
Vel. asentamiento partícula,[pies/seg]:	Vs	0.1626	0.1626	0.1626	0.1626	0.1626	0.1626	0.1626
No Reynolds basado en Vs:	Reo	31.951	31.951	31.951	31.951	31.951	31.951	31.951
Coefficiente de expansión:	n	3.147	3.147	3.147	3.147	3.147	3.147	3.147
Constante de expansión:	k	122.992	122.992	122.992	122.992	122.992	122.992	122.992
Porosidad en expansión.	ee	0.4818	0.5250	0.5332	0.5430	0.5524	0.5615	0.5703
Profundidad del lecho expandido,[m]:	Le	0.330	0.360	0.366	0.374	0.382	0.390	0.398
[cm]		33.00	36.00	36.63	37.42	38.20	39.00	39.79
Porcentaje de expansión,[%]		10.00	20.00	22.12	24.73	27.35	29.99	32.64
Pérdida carga lecho exp. [m de agua]:	hl	0.282	0.282	0.282	0.282	0.282	0.282	0.282
[cm de agua]		28.23	28.23	28.23	28.23	28.23	28.23	28.23
Consumo de agua de retrolavado								
Duración del retrolavado,[min]:		10	10	10	10	10	10	10
Frecuencia de retrolavados por día:		2	2	2	2	2	2	2
[litros/día]		711.7	932.4	979.1	1036.7	1094.3	1151.9	1209.5
[m3/día]		0.712	0.932	0.979	1.037	1.094	1.152	1.210
% de agua utilizada para retrolavado.		2.95	3.87	4.06	4.30	4.54	4.78	5.02

TABLA 5-8 (Cont.) HIDRAULICA DE RETROLAVADO DE LECHOS DE ANTRACITA

CONCEPTO	VARIABLE	DIMENSION
Datos de Ingeniería de Proceso		
Material		Antracita
Flujo de diseño, [m3/seg]:	Q	0.000283
Temperatura de operación, [°C]:	T	9
Densidad del agua, [g/cm3]:		0.9998
[kg/m3]	RHO	999.78
Viscosidad del agua, [cP]:		1.3459
[g/cm-seg]:		1.346E-02
[kg/m-seg]:	VIS	1.346E-03
Dimensiones del filtro		
Diametro, [m]	D	0.300
Profundidad del lecho, [m]	L	0.300
Area superficial, [m2].	As	0.071
Retrolavado		
Velocidad de retrolavado, [gpm/pe2]:		11.77
Velocidad de retrolavado, [m3/m2-seg]:	VB	0.00799
Propiedades del medio filtrante		
Esfencidad de la partícula.	PHI	0.7
Factor de forma:	S	8.57
Coefficiente de uniformidad	U	1.11
Diám partícula en el, percentil 10, [mm]:	D10	0.94
Diám partícula en el, percentil 60, [mm]:	D60	1.0434
Diám partícula en el, percentil 60, [m].	d	0.0010434
Porosidad	e	0.4500
Densidad de la partícula, [kg/m3]:	rhop	1750

Granulometria del medio filtrante - antracita

U.S. std	tamaño	% masa	% retenido
Maila No.	mm	acumul.	entre malla
8	2 380	100 00	
10	1 680	99 90	0 10
18	1 000	19 80	80 10
20	0 840	5 60	14 20
35	0 500	0 50	5 10
80	0 180	0 30	0 20
200	0 070	0 00	0 30
		total=	100 00

Análisis de pérdida de carga en flujo descendente filtro limpio

U.S sieve	U.S sieve	Rango tamaño de		fraccion	tamaño	Vel. term.	Vel.term.			Tolerancia	Porosidad		
No.tamiz	No.tamiz	partícula,[mm]		retenida	medio geom.	estimada		calculada	(A-B)/A	lecho exp.			
		di	dj	fij	dij,[m]	vt, m/seg	Reij	CDij	vt, m/seg		ee(ij)	$\frac{f_{ij}}{1-ee(ij)}$	
						A			B				
8 000	10 000	2.380	1.680	0.001	0.0019996	0.20521	213.367	0.4665	0.20510	0.00054	0.48973	0.0020	
10 000	18 000	1.680	1.000	0.801	0.0012961	0.14330	96.579	0.6196	0.14329	0.00005	0.52993	1.7040	
18 000	20 000	1.000	0.840	0.142	0.0009165	0.09947	47.404	0.9096	0.09945	0.00023	0.57427	0.3335	
20 000	35 000	0.840	0.500	0.051	0.0006481	0.06271	21.132	1.6177	0.06271	0.00007	0.63559	0.1400	
35 000	80 000	0.500	0.180	0.002	0.0003000	0.01649	2.573	10.8343	0.01649	0.00047	0.85275	0.0136	
80 000	200 000	0.180	0.070	0.003	0.0001122	0.00268	0.156	153.4730	0.00268	-0.00001	1.27181	-0.0110	
200 000	200 000	0.070	0.070		0.0000700	0.00104	0.038	632.8396	0.00104	-0.00001	1.56553	0.0000	
			suma=	1 000							suma=	2.1820	
												Profundidad del lecho expandido de antracita, [m]:	0.3600
												Porcentaje de expansión del lecho de antracita,% :	20.01

Tabla 5-9 EFICIENCIA DE PRODUCCION DE UN FILTRO

Ecuaciones

$$\text{eficiencia} = (ve/vd) \times 100 = 100 \times (VP - VR) / VP$$

Donde:

ve = Velocidad efectiva de filtración, m3/m2-hr

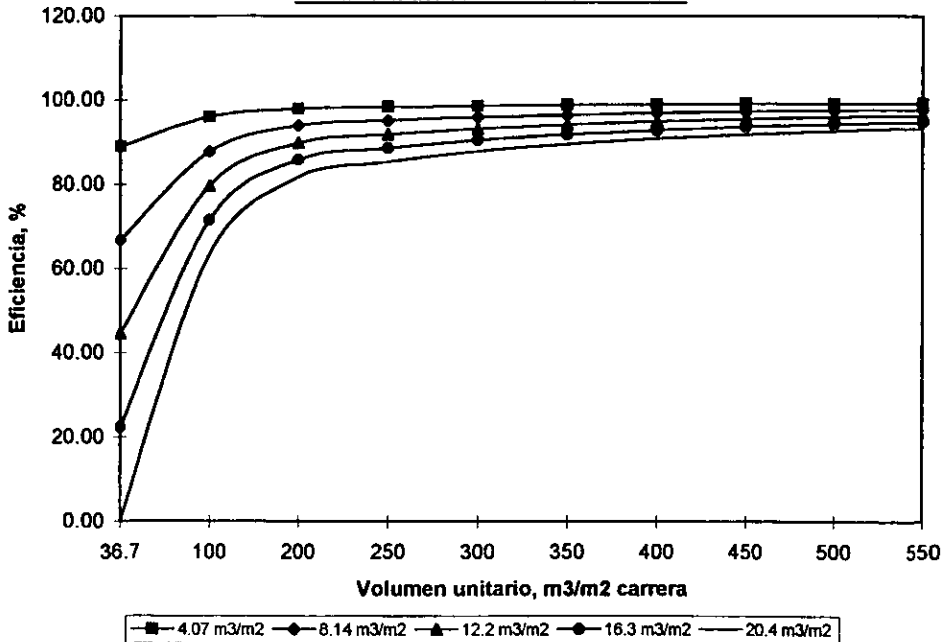
vd = Velocidad de filtracion de diseno, m3/m2-hr

VP = Volumen de agua producido en la carrera de filtracion, m3/m2-carrera

VR = Volumen de agua de retrolavado requerido en la carrera, m3/m2-carrera.

VR, m3/m2	4.07	12.22	20.37	28.49	36.63
VP	Eficiencia	Eficiencia	Eficiencia	Eficiencia	Eficiencia
m3/m2	%	%	%	%	%
36.7	88.91	66.70	44.50	22.37	0.19
100	95.93	87.78	79.63	71.51	63.37
200	97.97	93.89	89.82	85.76	81.69
250	98.37	95.11	91.85	88.60	85.35
300	98.64	95.93	93.21	90.50	87.79
350	98.84	96.51	94.18	91.86	89.53
400	98.98	96.95	94.91	92.88	90.84
450	99.10	97.28	95.47	93.67	91.86
500	99.19	97.56	95.93	94.30	92.67
550	99.26	97.78	96.30	94.82	93.34

Fig. 5-1 Eficiencia de produccion de un filtro en funcion del volumen de retrolavado



CAPITULO 6

PREOZONACIÓN, FILTRACIÓN EN CARBÓN ACTIVADO Y POSTOZONACIÓN

INTRODUCCIÓN

El proceso de filtración en carbón activado granular (Filtración GAC) tiene como finalidad la remoción de microcontaminantes orgánicos refractarios, color, olores y sabores con un beneficio adicional de remoción de turbiedad, los microcontaminantes orgánicos refractarios son aquellos que no fueron removidos por el tratamiento biológico o físico - químico bajo condiciones ordinarias de operación de estos procesos, ejemplos típicos de estos contaminantes orgánicos son los compuestos fenólicos que imparten un sabor desagradable al agua.

La aplicación del ozono en el tratamiento de aguas y aguas residuales se puede presentar bajo dos operaciones de tratamiento los cuales tienen diferentes objetivos dentro de la planta de tratamiento, estas operaciones son la preozonación y la postozonación, las cuales tienen diferencias significativas en sus mecanismos de acción sobre los contaminantes presentes en el agua.

La preozonación tiene como propósito principal actuar como oxidante destructivo sobre la materia orgánica o inorgánica contaminante modificando su estructura molecular.

La postozonación tiene como objetivo principal el control de la calidad microbiológica del agua esto es deberá actuar fundamentalmente como desinfectante.

TEORÍA BÁSICA DE LA ADSORCIÓN EN CARBÓN ACTIVADO

El carbón activado remueve los contaminantes orgánicos del agua por el proceso de adsorción el cual es resultado de la atracción y acumulación de una sustancia sobre la superficie de otra, por esta razón el área superficial del material adsorbente es importante, por ejemplo el área superficial en el carbón activado granular típico se ha estimado de 500 a 1400 m²/gramo.

En el tratamiento avanzado para reuso de agua residual es práctica normal usar columnas empacadas a presión o gravedad, de flujo descendente y de flujo ascendente en lecho fijo o expandido, operadas en serie o en paralelo, y en contactores de lecho móvil, por otra parte en el tratamiento secundario de agua residual es posible aplicar carbón activado

pulverizado directamente en el tanque de aireación, este proceso llamado PAC (Powdered Activated Carbon) puede remover compuestos orgánicos refractarios solubles.

El proceso de adsorción se lleva a cabo por un mecanismo de tres etapas: el macrotransporte, el microtransporte y el fenómeno físico - químico de superficie. El macrotransporte se realiza en el seno del fluido hacia la interfase líquido-sólido por convección y difusión y el microtransporte se lleva a cabo en los macroporos y microporos del carbón activado principalmente por difusión molecular, en la superficie se lleva a cabo la adsorción por fuerzas de atracción moleculares y de enlace químico.

Capacidad de adsorción del carbón activado.

La cantidad de materia que puede ser adsorbida es función de su concentración, la temperatura y el tipo de carbón activado, la función que relaciona estas variables es la isoterma de adsorción, existen varios modelos de isotermas, pero la mas usada en el tratamiento de aguas con carbón activado es la isoterma de Freundlich.

De acuerdo con las observaciones experimentales reportadas en la literatura, [Ref.6-1] la capacidad de adsorción real del carbón activado granular es aproximadamente de un 25 a un 50% de la capacidad de adsorción teórica calculada a partir de datos de la isoterma de adsorción, la capacidad de adsorción real puede ser estimada a partir de la capacidad teórica por las ecuaciones:

$$\left(\frac{x}{m}\right)_b = \frac{x_b}{M_c} = Q(C_i - 0.5C_b)(8.34)\left(\frac{t_b}{M_c}\right)$$

$$t_b = \frac{(x/m)_b M_c}{8.34Q(C_i - 0.5C_b)}$$

$$\left(\frac{x}{m}\right)_b = k\left(\frac{x}{m}\right)_o$$

$$k = 0.25 \text{ a } 0.5$$

Isoterma de Freundlich :

$$\left(\frac{x}{m}\right)_o = K_f C_e^{1/n}$$

Donde:

$(x/m)_b$ = Capacidad de adsorción real al punto de quiebre, g/g.

$(x/b)_o$ = Capacidad teórica de adsorción, g/g.

C_e = Concentración de equilibrio del contaminante, mg/L.

K_f, n = Constantes empíricas de la isoterma de Freundlich.

X_b = Masa de material orgánico adsorbido al punto de quiebre, g

M_c = Masa de carbón en la columna, g.

Q = Flujo, Millón gal/día.

C_i = Concentración de orgánicos en el influente, mg/L.

C_b = Concentración de orgánicos en el punto de quiebre, mg/L.

t_b = Tiempo de saturación al punto de quiebre, (breakthrough time), días.

Las ecuaciones anteriores permiten calcular el tiempo de saturación del lecho si se tiene información de la isoterma de adsorción, si este no es el caso el tiempo de saturación de la columna deberá ser obtenido experimentalmente.

La ecuación para calcular el tiempo de saturación al punto de quiebre también puede ser definida en función de la velocidad de filtración y la altura del lecho de carbón por:

$$t_b = \frac{83.267 \left(\frac{x}{m} \right)_b h \rho_c}{V(C_i - 0.5C_b)}$$

donde :

h = Altura del lecho de carbón, pies.

ρ_c = Densidad del carbón. lb/pie³ .

V = Velocidad de filtración, gpm/pie² .

La masa requerida de carbón para tratar 1000 m³ de agua puede ser calculada con la relación:

$$\frac{\text{kg de carbón}}{1000 \text{ m}^3} = \frac{(C_i - C_b)}{\left(\frac{x}{m} \right)_b}$$

Además del conocimiento del tiempo de saturación, en la práctica normal de diseño, el dimensionamiento de los filtros de carbón activado esta basado en cuatro factores adicionales : tiempo de contacto, carga hidráulica superficial o velocidad de filtración,

profundidad del lecho y número de filtros, las Refs.6-1 y 6-4 proporcionan los siguientes valores normalmente aceptados para el dimensionamiento de los filtros de carbón activado:

- Tiempo de contacto a cama vacía: Para aplicaciones típicas de potabilización se recomienda de 10 a 50 min dependiendo del nivel de concentración de contaminante.
- Carga Hidráulica Superficial: Para flujo descendente las cargas hidráulicas del orden de 2.5 a 5 gpm/pie² (6.1 m/hr a 12.2 m/hr) son comúnmente utilizadas, sin embargo, en el rango de 2 a 10 gpm/pie² (4.88 m/hr a 24.44 m/hr) el rendimiento del filtro se ve poco afectado para un tiempo de contacto a cama vacía constante
- Profundidad del lecho: Varía dependiendo del tiempo de contacto, puede ser de 2.5 a 10 pies (0.762 m a 3.048 m), se recomienda dar la altura suficiente al recipiente para permitir una expansión del lecho por retrolavado del 10 al 50 %.

Características del carbón activado.

No obstante, existen carbones activados fabricados de diversos materiales, el carbón activado fabricado del carbón mineral tiene las cualidades de dureza y densidad adecuadas para el uso en el tratamiento de aguas ya que se humedece rápidamente y no flota, conformando un lecho empacado con características de caída de presión aceptables. Es generalmente aceptado como carbón activado granular el material con tamaño de partícula mayor a aproximadamente 0.1 mm.

En particular se tienen dos rangos de tamaños de carbones activados granulares aplicables al proceso de filtración GAC para tratamiento de aguas : El tamaño 8 X 30 mallas y el 12 X 40.

La tabla No.6-1 presenta los datos del carbón activado para diseño de equipo correspondientes al **Calgon Filtrasorb 300 y 400** equivalentes al tamaño 8 x 30 y 12 x 40 respectivamente, [Ref.6-2] :

Tabla No.6-1 Propiedades del carbón activado comercial

Propiedades físicas	<i>Filtrisorb 300</i>	<i>Filtrisorb 400</i>
Serie estándar U.S	8 x 30	12 x 40
Tamaño de malla		
Mayor que No.8	máx.15%	
Menor que No.30	máx.4%	
Mayor que No.12		máx.5%
Menor que No.40		máx.4%
Número de lodo mínimo.	900	1000
Número de abrasión, mínimo	75	75
Humedad (máxima)	2.0%	2.0%
Área superficial total, (N ₂ , método BET) m ² /g	900 a 1000	900 a 1000
Densidad bulk, lbs/pie ³	28	27
Volumen de poro, cc/g	0.75 a 0.85	0.85 a 0.95
Tamaño efectivo, mm	0.8 a 1.0	0.55 a 0.75
Coefficiente de uniformidad (máx.)	2.1	1.9

TEORÍA BÁSICA DE LA OZONACIÓN

El ozono es una forma alotrópica del oxígeno (O₃) bajo condiciones normales de presión y temperatura es un gas inestable que se descompone fácilmente en oxígeno molecular y oxígeno atómico con un considerable poder oxidante.

Además del poder oxidante el ozono actúa sobre los sólidos disueltos y suspendidos contenidos en el agua por oxidación directa e indirecta, ozonólisis y catálisis, [Ref.6-9 y 6-10]:

- Las reacciones de oxidación directa del ozono resultan de la acción de un átomo de oxígeno activado, esta es una reacción muy rápida, el ozono tiene el potencial de oxidación más alto de todos los agentes oxidantes usados en tratamiento de agua:
- El ozono también produce reacciones de oxidación indirecta, ya que parte del ozono disuelto en agua se descompone en forma de radicales libres (OH[•]) los cuales reaccionan muy rápidamente y oxidan los compuestos orgánicos e inorgánicos presentes, la descomposición del ozono se acelera elevando el pH lo cual favorece la formación de radicales libres (OH[•]).
- El ozono puede también actuar por ozonólisis uniéndose a la molécula orgánica por medio de su doble ligadura libre.

Preozonación

La preozonación del agua tratada antes de la filtración en medio granular o en carbón activado tiene como objetivo romper grandes moléculas de contaminantes orgánicos mejorando la capacidad de adsorción del carbón activado alargando la carrera (breakthrough time) entre regeneraciones de carbón, el ozono tiene la propiedad de remover color, turbiedad, olor, y trazas de metales pesados.

Se ha demostrado experimentalmente, [Ref.6-13] que el tratamiento con ozono antes de la filtración mejora la remoción de turbiedad y sólidos suspendidos ejerciendo una acción de microfloculación alargando la carrera de filtración entre retrolavados, el fenómeno de microfloculación se produce cuando la adición de un fuerte oxidante como el ozono cambia la naturaleza y/o extensión de cargas en la superficie de las partículas coloidales, permitiendo que las partículas cargadas se aglomeren y sean más fácilmente removidas por filtración, [Ref.6-11y 6-13].

Debido a su gran poder oxidante el ozono se ha usado en los siguientes tratamientos de agua :

- Eliminación de hierro y manganeso.
- Eliminación complementaria de color al agua cruda o tratada a la cual el ozono imparte un atractivo tono azulado.
- Eliminación de materia orgánica natural, esto es frecuentemente utilizado para tratar agua la cual ha sido previamente clarificada, puede algunas veces ser usado en pretratamiento antes de la coagulación con una sal metálica con objeto de mejorar la clarificación y reducir la cantidad utilizada en la desinfección final.
- Degradación de detergentes, el ozono usado en dosis suficiente eliminará los detergentes considerablemente, esta aplicación puede ser una alternativa al proceso de espumación, descrito en el capítulo 2.
- Eliminación de pesticidas organo-fosforados.
- Eliminación completa de 3-4 Benzopyreno y otros hidrocarburos aromáticos policíclicos cancerígenos en combinación con carbón activado.
- Rompimiento de materia orgánica no-biodegradable o ligeramente biodegradable, para lograr su activación biológica, esta aplicación es conocida como proceso BAC (Biological Activated Carbon), incluyendo la remoción biológica del $N-NH_3$.
- El ozono destruye los compuestos derivados del fenol que le imparten sabor desagradable al agua.

La preozonación esta destinada a satisfacer la demanda química de ozono en el agua, el tiempo de contacto y la dosis dependerán fuertemente de esta demanda, la tabla No.6-2 presenta valores experimentales recomendados para prediseño, [Ref.6-9, 6-14] :

Tabla No.6-2 Requerimientos típicos de preozonación

Tipo de remoción	Dosis de ozono, mg/L	Tiempo de contacto, min.
Color y sabor	0.4 a 1.0	4 a 6
Microcontaminantes orgánicos	>5.0	4 a 12
Oxidación química de contaminantes orgánicos	2.7 a 3.0 g O ₃ / g DQO removida, eficiencia 70%	10 mínimo
Floculación para mejorar clarificación	0.2 a 1.0	G =500 a 1000 seg ⁻¹
Pretratamiento antes de filtración sin clarificación	1 a 5	G= 500 a 1000 seg ⁻¹

Postozonación

Los contaminantes microbiológicos incluyen bacterias, hongos, amebas, quistes y cada uno de ellos requiere condiciones diferentes de ozonación para ser destruido o inactivado, de estos microorganismos los quistes son los más resistentes.

Se ha encontrado que el ozono es más efectivo que el cloro en inactivar el virus de la poliomielitis, por ejemplo, bajo condiciones idénticas el ozono inactiva el virus de la poliomielitis en 2 min con residuales de 0.05 a 0.45 ppm, mientras que el cloro inactiva el virus entre 1.5 a 2 hrs con residuales de 0.5 a 1 ppm, también se ha encontrado que el ozono tiene un efecto germicida varias veces mayor que el cloro sobre la Endamoeba Histolytica, [Ref. 6-21].

La desinfección por ozono se ha demostrado que ocurre por la ruptura directa de la pared celular de la bacteria, debido al poder oxidante la velocidad de desinfección es mucho más rápida comparada con el cloro.

Para evaluar la potencia relativa como desinfectante se ha utilizado el índice de letalidad el cual esta definido por, [Ref.6-17]:

$$\Lambda = \frac{100}{C \times t_{99}}$$

Donde:

C = Concentración residual del oxidante, mg/L.

t_{99} = Tiempo para la destrucción del 99% de microorganismos.

Λ = Índice de letalidad, $(\text{mg/L})^{-1} (\text{min})^{-1}$ @ 5°C

Otra forma de evaluar el efecto desinfectante esta relacionado al valor "CT" definido por, [Ref.6-18]:

Donde :

$$C \times T = CT$$

C = Concentración residual del desinfectante, mg/L.

T = Tiempo de contacto, min.

Para la desinfección con ozono la U.S. EPA ha definido los valores CT sobre un rango de pH de 6 a 9 y para temperaturas de 0.5 a 25 °C para la destrucción o inactivación de quistes de Giardia lamblia, virus entericos, bacteria Legionella, coliformes fecales y organismos heterotrofos, la EPA recomienda obtener un máximo valor CT de 2.9 mg/L-min a < 1 °C disminuyendo a 0.48 mg/L-min a >25 °C con estos niveles se garantiza la inactivación del 99.9% de los quistes de Giardia y simultáneamente la inactivación del mas de 99.999% de los virus entericos así como la destrucción total de Legionella, E. Coli y organismos heterotrofos, en términos generales es ampliamente aceptado que a temperatura ambiente un mínimo residual de O₃ de 0.4 mg/L por un mínimo tiempo de retención de 4 min es suficiente, [Ref.6-18].

Contacto del ozono con el medio acuoso

El ozono es un gas poco soluble en agua y para que se lleven a cabo las reacciones de oxidación es necesario la transferencia de masa en la interface gas-líquido ya sea que la fase dispersa sea el gas en líquido o el líquido en el gas, al aparato donde se lleva a cabo este contacto se le llama cámara de contacto o contactor de ozono.

Los factores de afectan el diseño de un contactor de ozono son, [Ref.6-14 y 6-22]:

- Solubilidad de los contaminantes en el agua
- Demanda de ozono de los contaminantes
- Concentración de ozono en el gas portador
- El gas portador: oxígeno o aire

- Método y tiempo de contacto
- Tamaño de la burbuja o área interfacial de contacto
- Presión y temperatura de contacto

En términos generales las reacciones que sufre el ozono en solución pueden ser rápidas y, por tanto, la velocidad de transferencia de ozono del gas al líquido gobierna, o bien pueden ser más lentas que la velocidad de transferencia del ozono, en este caso la velocidad de reacción entre el ozono y el contaminante gobiernan el fenómeno.

Ejemplos del primer caso son las reacciones del ozono con bacterias, nitritos, ácido sulfhídrico, fenoles, y compuestos orgánicos no-saturados, ejemplos del segundo caso son las reacciones con ácido acético, urea, alcoholes saturados alifáticos, amoníaco, ácido oxálico y compuestos parecidos.

Por lo tanto el diseño del contactor deberá considerar los aspectos anteriores, si la desinfección es el objetivo del tratamiento un contactor con alta tasa de transferencia de ozono deberá ser usado, por otra parte para una preozonación donde la oxidación de contaminantes orgánicos refractarios es requerida se recomienda un contactor que mantenga una concentración de ozono por un largo periodo de contacto.

Los sistemas de contacto más comunes caen en tres categorías: (1) la dispersión del gas en el líquido a través de burbujas finas en cámaras de contacto por medio de difusores porosos, (2) la dispersión masiva del gas en el líquido a través de inyectores venturi operados por fuerza hidráulica y (3) dispersión del líquido en el gas a través de cámaras de esparcido.

Para la preozonación las cámaras de contacto son los equipos mas adecuados (ver Fig.6-1), para postozonación/desinfección los inyectores o eductores deberán ser considerados (Ver Fig.6-2).

De acuerdo con la teoría de la transferencia de masa aplicada a la disolución del ozono en un cuerpo de agua, [Ref.6-10 y 6-22], la concentración "C" de ozono en agua es función de los siguientes factores relacionados por la ecuación:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a(C_s - C)$$

En donde:

C = Concentración de ozono disuelto en el agua, mg/L.

Cs= Concentración de ozono a saturación el agua, mg/L.

K_{La} = Coeficiente total de transferencia de masa, horas⁻¹.

a = Área de transferencia de masa de la burbuja, m².

Cuando la disolución alcanza el equilibrio la máxima concentración de ozono en la película de agua en contacto con la burbuja es la concentración de saturación o solubilidad " C_s " la cual puede ser calculada aplicando la ley de Henry :

$$x = \frac{yP_{total}}{H} = \frac{P}{H}$$

$$y = \frac{[\%O_3] / 48}{[\%O_3] / 48 + [\%O_2] / 32 + [\%N_2] / 28}$$

$$x = \frac{c / 48}{c / 48 + (100 - c) / 18}$$

$$C_s = 10c\rho$$

Las constantes de Henry para el ozono en solución acuosa a varias temperaturas y a la presión de 1 atma son presentadas en la siguiente tabla, [Ref. 6-15]:

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45
H x 10 ⁻³	1.94	2.18	2.48	2.88	3.76	4.57	5.98	8.18	12.0	27.4

Donde :

x = Concentración de saturación de ozono en el agua, fracción mol.

y = Concentración de ozono en el gas, fracción mol.

H = Constante de Henry, atma/fracc. mol.

p = Presión parcial del ozono en la mezcla gaseosa, atma

P_{total} = Presión total, atma

$[\%O_3]$ = % de ozono en el gas ozonado.

$[\%O_2]$ = % de oxígeno en el gas ozonado.

$[\%N_2]$ = % de nitrógeno en el gas ozonado

c = % de ozono en solución acuosa.

ρ = Densidad de la solución, kg/m³ \equiv densidad del agua @ $T_{operación}$.

C_s = Solubilidad del ozono en agua, mg/L.

Sobre la base del análisis de las ecuaciones anteriores, la velocidad con la que el ozono se disuelve en el agua puede incrementarse :

1. Aumentando la concentración de ozono en el gas.

2. Aumentando el área de contacto específica gas-agua, esto se obtiene por difusión de burbujas del diámetro más pequeño posible.
3. Aumentando la presión total " P_{total} ".

Para lograr altas concentraciones de ozono residual se requiere de una alta concentración de ozono en el gas de inyección a la cámara de contacto, cuando se utiliza aire la concentración máxima que puede ser obtenida en el ozonador es de 1 a 3 % pero con gas enriquecido con oxígeno las concentraciones máximas que pueden ser obtenidas van de 6 a 10% en peso siendo la concentración óptima del 6% por razones de seguridad y economía en consumo de energía [Ref.6-12], por lo tanto para garantizar la concentración de ozono residual requerida se deberá utilizar oxígeno para la producción de ozono.

Por ejemplo utilizando la ley de Henry, la concentración máxima de ozono que puede disolverse en el agua libre de sólidos suspendidos a 1atma de presión total y 20 °C para una concentración de ozono en el gas enriquecido con oxígeno del 2% y una pureza de 95% de oxígeno, es de $C_s = 9.4$ mg/L, este valor es conocido como la solubilidad.

En comparación con el resultado anterior a 20 °C y 1 atma los datos experimentales de Degremont [Ref.6-10], reportan una solubilidad de 5 mg/L de O_3 para una concentración de 24 gO_3 / m^3 aire ozonado equivalentes aproximadamente a 2 $g O_3 / 100$ g de aire ozonado y duplicándose a 10 mg/L de O_3 a 2 atma para la misma concentración de aire ozonado y temperatura de operación, no obstante que la ley de Henry da valores aproximados, es útil para predecir en orden de magnitud el efecto de las variables involucradas.

Actualmente las unidades de producción de oxígeno de alta pureza conocidas como PSA (Pressure Swing Adsorber) que obtienen el oxígeno del aire por adsorción en mallas moleculares son parte integral de un sistema de ozonación [Ref.6-11 y 6-12]. De acuerdo con la ley de Henry mientras mayor es la presión de inyección o más profundo es el punto de inyección mayor será la velocidad de disolución. Por lo tanto inyectando la mezcla de gas ozonado a una profundidad de 3 a 5 m de agua en la cámara de contacto a presión atmosférica, el tiempo de contacto agua-burbuja aumentará con una mayor posibilidad de disolución del gas contenido en las burbujas.

Una alternativa mucho más efectiva consiste en utilizar un sistema de contacto a través de mezclador tipo inyector venturi en lugar del sistema convencional de difusores porosos, cuando se burbujea gas ozonado por difusores solamente el 85% máximo del ozono producido es transferido al agua aún cuando la columna de agua exceda los 5 metros de altura, con el sistema de contacto tipo venturi se ha determinado experimentalmente que el 98.5% del ozono producido será transferido al agua bajo una presión diferencial por lo que no es necesario mantener una columna mayor a 3 m de agua en el tanque de contacto [Ref.6-11], el ozono no transferido puede ser reciclado a una segunda etapa de contacto, si la alternativa anterior no es posible el ozono que no fue absorbido deberá ser destruido por medio de un convertidor catalítico o térmico para su posterior venteo a la atmósfera como un gas no contaminante.

La capacidad del equipo generador de ozono puede ser estimada con las siguientes relaciones derivadas de un balance de materiales alrededor del generador de ozono :

$$[O_3 \text{ requerido}] = \frac{Q_d \times D_{O_3}}{f \times 1000}$$

$$[O_2 \text{ en el gas de escape}] = [O_3 \text{ requerido}] \times (1 - f)$$

$$[\text{Gas rico en } O_3] = \frac{100 \times [O_3 \text{ requerido}]}{C}$$

En donde :

f = Fracción de ozono transferido en el contactor.

Para difusores porosos en cámaras de contacto = 0.85

Para inyectores tipo venturi = 0.985 a 0.996

Q_d = Flujo de agua a la cámara de ozonación, m³/día.

D_{O₃} = Dosis de ozono requerida, mg/L

C = Concentración de ozono en el gas rico en ozono, %peso.

O₃ requerido = kg/día de ozono requerido

RESULTADOS DE LAS PRUEBAS PILOTO EN COLUMNAS DE CARBÓN ACTIVADO

El proceso de adsorción en carbón activado fue probado en la secuencia de procesos No.1 y 2 después de la filtración en arena-antracita, las condiciones de operación del proceso fueron las siguientes, [Ref.6-15]:

Tabla No.6-3 Condiciones de operación de las columnas piloto de carbón activado

Parámetro	Condición de operación
No. de columnas	2
Modo de operación	serie
Diámetro de la columna	45 cm
Espesor del lecho de carbón activado	189 cm
Altura del falso fondo	50 cm
Expansión del lecho en retrolavado	90 cm
Borde libre	21 cm
Altura total de la columna	350 cm
Volumen de carbón por columna	300 litros
Flujo promedio de operación	30 litros/min
Tiempo de contacto a cama vacía	10 min
Tiempo total de contacto a cama vacía	20 min
Carga hidráulica superficial	187 litros/min m ² (4.59 gpm/pie ²)

Tabla No.6-4 Características del efluente producido

Parámetro	Concentración	Criterio de calidad
pH	7.4	6.5 a 6.9
Temperatura, °C	17	-
Alcalinidad, mg/L CaCO ₃	204	400
Dureza total, mg/L CaCO ₃	191	500
Color, UPT-Co	10	20
Turbiedad, UNT	0.5	10
DBO ₅ , mg/L	4	
DQO, mg/L	16	4
N-NH ₃ , mg/L	0.70	0.5
Fe, mg/L	0.08	0.3
Mn, mg/L	0.02	0.15
Sólidos totales, mg/L	494	500
Sólidos suspendidos totales, mg/L	7	1
Sólidos disueltos totales, mg/L	486	1000
Conductividad, micromhos/cm	701	1000
Coliformes totales, NMP/100 mL	178000	2
Coliformes fecales, NMP/100 mL	108000	0

ANÁLISIS Y CRITICA DE LOS RESULTADOS DE LAS PRUEBAS PILOTO DE FILTRACIÓN EN CARBÓN ACTIVADO, PREOZONACIÓN Y POSTOZONACIÓN

Adsorción en carbón activado

- El efluente de la filtración en carbón activado en las secuencias de procesos No.1 y No.2 no logro cumplir con la calidad requerida para agua potable en los siguientes parámetros : DBO₅ , DQO y SST, en la secuencia de procesos No.1 la cual incluye el proceso de desgasificación de amoniaco, como se indico en el capitulo 4 no logro la remoción de amoniaco requerida para llegar a los 0.5 mg/L de N-NH₃ , por otra parte en ambas secuencias de procesos se observó una importante actividad biológica en los lechos de carbón activado a la cual se le atribuyó la reducción del N-NH₃ al nivel reportado de 0.7 mg/L, sin embargo, el informe final no suministró datos para evaluar el fenómeno de nitrificación biológica. Independientemente de la calidad de agua obtenida después del proceso de desinfección, estos resultados confirmaron la suposición de que un proceso de tratamiento físico-químico por si solo no puede obtener un efluente con calidad de agua potable pero sí con la calidad para reusos en procesos industriales, reinyección a mantos acuíferos agotados, y para mezcla controlada con agua de primer uso.

La posibilidad de llevar a cabo la remoción de N-NH₃ y orgánicos refractarios en lechos granulares biológicamente activados, refuerza la necesidad de explorar procesos alternativos como la Biofiltración en lechos sumergidos y el proceso BAC (Carbón activado biológicamente) bajo condiciones controladas, ya que estos procesos pueden tener el potencial de remover contaminantes que no han podido ser removidos por medios físico-químicos, y parece ser que solo la combinación de procesos físico-químicos y biológicos pueden garantizar la calidad requerida para un efluente potabilizado:

- Tipo de carbón activado a ser usado en la planta a escala total.

No obstante, las pruebas piloto en la planta DETAAR fueron llevadas a cabo con carbón 8 X 30 mallas, en el diseño de los filtros de carbón activado para la planta potabilizadora a escala total se recomienda utilizar el tamaño 12 X 40 mallas, las razones principales para la selección de este tamaño en lugar del 8 X 30 son las siguientes:

1. El carbón 12 X 40 requiere menor cantidad de agua de retrolavado para la misma expansión del lecho, para aproximadamente 50% expansión, en retrolavado

simultáneo agua - aire el carbón 8 X 30 requiere de un 46% mas de agua que el carbón 12 X 40.

2. Se tiene mucho mayor experiencia en el transporte de lechada de carbón 12 X 40 en tuberías, además, este tipo de carbón tiene mayor resistencia a la atricción provocada por los retrolavados y el transporte hidráulico para el carbón nuevo y gastado, el efecto de la atricción es provocar la formación de finos, [Ref.6-6].
3. Prácticamente no existe una diferencia substancial entre la perdida de carga a lecho limpio entre el carbón 8 X 30 y el 12 X 40, la ΔP en lecho limpio es el 25% mayor para el carbón 12 x 40 al inicio de la carrera de filtración para una velocidad de filtración típica de $10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ hr}$ aproximadamente.

- Capacidad de adsorción del carbón activado.

El informe final no reportó datos para obtener isothermas de adsorción de parámetros importantes tales como DQO, COT (carbón orgánico total) y color, con respecto al tiempo de saturación del carbón (breakthrough time) no se reportaron datos ni se intento obtener la capacidad real de adsorción del carbón utilizado para estos contaminantes.

Es obvia la importancia que representa conocer esta información para proceder al dimensionamiento a escala total de las instalaciones auxiliares de manejo y almacenamiento del carbón gastado y el de reposición, por lo tanto es necesario obtenerla experimentalmente .

Para ilustrar el impacto de estos conceptos se llevó a cabo un análisis de sensibilidad para conocer el tiempo de saturación del lecho a partir de isothermas de adsorción bien definidas de compuestos orgánicos sintéticos y volátiles seleccionados [Ref.6-7 y 6-8], en la tabla No.6-5 se presenta el cálculo del tiempo de saturación al punto de quiebre del lecho y la cantidad hipotética de carbón activado 12 x 40 para las condiciones de operación de la columna piloto DETAAR. Con el propósito de establecer un marco de referencia para el análisis se ha supuesto una concentración de contaminante orgánico en el agua de 1 mg/L y una concentración en el efluente igual al máximo nivel de contaminante de acuerdo al criterio de la EPA (Environmental Protection Agency de los E.U.A), para aquellos compuestos marcados con (*) la concentración del efluente se tomo de $1 \text{ } \mu\text{g/L}$, se puede observar que los compuestos clorinados al igual que el benceno y el fenol saturan rápidamente el lecho de carbón, por lo tanto la

remoción de estos microcontaminantes podría generar costos de operación muy altos si estos compuestos se presentan en concentraciones importantes en el agua. Se hace notar que este análisis se llevo a cabo para cada compuesto individualmente, sin embargo, en una mezcla multicomponente, el comportamiento de la columna es difícil de predecir aún con modelos matemáticos sofisticados y se recomienda obtener datos en planta piloto, [Ref.6-4] .

- Análisis de los parámetros de operación de las columnas piloto.

El tiempo de contacto a cama vacía para las dos columnas operando en serie de 20 min se encuentra dentro de los límites recomendados para aplicaciones típicas de potabilización, sin embargo, la alta concentración de DQO y DBO₅ en el efluente parece indicar que se requiere un mayor tiempo de contacto, probablemente >30 min, sin embargo, este deberá ser comprobado experimentalmente.

La carga hidráulica superficial de 11.2 m³/m² hr es adecuada para el dimensionamiento de las columnas a escala total.

La profundidad del lecho entre las dos columnas suma 3.78 m lo cual excede la recomendación máxima de 3.048 m, podría ser recomendable dar la altura máxima ajustando los parámetros de tiempo de contacto y carga hidráulica superficial para evitar construir una columna muy esbelta.

Preozonación

La preozonación no fue simulada adecuadamente, ya que simplemente se inyectó aire ozonado directamente en la tubería de alimentación de agua a las operaciones de filtración y carbón activado, sin embargo como ya fue mencionado el método de contacto gas-líquido es de suma importancia para garantizar los resultados del proceso, por lo tanto un esquema de contacto similar al presentado en la Fig. 6-1 o mejorado como el de la Fig. 6-2 deberá ser implementado para futuros estudios.

El informe final indica la dosificación de 0.5 mg/L antes de la filtración en arena-antracita y de 0.5 mg/L antes de las columnas de carbón activado, esta dosis no fueron suficientes para disminuir la DQO del efluente a menos de 4 mg/L como lo requiere el criterio de calidad, su propósito principal fue mejorar la filtración por microfloculación.

Esta dosis de ozono deberá ser aumentada si se pretende oxidar químicamente la materia orgánica, una mejor alternativa es utilizar el proceso BAC (Biological Activated Carbon) para el cual la dosis de ozono sería la suficiente para mantener oxígeno disuelto en el

agua y activar biológicamente el carbón bajo condiciones aeróbicas.

La teoría y los mecanismos que se llevan a cabo en el proceso BAC, no han sido totalmente investigados, y presentan una oportunidad para el desarrollo de tecnología propia, los estudios realizadas en este campo por investigadores europeos [Ref. 6-13], demuestran que la preozonación seguida por la adsorción en carbón activado en las plantas de potabilización tiene los siguientes efectos:

- Incrementa por un factor de 10 veces la capacidad del carbón para remover orgánicos.
- Aumenta la vida operativa del carbón activado antes de su regeneración, probablemente hasta 3 años, especialmente si el carbón se mantiene libre de orgánicos halogenados.
- Convierte biológicamente el amoníaco a nitratos, simultáneamente a la adsorción de orgánicos disueltos.
- Se requiere menos ozono y carbón activado para la remoción de una cantidad dada de orgánicos contra el requerido si se usaran estos procesos por separado.

Postozonación

El informe final no presenta resultados sobre el efecto del ozono en la calidad final del efluente, la planta piloto DEETAR fue equipada con dos opciones de desinfección, un tanque de contacto de cloro convencional y una columna contactora de ozono construida de acero inoxidable con difusor poroso, la planta cuenta con un equipo convencional de producción de ozono por medio de aire y el informe reporta que se usaron dosis de ozono de 6 mg/L con tiempos de contacto variables de 5 a 10 min para la postozonación, en terminos generales el esquema de contacto fue similar al presentado en la Fig.6-1.

No se midió la concentración de ozono residual, lo cual es importante para determinar el factor "CT" y se deberá considerar como una variable importante para ser investigada en en el futuro.

Tampoco fue posible evaluar la efectividad del equipo de contacto para propósitos de diseño y es recomendable que sea rediseñado considerando esquemas más eficientes tales como cámaras de contacto múltiples con inyectores tipo venturi en lugar de columnas de contacto con difusores porosos, además, se deberá considerar la instalación de un destructor catalítico o térmico de ozono y evaluar la posibilidad de reinyectar el gas residual en una primera cámara de contacto para un máximo aprovechamiento del ozono,

como se muestra en la Fig.6-3, este esquema deberá ser también aplicado a la preozonación.

Por otra parte se deberá substituir la producción de ozono a partir de aire seco atmosférico por la producción de ozono a partir de oxígeno obtenido vía unidades PSA para garantizar la máxima disolución de ozono y un residual mínimo de 0.4 mg/L por 4 min (CT= 1.6 mg/L-min)

REFERENCIAS

Adsorción en carbón activado

- [6-1] Metcalf & Eddy, Wastewater Engineering, Treatment, Disposal, Reuse, McGraw-Hill Book Inc., Third Edition, 1991
- [6-2] Filtrasorb 300 and 400 Granular Activated Carbons For Potable Water Treatment, Activated Carbon Product Bulletin, Bulletin 20-68g, Calgon Carbon Corporation - 1991
- [6-3] Jeffrey Q. Adams et al., "Controlling Organics with GAC : A Cost and Performance Analysis", Journal of AWWA, 131-140, (April 1989).
- [6-4] David W. Hand et al., "Designing Fixed-Bed Adsorbers to Remove Mixtures of Organics", Journal of AWWA, 67-77, (January 1989).
- [6-5] James R. Graham, Ph. D., "Carbon Removal of Organic Contaminants", International Ground Water Technology, 13-18, (January 1995).
- [6-6] EPA, Process Design Manual for Carbon Adsorption, Environmental Protection Agency, Technology Transfer, Washington, D.C., (1973).
- [6-7] Michael D. LaGrega, Phillip L. Buckingham, Jeffrey C. Evans, Hazardous Waste Management, McGraw Hill International Editions, Environmental Engineering Series, Singapore, 1994
- [6-8] Clarimex, S.A. de C.V."Isotermas de adsorción varias", comunicación privada.

Preozonación

- [6-9] Degrémont, Manual Técnico del Agua, Cuarta Edición Española, 1979.
- [6-10] Degrémont, OZONIZERS - HORIZONTAL TUBE, Water and Waste Treatment, Publicación técnica No. 1306 I, France - MAN Paris - 11-82 2M,
- [6-11] Karel Stopka, The Powers of Pure Oxygen Behind High Ozone Concentration, Water Conditioning & Purification, September 1991.
- [6-12] Ozone Technology and Equipment Design, Ozonia North America, Technical

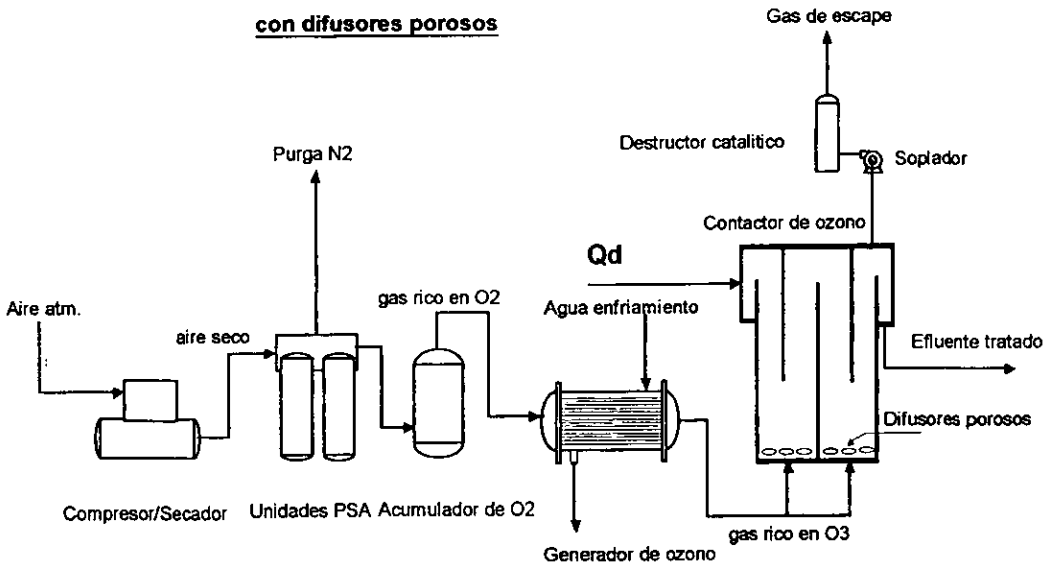
Bulletin, 1992

- [6-13] Micellization (Microflocculation) Related to the Effect of Ozono on Colloidal Matters, Ozonair International Corp. Technical Bulletin.
- [6-14] R.G. Rice, and M.E. Browning, Ozone Treatment of Industrial Wastewater, Pollution Technology Review No. 84, Noyes Data Corporation, Park Ridge, New Jersey, U.S.A. 1981.
- [6-15] Robert H. Perry and Don W. Green, Chemical Engineer's Handbook, McGraw-Hill Book Co - Singapore., 1st. Printing, 1984.
- [6-16] Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica, "Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales (DETAAR)", Contrato No. 6-33-1-0385, Diciembre de 1986, México D.F.

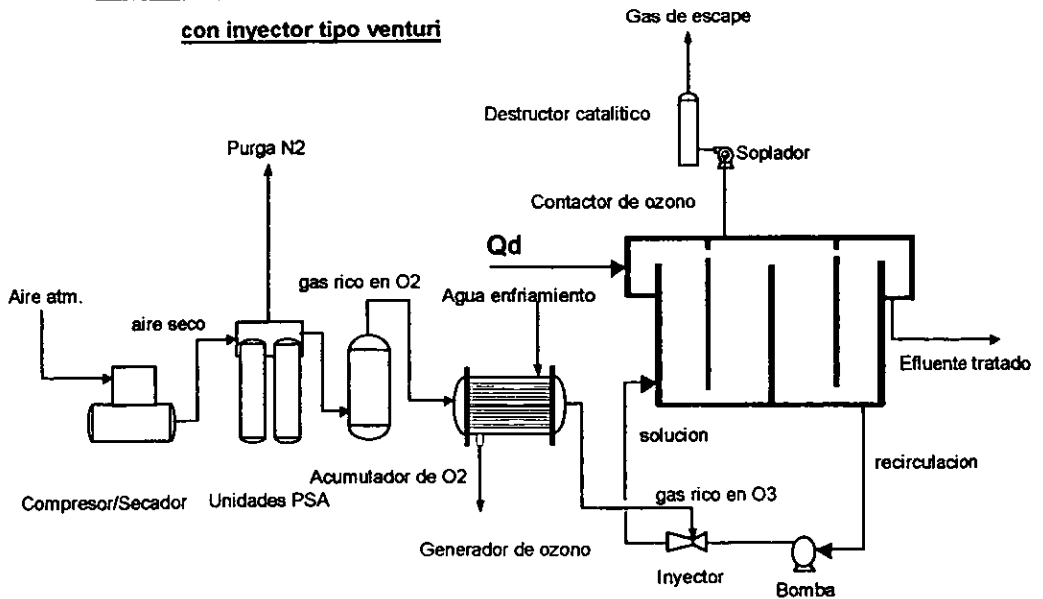
Postozonación

- [6-17] Ozone: A Safe and Functional Alternative to Chlorine, Allen Water Treatment Corporation, Technical Bulletin No.1, Rev. No.0, January, 1993.
- [6-18] Ozone Reactions with Microbiological Contaminants (Disinfections), Ozonair International Corp. Technical Bulletin
- [6-19] Karel Stopka, Beware of Waterborne Pathogens, Water Conditioning & Purification, January 1992.
- [6-20] Karel Stopka, Microbial Control, The Case of Ozonation for High Purity Water and Clean Rooms, Ultrapure Water, March/April 1986.
- [6-21] Gordon L. Culp and Russell L. Culp, New Concepts in Water Purification, Van Nostrand Reinhold Environmental Engineering Series, New York, 1974.
- [6-22] J. N. Tilton and T.W.F. Russell, Designing gas-sparged vessel for mass transfer, Chemical Engineering, November, 1982, pag.61-68.

**Fig. 6-1 Sistema de ozonacion de baja presion
con difusores porosos**



**Fig. 6-2 Sistema de ozonacion de baja presion
con inyector tipo venturi**



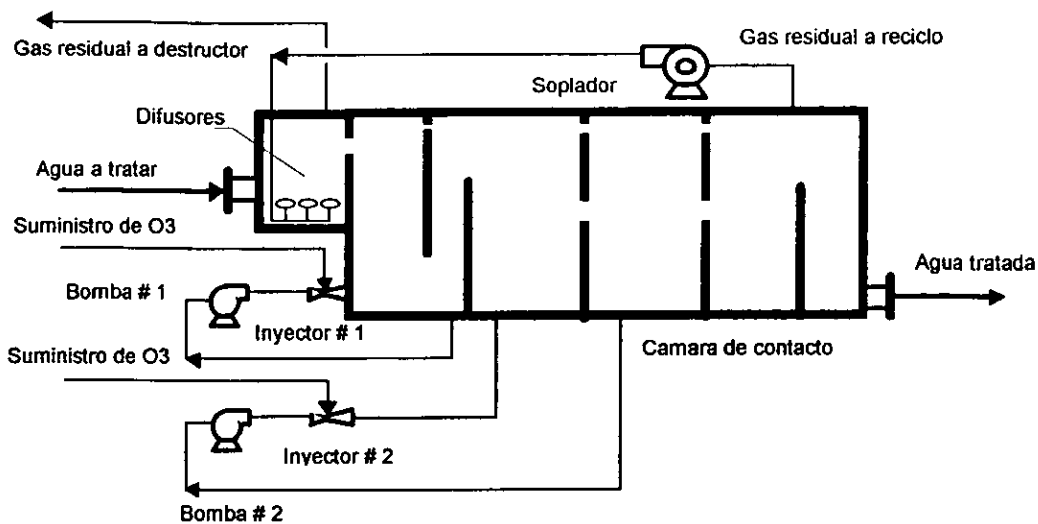


Fig. 6-3 Camara de contacto multiple

Tabla No 6-5 Determinación del tiempo teórico de saturación de un lecho de carbón al punto de quiebre para compuestos orgánicos sintéticos (COS) y compuestos orgánicos volátiles (COV) en solución acuosa.

Ecuaciones:

$$(x/m)_b = (x_b / Mc) = Q \cdot (C_i - (0.5 \cdot C_b)) \cdot (8.34)^{1/n} \cdot (t_b / Mc)$$

$$t_b = (x/m)_b \cdot Mc / (8.34 \cdot Q \cdot (C_i - (0.5 \cdot C_b)))$$

$$(x/m)_b = k \cdot (x/m)_o$$

$$k = 0.25 \text{ a } 0.5$$

$$(x/m)_o = K_f \cdot C_e^{1/n}$$

$$\text{kg carbon}/1000 \text{ m}^3 = (C_i - C_b) / (x / m)_b$$

Donde:

(x/m)_b = Capacidad de adsorción real al punto de quiebre, mg/mg

(x/m)_o = Capacidad teórica de adsorción, mg/mg

C_e = Concentración de equilibrio del contaminante, mg/L

K_f, n = Constantes empíricas de la isoterma de Freundlich.

X_b = Masa de contaminante orgánico adsorbido al punto de quiebre, mg

Mc = Masa de carbón en la columna, mg

Q = Flujo, Millón gal/d

C_i = Concentración de contaminante orgánico en el influente, mg/L

C_b = Concentración de contaminante orgánico en el punto de quiebre, mg/L

t_b = Tiempo de saturación al punto de quiebre, (breakthrough time), días

Datos de operación de la columna :	variable	valor
Velocidad de filtración, gpm/pie ²	V	4.59
Diámetro de la columna, pies	D	1.48
Altura del lecho de carbón, pies	h	6.20
Concentración del contaminante en el influente, mg/L	C _i	1.00
Concentración del contaminante en el efluente, mg/L	C _b	
Factor "k"	k	0.50
Densidad del carbón granular, lb/pie ³	dc	27.00

Compuesto	tipo	C _b , mg/L	K _f , mg/mg	1/n	(x/m) _o mg/mg	(x/m) _b mg/mg	t _b , días	t _b , meses	Carbón kg/1000 m ³
Ejemplo	ejemplo	0.75	0.0015	3.56	0.0015	0.0008	3.6	0.12	333.3
Cloruro de metilo (*)	COS	0.001	0.0013	1.18	0.0013	0.0007	2.0	0.07	1536.9
Hexaclorobenceno	COS	0.001	0.45	0.6	0.4500	0.2250	683.7	22.79	4.4
Fluoranteno (*)	COS	0.001	0.664	0.61	0.6640	0.3320	1006.8	33.63	3.0
Benzo (k) fluoranteno (*)	COS	0.001	0.181	0.57	0.1810	0.0905	275.0	9.17	11.0
Benzo (a) pireno	COS	0.002	0.0336	0.44	0.0336	0.0168	51.1	1.70	59.4
Dibenzo(a,h)antraceno (*)	COS	0.001	0.0693	0.75	0.0693	0.0347	105.3	3.51	28.8
4 Bromo fenil fenil éter (*)	COS	0.001	0.144	0.68	0.1440	0.0720	218.8	7.29	13.9
Pentaclorofenol	COS	0.001	0.26	0.39	0.2600	0.1300	395.0	13.17	7.7
para Cloro meta cresol (*)	COS	0.001	0.122	0.29	0.1220	0.0610	185.4	6.18	16.4
Fenol (*)	COS	0.001	0.021	0.54	0.0210	0.0105	31.9	1.06	95.1
2-4 Diclora fenol (*)	COS	0.001	0.147	0.35	0.1470	0.0735	223.3	7.44	13.6
2-4-6 Triclora fenol (*)	COS	0.001	0.219	0.29	0.2190	0.1095	332.7	11.09	9.1
4-4 DDE (*)	COS	0.001	0.232	0.37	0.2320	0.1160	352.5	11.75	8.6
Endrin	COS	0.002	0.666	0.8	0.6660	0.3330	1012.4	33.75	3.0
α-BHC (*)	COS	0.001	0.3030	0.43	0.3030	0.1515	480.4	15.35	6.8
Tetracloruro de carbono	COV	0.005	0.0400	0.84	0.0400	0.0200	60.9	2.03	49.8
1,1,1-tricloroetano	COV	0.2	0.0020	0.34	0.0020	0.0010	3.4	0.11	800.0
1,2-dicloroetano	COV	0.005	0.0040	0.83	0.0040	0.0020	6.1	0.20	497.5
1,1-dicloroetileno	COV	0.007	0.0050	0.54	0.0050	0.0025	7.6	0.25	397.2
Benceno	COV	0.005	0.0010	2.9	0.0010	0.0005	1.5	0.05	1990.0
Etilbenceno	COV	0.7	0.0530	0.79	0.0530	0.0265	123.8	4.13	11.3
Clorobenceno	COV	0.1	0.0910	0.99	0.0910	0.0455	145.5	4.85	19.8
1,2-dicloro benceno	COV	0.075	0.1290	0.43	0.1290	0.0645	203.5	6.78	14.3

CAPITULO 7

PROCESO DE ÓSMOSIS INVERSA

INTRODUCCIÓN

La planta de ósmosis inversa es el siguiente proceso después de la filtración en arena-antracita en la secuencia de procesos No.3 de la planta piloto DETAAR.

El objetivo principal de experimentar con este proceso fue observar la calidad del agua que se podría obtener con particular interés en la remoción de sólidos disueltos totales (SDT), microcontaminantes orgánicos, virus, bacterias, huevecillos, quistes así como en las propiedades organolepticas del efluente (color, olor, sabor) con miras a una eventual mezcla con el suministro de la red municipal de distribución de agua potable.

El proceso de ósmosis inversa es el corazón de la secuencia de procesos No.3, y bajo este concepto las etapas previas pueden ser consideradas como etapas de pretratamiento cuyo objetivo principal es evitar incrustaciones y degradaciones químicas y biológicas de las membranas.

TEORÍA BÁSICA DEL PROCESO DE ÓSMOSIS INVERSA

El proceso de la ósmosis inversa.

Bajo un esquema simplificado la ósmosis inversa es el flujo invertido de un componente por efecto de la presión en una solución concentrada a través de una membrana semipermeable donde el flujo se establece del lado concentrado hacia el lado diluido, el componente transferido es el solvente y la materia disuelta y suspendida permanece en la solución concentrada.

En el tratamiento de agua, el agua salobre y/o contaminada es bombeada a alta presión hacia una membrana semipermeable (permeador), una válvula reguladora de flujo permite ajustar la salida o rechazo de la solución concentrada de sales y contaminantes y a su vez regula la presión de operación dentro del permeador con la cual se rompe el equilibrio osmótico y permite que cierta cantidad de agua pase a través de la membrana y salga como agua producto o permeado. La regulación de la presión sobre la línea de alimentación permite controlar el flujo de permeado a través de la membrana.

La presión de la bomba requerida para obtener el flujo de permeado deseado es la suma de la presión osmótica mas las perdidas por fricción por el paso de agua a través de la membrana mas la columna requerida para llevar el permeado a su destino.

En terminos generales se puede decir que el flujo de agua a través de las membranas es proporcional a la presión diferencial a través de la membrana, mientras que el flujo de sal es proporcional a la concentración diferencial a través de la membrana e independiente de la presión aplicada.

Para continuar con el análisis del proceso, los siguientes términos son utilizados en el campo de la ósmosis inversa y son útiles para interpretar los datos obtenidos en las proyecciones por computadora :

La conversión o recuperación esta definida por:

$$\%Y = \frac{Q_P}{Q_F} \times 100$$

Donde:

Y= % de conversión

Q_p = Flujo de agua en el producto

Q_F = Flujo de agua en la alimentación.

Este término se refiere simplemente al porcentaje de agua de alimentación que se convierte a agua producto o permeado.

El factor de concentración (CF) es el nivel relativo al cual se concentran las sales disueltas en el agua de alimentación cuando esta es permeada, el factor de concentración esta definido por:

$$CF = \frac{1}{1-Y}$$

Una membrana no es totalmente impermeable al paso de las sales y siempre habrá cierta cantidad de sales disueltas y contaminantes que pasarán a través de la membrana.

La cantidad de estas sales que pasan a través de la membrana se conoce como el "paso de sales", que es el porcentaje de la sal en el agua de alimentación que pasa con el agua producto y esta definida por:

$$\%SP = \frac{C_P}{C_F} \times 100$$

Donde:

% SP = % de paso de sal

C_p= Concentración de sales en el producto

C_f= Concentración de sales en la alimentación.

Por lo tanto:

% Rechazo de sales = %SR = 100 - %SP

Los fabricantes de membranas reportan un rechazo de sales o sólidos disueltos totales (SDT) típico de un 80 a 98% y un rechazo de material suspendido (tal como orgánicos y microcontaminantes) del 90 a 98% dependiendo de la aplicación y el tipo de membrana. En resumen se puede dar el siguiente comportamiento general del proceso de ósmosis inversa en función de las variables de procesos antes mencionadas:

Tabla No.1 Variables de la ósmosis inversa

P↑	Q_p↑	Q_s=constante
P↓	Q_p↓	%SP↑
%Y↑	C_{salmuera}↑	Q_s↑

Un incremento en la presión de operación incrementará el flujo de agua sin cambiar el flujo de sales.

El paso de sales se incrementa cuando la presión aplicada disminuye.

Cuando la conversión se incrementa, la concentración de sales sobre el lado alimentación-salmuera se incrementa, causando un incremento en el flujo de sales.

En adición, una alta concentración de sales en la salmuera puede aumentar significativamente la presión osmótica por lo tanto reduciendo el flujo de agua y presentándose probablemente la precipitación de las sales menos solubles sobre las membranas.

Configuración y materiales de construcción de la membranas.

Existen tres configuraciones básicas de membranas desarrolladas para usos industriales:

- Tubular
- Fibra hueca
- Devanado en espiral

Las configuraciones de aplicación industrial mas importantes son el permeador de devanado en espiral y el de fibra hueca, los permeadores de fibra hueca están limitados para aplicaciones con bajo "Silt Density Index", (Índice de densidad de sedimentos), (SDI), este índice es una medida empírica del potencial de ensuciamiento de un suministro de agua.

Los permeadores de fibra hueca trabajan adecuadamente con SDI de 3 o menos y son utilizados para desalar agua de mar, por otra parte los permeadores de membrana en espiral trabajan con SDI de 5 o menos y son recomendados para agua salobres (SDT < 6000 mg/L), para el caso de un efluente de tratamiento avanzado después de la etapa de filtración en lecho granular dual es posible esperar un SDI menor de 5, por lo tanto los permeadores devanados en espiral son la selección adecuada para este tipo de agua. En los permeadores de configuración de fibra hueca ("Hollow Fiber") las membranas consisten de un banco de finas fibras unidas en ambos extremos, la alimentación es alimentada a presión en un extremo del banco y el agua pasa a través de las paredes de las fibras, el permeado sale por un extremo, los SDT y otros contaminantes permanecen en la corriente concentrada la cual sale por el extremo opuesto a la salida del permeado. Los permeadores de membrana en espiral ("Spiral Wound") consisten de hojas delgadas de membrana semipermeable enrolladas en forma de cilindro, el liquido es alimentado longitudinalmente en un extremo del permeador o cartucho sobre la superficie de la membrana, el permeado es conducido a través de la espiral enrollada hacia un tubo colector en el eje central longitudinal del permeador por el cual sale, la salmuera concentrada sale por el extremo opuesto del permeador, las membranas enrolladas están contenidas en una envoltura de fibra de vidrio con empaquetaduras externas para evitar la fuga de salmuera cuando se insertan en un tubo a presión.

Tabla No.2 Comparación de configuraciones de membranas

Característica	Fibra hueca	Devanado espiral
Flux	Alta	Alta
Compactación	Excelente	Buena
Resistencia al "fouling"	Baja	Mediana
Facilidad de limpieza	Mala	Buena
SDI máximo	3	5
Permeadores por coraza	Uno	Hasta seis
Longitud de coraza	Hasta 5 pies	Hasta 20 pies
Diámetro del permeador	4", 8", 10"	2.5", 4", 8", 8.5", 12"

Existen tres materiales para membranas comerciales para usos industriales estos son:

- CA (acetato de celulosa)
- PA (poliamida aromática)
- TFC (Thin film composite)

La siguiente tabla presenta una comparación de los materiales para la fabricación de permeadores:

Tabla No.3 Comparación de materiales de construcción de membranas

Características	CA	PA	TFC
pH de operación	5 a 6.5	4 a 10	2 a 11
Configuración	HF o SW (*)	HF o SW	SW
Rechazo de sales	Bueno	Bueno	Mejor
Flux de agua	Bueno	Bueno	Mejor
Estabilidad bacterias	Baja	Alta	Alta
Estabilidad cloro	Buena	Nula	Pobre
Estabilidad física	Buena	Mejor	Mejor
Temp. Max. (°F/°C)	104/40	113/45	113/45
Costo del elemento	Bajo	Bajo	Alto

(*) HF = Hollow fiber, SW = Spiral Wound

Pretratamiento del agua de alimentación.

De acuerdo con las condiciones de operación empleadas casi todas las clases de agua obstruirían (fouling) las membranas de ósmosis inversa y por lo tanto el propósito del pretratamiento es eliminar o minimizar la rapidez con que ocurre la obstrucción, de modo que se pueda obtener un rendimiento satisfactorio a largo plazo.

Si éste es inadecuado, la incrustación sobre las membranas ocurrirá rápidamente y se perderá la eficiencia del proceso (conversión, rechazo de sales, calidad de producto) y el deterioro progresivo de la membrana .

En el caso específico de la planta piloto DETAAR el pretratamiento del agua de alimentación esta definido por los procesos previos de: Espumación, Precipitación Química, Desgasificación de Amoníaco, Recarbonatación y Filtración en Arena-antracita. Los fenómenos de "fouling" o atascamiento de la membrana son complejos, y se complican por el hecho de que la palabra "fouling" se usa frecuentemente para describir a varios fenómenos relacionados pero de naturaleza diferente.

Se conocen varias sustancias que pueden ocasionar este fenómeno, sin embargo, por su forma de actuar y su estructura se dividen en:

- 1.- Incrustaciones de sales poco solubles.
- 2.- Obstrucción por óxidos metálicos coloidales.
- 3.- Obstrucción por materia suspendida.
- 4.- Obstrucción coloidal.
- 5.- Obstrucción biológica.

En el tren de procesos No.3 de la planta DETAAR los procesos previos a la osmosis inversa esta básicamente diseñados para remover: SAAM, P-PO₄, N-NH₄, SS, turbiedad, y como consecuencia de la precipitación química con cal se podría incluir la dureza de calcio y magnesio y posiblemente de sílice reactiva y coloidal si el tratamiento con cal se lleva a pH = 11.

En una planta de ósmosis inversa la incrustación mas común se debe a la precipitación de sales poco solubles sobre las membranas. Debido a que las sales presentes en el agua de alimentación se concentran en el proceso por un factor de hasta 4 veces (75% de recuperación), sus límites de solubilidad pueden ser excedidos y por lo tanto puede ocurrir la precipitación.

La tabla No.4 resume las causas del "fouling" y el pretratamiento recomendado por los fabricantes de membranas.

Tabla No.4 Causas de "Fouling" y pretratamiento sugerido

Categoría	Ejemplo	Fuente	Pretratamiento
Óxidos metálicos	Hierro Manganeso Aluminio	Agua alimentada Corrosión Clarificadores	Oxidación seguida por filtración. Materiales a prueba de corrosión
Sales incrustantes	Carbonato de Calcio Sulfato de calcio Sulfato de bario Sulfato de estroncio Fluoruro de calcio Sílice	Agua alimentada	Ajuste de pH Anti-incrustantes Suavización Precipitación Calentamiento
Coloides (SDI)	Barro Arcilla Escamas	Aguas superficiales (SDI 10 a 175) Corrosión en tuberías	Coagulación/filtración Clarificación Filtros multimedia Microfiltración Ultrafiltración
Biológico	Lama Bacterias	Alimentación no clorada, permeadores fuera de operación, aguas superficiales.	Cloración Almacenamiento apropiado de permeadores

Limpieza de las membranas de osmosis inversa

El sistema de limpieza se requiere para eliminar las incrustaciones sobre las membranas, también es usado para sanitizar las membranas y preparar el sistema para un almacenamiento o paro por tiempo prolongado.

No se debe esperar realizar limpiezas frecuentes en un sistema bien diseñado, sin embargo en operación normal los depósitos se pueden acumular causando:

- Perdidas de productividad.
- Mayor requerimiento de presión de alimentación.
- Disminución en el rechazo de sales.

Como una regla practica cuando el flujo de permeado cae un 10%, si el contenido de sales en el permeado se eleva un 10% o si las presión de alimentación se incrementa en un 10 a 15% de las condiciones de referencia se deberá llevar a cabo la limpieza de los permeadores.

RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA PLANTA PILOTO DETAAR

En la secuencia de procesos No.3 la ultima operación unitaria en el tren de tratamiento fue una unidad piloto de ósmosis inversa. Las membranas usadas para esta unidad fueron de acetato de celulosa, estas membranas fueron seleccionadas por su resistencia al cloro y su bajo costo, con las siguientes características:

Tabla No.5 Datos técnicos de los permeadores

Presión de operación recomendada	420 psi
Flujo de permeado por modulo	1200 gal/día
Relación permeado a concentrado	1 : 6
Recuperación máxima	16.67%
Caída de presión máxima por elemento	2 psi
pH de alimentación	5.5
Rechazo de diseño de NaCl @ 2000 mg/L de concentración, 25°C, 420 psi, Y=10%	95%

El arreglo del sistema es del llamado 1 1 1 1, (cuatro bancos en serie de tubos, con un elemento cada tubo, los elementos permeadores fueron "Fluid Systems" modelo 4180S.

Las características medias de operación del sistema fueron las siguientes:

Tabla No.6 Datos de operación de la planta piloto con permeadores 4160S

Gasto de entrada (excluyendo recirculación)	19.9 litros/min
Gasto de entrada (incluyendo recirculación)	24.5 litros/min
Gasto de permeado	15.5 litros/min
Gasto de concentrado	4.4 litros/min
Gasto de recirculación	4.6 litros/min
Temperatura	16 °C
pH	5.1
Conductividad del permeado	21 μmhos/cm
Presión antes del filtro cartucho	36 psi
Presión después del filtro cartucho	24 psi
Presión de entrada al ensamble de módulos	447 psi
Presión en el concentrado	415 psi
Presión en el permeado	28 psi

Las mediciones de campo de la calidad del agua en este proceso arrojaron los siguientes resultados:

Tabla No.7 datos de campo de la calidad del efluente de osmosis inversa

Muestreo	Color, UPt-Co	pH	Conductividad μmhos/cm	SDT mg/L	Temperatura, °C
Influyente	38	7.51	684	462	18
Permeado	1	4.67	24	16.1	19
Concentrado	97	6.20	2523	1855.6	19
Efluente 1er tubo	1	4.63	30	20.1	19
Efluente 3er tubo	1	4.57	24	16.1	19
Efluente 4o. tubo	1	4.62	25	16.8	19

Parámetro	Influyente	Permeado
Alcalinidad, mg/L CaCO ₃	186	16
Dureza, mg/L CaCO ₃	213	13

La concentración de SDT fue obtenida con buena aproximación de la conductividad medida en campo la cual se relaciona con los SDT por la ecuación, [Ref.7-3] :

$$SDT = K \times \mu$$

$$\begin{cases} K = 0.67 @ \leq 500 \mu\text{mhos} / \text{cm} \\ K = 0.70 @ 1500 \mu\text{mhos} / \text{cm} \\ K = 0.725 @ 2000 \mu\text{mhos} / \text{cm} \\ K = 0.765 @ 4000 \mu\text{mhos} / \text{cm} \end{cases}$$

ANÁLISIS Y CRITICA DE LOS RESULTADOS DE LA PLANTA PILOTO

- Posibilidad de usar tecnologías alternativas a la ósmosis inversa.

Como se puede observar en la tabla No.7, la ósmosis inversa con membranas de alto rechazo produce permeado con bajo SDT, este permeado es agresivo y requiere de un postratamiento o mezcla con otra corriente para ajustar los SDT y el pH, sin embargo la ósmosis inversa remueve prácticamente cualquier contaminante, (SDT, COT, SDI, SiO₂, Bacterias, virus y pirógenos), además de ser un proceso ampliamente probado a escala industrial desde hace muchos años.

Considerando que el agua residual tratada no es agua potencialmente salobre, la alta remoción de SDT no se debe considerar como un objetivo primario, por lo tanto la alta remoción de SDT y la alta presión de alimentación requerida por las membranas de alto rechazo de sales se convierten en una desventaja desde el punto de vista económico mas que en una ventaja desde el punto de vista técnico.

Existen otras tecnologías de membranas como la nanofiltración, la ultrafiltración y la microfiltración, con las cuales la osmosis inversa tiene diferencias principalmente en relación al nivel de remoción de SDT y de otros contaminantes tales como compuestos orgánicos, bacterias y virus, debido principalmente al rango de tamaño y peso molecular del contaminante que se puede separar, estas diferencias se pueden ver en la tabla No.8.

La microfiltración y la ultrafiltración han sido propuestas para remplazar la clarificación química como proceso de pretratamiento para reducir SS, turbiedad y SDI para el agua de alimentación a ósmosis inversa, la nanofiltración ha sido utilizada como alternativa a la ósmosis inversa en la producción de agua potable y ha dado buenos resultados en la remoción de nitratos, moléculas orgánicas grandes, dureza y algunas trazas de metales pesados.

Una ventaja significativa de la nanofiltración con respecto a la ósmosis inversa es el nivel de remoción de SDT (hasta 70% aproximadamente, debido principalmente a la remoción de iones Ca⁺⁺ y Mg⁺⁺), por lo tanto el permeado de nanofiltración pudiera no requerir de la mezcla con agua de otra calidad para ajustar la concentración de SDT. La tabla No.8 presenta una comparación entre los diferentes procesos de membranas con posibilidad de ser aplicados, [Ref.7-3 y 7-6]:

Tabla No.8 Comparación entre los procesos de membranas

Proceso → remueve ↓	Microfiltración	Ultrafiltración	Nanofiltración	Osmosis Inversa
Rango de separación, Å	500 a 100000	20 a 500	10 a 70	1 a 10
Presión, psid	10	10 a 100	100 a 150	100 a 1000
SDT	no	no	Ca ⁺⁺ y Mg ⁺⁺	si
COT	no	si	si	si
Coloides (>0.2µ)	si	si	si	si
Sílice disuelta	no	no	no	si
CO ₂ , gases	no	no	no	no
Bacterias	si	si	si	si
Virus	no	si	si	si
Pirogenos	no	si	si	si
Emulsión aceite	si	si	no	no

- Crítica para el esquema de tratamiento de la planta piloto como modelo para la planta a escala total.

El esquema de proceso utilizado en la planta piloto de ósmosis inversa es del tipo paso simple con recirculación y obtiene a las condiciones de operación especificadas una conversión de $Y = 77.9\%$ con una recirculación del 51.1% de la corriente de rechazo y una concentración de SDT en el permeado de 16.1 mg/L para un factor de concentración de $CF = 4.524$

El paso de sales (SP) puede calcularse en base a la conductividad como parámetro equivalente aproximado para cuantificar la concentración de SDT, por lo tanto :

$$SP = (24 \mu\text{mhos/cm} / 684 \mu\text{mhos/cm}) \times 100 = 3.51 \%$$

$$Y \text{ calculando el rechazo de sales (SR) } = 100 - 3.51 = 96.49 \%$$

El análisis de los resultados de una proyección con el programa de computadora ROPRO, [Ref.7-9] indica que la conversión obtenida fue muy alta para el tipo de membrana usada lo cual pudiera resultar en posible precipitación de sales si se opera por largos periodos bajo esta condición.

Bajo las mismas condiciones de operación reportadas en la prueba piloto la conversión máxima permisible calculada con ROPRO para una membrana AC tipo devanado en espiral es de 63% .

Se puede concluir por lo tanto que el esquema de proceso utilizado en la experimentación piloto no es el mas adecuado para el diseño de una planta a escala total por lo que se deben considerar otros arreglos orientados a obtener una mayor conversión en lugar de obtener una baja concentración de SDT en el permeado. Un posible esquema podría ser un sistema de dos etapas con membranas TFC de baja presión, en la tabla No.9 se presenta una tabla comparativa de los dos esquemas de proceso mencionados con los parámetros mas importantes :

Tabla No. 9 Comparación de los esquemas de osmosis inversa

Sistema → ↓ Parámetro	Simple paso con recirculación, DETAAR	Simple paso con recirculación, ROPRO	Dos etapas sin recirculación, ROPRO
Tipo de membrana	AC	AC	TFC
Conversión, %	77.9	63	75
Alimentación, litros/min	19.9	24.6025	20.8175
Permeado, litros/min	15.5	15.5185	15.5185
Rechazo, litros/min	4.4	9.084	5.299
Presión alimentación, psi	447	382	91.4 / 70.1
pH de alimentación	5.1	5.7	6.0
TDS permeado	16.1	30.7	29.93
Dureza permeado	13	3.7	3.2
Flux promedio, etapa 1, GFD	-	18.2	11.2
Flux promedio, etapa 2, GFD	-	-	5.9
Potencia total requerida, Kw	-	2.31	0.62

- **Membranas TFC vs. membranas AC.**

La membrana empleada en el proceso de ósmosis inversa de la planta piloto DETAAR fue del tipo AC (acetato de celulosa) devanado espiral (spiral wound).

Actualmente se han desarrollado las membranas de poliamida aromática "Thin Film Advanced Composite Membrane = TFACM" que es una película plana fabricada de poliamida aromática (aramida) unida a una membrana de soporte, la película es asimétrica, esto significa que consiste de una capa muy delgada en la superficie y una gruesa capa porosa envuelta por la membrana a la que sirve de soporte.

La capa delgada inhibe el paso de sales pero permite el paso del agua pura.

La capa de soporte permite el paso del agua hacia el canal de producto, pero esta no tiene propiedades de rechazar las sales.

En esta membrana del tipo devanado en espiral de composición avanzada (ACM), la delgada capa de poliamida (0.05-0.20 micras), tiene por características un alto rechazo de sales y permeabilidad al agua, cuenta con una extraordinaria estabilidad biológica y resistencia química, con excepción al cloro, además de exhibir un alto rechazo de sales también presenta un alto rechazo de COT (Carbón Orgánico Total) y una baja presión de alimentación.

REFERENCIAS

- [7-1] E.I. Du Pont de Nemours & Co. Inc, Technical Information Manual, TIM, Volume I , Permasep B-15 Permeator, May 1, 1983
- [7-2] E.I. Du Pont De Nemours & Co. Inc., Permasep Engineering Manual, PEM, Section I, III, V., December 1, 1982.
- [7-3] U.S. FILTER, BLUE SHEET ON SPIRAL WOUND REVERSE OSMOSIS SYSTEMS, U.S. FILTER, R.O. Blue Sheet, March 29, 1994.
- [7-4] Lynn E. Applegate, Membrane Separation Process, Chemical Engineering, 64-89, June 11, 1984.
- [7-5] Charles H. Gooding, Reverse Osmosis and Ultrafiltration Solve Separation Problems, Chemical Engineering, 56-62, January 7, 1985
- [7-6] Memtec America International, "Wastewater - Memcor microfiltration for wastewater reclamation and reuse, Memcor Continuous Micro Filtration System, 1995.
- [7-7] Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica, "Dispositivos Experimentales de Tratamiento Avanzado de Aguas Residuales (DETAAR)", Contrato No. 6-33-1-0385, Diciembre de 1986, México D.F.
- [7-8] Espino, E., Vázquez V. M., Flores H. F., "Pilot Studies of Wastewater Potabilization in Mexico City", ponencia presentada ante la AWWA Research Foundation, Denver Co. EUA., 1988
- [7-9] Fluid Systems, ROPRO Version 6.0 for Windows Computer Program, Copyright 1995 by Fluid Systems & Anglian Water, Membrane data file version, Nov.-17-1995.

CAPITULO 8

CONCLUSIONES FINALES

PLANTA DE TRATAMIENTO A GRAN ESCALA PROPUESTA POR LA DGCOH

A través del desarrollo de este trabajo se ha presentado el análisis y la crítica a los resultados obtenidos en las operaciones unitarias que formaron parte del tren de tratamiento de la planta piloto DETAAR. Basándose en estos resultados y en los de la otra planta piloto conocida como "SMA" (Santa María Aztahuacán, mencionada en el Capítulo 1), la dirección de desarrollo de la DGCOH propuso el diseño de una planta de tratamiento avanzado para ser construida en la delegación Iztapalapa, y concebida para el tratamiento de 300 litros/seg. del efluente secundario de la planta "Cerro de la Estrella". La planta propuesta sería prediseñada considerando dos trenes paralelos e independientes de 150 litros/seg. cada uno.

Uno de los trenes estaría basado en el proceso de ósmosis inversa y tendría como objetivo la remoción de la mayoría de los contaminantes presentes en el agua a ser tratada, el segundo tren estaría formado por los procesos físico-químicos de precipitación química incluyendo la adsorción en carbón activado granular.

La DGCOH estableció que esta instalación en principio diseñada para el tratamiento del efluente secundario también podría ser usada para la potabilización de agua de acuífero contaminada pero con algunas modificaciones menores en la secuencia de procesos y en los parámetros de operación de la planta.

En base a lo anterior la planta potabilizadora "Iztapalapa" sería concebida para su construcción en dos etapas; en la primera etapa la planta de osmosis inversa sería construida para el tratamiento de agua de acuífero contaminada y la línea de procesos físico-químicos sería construida para el tratamiento de agua residual efluente del tratamiento secundario.

El efluente de la línea de tratamiento avanzado de agua sería inicialmente usado para usos no-potables; el plan contemplaba que después de un periodo razonable de operación exitosa de los dos trenes, la cual sería certificada por todas las autoridades

involucradas, especialmente las autoridades de salud pública, el efluente del tren de ósmosis inversa sería mezclado con el efluente de la línea de tratamiento físico - químico de agua residual e inyectado al sistema de distribución de agua potable de la ciudad de México.

La planta potabilizadora Iztapalapa finalmente no fue construida, y en el curso de los últimos años las diferentes administraciones de la ciudad han presentado algunas propuestas de licitación de plantas de tratamiento semejantes a la anteriormente descrita, se tiene noticia que han salido a la luz dos licitaciones públicas internacionales las cuales no han concluido con éxito, quedando las propuestas en la fase de anteproyecto e ingeniería básica, estas licitaciones han sido para la Planta Potabilizadora "Iztapalapa" (1000 litros/seg. en 1993) diseñada para potabilizar el efluente secundario de la planta Cerro de la Estrella y la Planta Potabilizadora "Agrícola Oriental" (350 litros/seg. en 1995) diseñada para potabilizar agua de un acuífero contaminado en la zona oriente de la Ciudad de México.

La Fig.8-1 presenta el diagrama de bloques simplificado con algunos datos básicos de proceso de la planta potabilizadora "Iztapalapa" como fue propuesta originalmente por la DGCOH.

UNA POSIBLE PROPUESTA ALTERNATIVA

El proceso de tratamiento propuesto por la DGCOH fue estructurado con las tecnologías probadas que demostraron su confiabilidad para suministrar la calidad de agua requerida, estas tecnologías que podrían considerarse "convencionales" fueron la primera selección para la síntesis de un proceso de tratamiento avanzado cuyo propósito principal fue obtener agua con calidad potable de acuerdo a los criterios de la DGCOH a partir de dos fuentes de suministro de agua cruda : el efluente de una planta de tratamiento secundario y agua de acuífero contaminado.

Sin embargo es posible considerar otras propuestas alternativas para configurar el tren de procesos orientadas fundamentalmente a minimizar los siguientes factores:

- Corrientes de desecho líquidas o sólidas (lodos), y su impacto ambiental,
- Altos costos de operación por consumo de reactivos químicos y remplazamiento de carbón activado agotado y medios filtrante.

- Rápido ensuciamiento de membranas y su remplazamiento,
- Altos costos de operación por mantenimiento.

Para llevar a cabo la selección de procesos alternativos, en la tabla 8-1 se presenta el comportamiento cualitativo esperado de varios procesos de tratamiento avanzado con respecto a los contaminantes a ser removidos, en esta tabla se ha incluido el funcionamiento esperado de la microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración, ya que estas tecnologías de membranas han sido propuestas recientemente para reemplazar tecnologías convencionales orientadas fundamentalmente al pretratamiento, por ejemplo la microfiltración o ultrafiltración pueden reemplazar a la precipitación química con cal o a la clarificación - filtración con coagulantes metálicos como procesos de pretratamiento para la ósmosis inversa, la nanofiltración ha sido propuesta en lugar de la ósmosis inversa en la producción de agua potable y ha dado buenos resultados en la remoción de nitratos, moléculas orgánicas grandes, dureza y trazas de algunos metales pesados, la remoción de SDT en la nanofiltración esta limitada a un 70% normalmente, y en comparación a la alta remoción obtenida por ósmosis inversa esta situación puede presentar una ventaja si no se pretende desmineralizar completamente el agua tratada. Para estimar en forma aproximada la calidad de agua obtenida, la tabla 8-2 presenta un cuadro con las eficiencias de remoción esperadas para los principales contaminantes en los procesos alternativos del tratamiento avanzado de agua residual.

Como es posible proponer múltiples procesos de tratamiento alternativos con la capacidad de obtener la calidad de agua requerida, la selección de un proceso alternativo obviamente deberá estar soportada en el análisis comparativo de costos de inversión y operación, como un ejemplo en las figs. 8-2, 8-3 y 8-4 se presentan tres posibles alternativas de procesos para potabilizar agua residual de tratamiento secundario que podrían ser consideradas para una posterior evaluación de costos.

La alternativa No.1 es una variante a la propuesta de la DGCOH, consiste en un proceso de espumación para separar SAAM y dos trenes paralelos, del tren de ósmosis inversa siguiendo al proceso de clarificación química con cal, el cual tiene como propósito principal el pretratamiento del agua alimentada a ósmosis inversa y no la precipitación de fosfatos, el segundo tren introduce un proceso de biofiltración para nitrificar y desnitrificar auxiliado con preozonación, adsorción en carbón activado y postozonación, estas

operaciones tendrán como propósito inicial remover orgánicos refractarios, finalmente las dos corrientes efluentes mezcladas se enviarán a la desinfección con hipoclorito de sodio para el control biológico en la red de distribución, la relación de flujos entre las corrientes paralelas dependerá de la concentración de SDT requerido por el criterio de calidad del efluente final. Una desventaja de este proceso es la generación de una gran cantidad de lodos químicos, un consumo extensivo de reactivos químicos y posiblemente se estima alta inversión de capital inicial para el tren físico-químico.

En la alternativa No.2 se sustituye el pretratamiento con cal por la microfiltración, este proceso genera menor cantidad de lodos químicos, sin embargo las corrientes líquidas de rechazo de espumación, microfiltración y ósmosis inversa tendrían que ser concentradas para producir sólidos secos residuales y el líquido separado deberá ser reciclado a una etapa conveniente del proceso. Una posible desventaja podría ser el alto consumo energético para la recuperación de líquidos residuales y la alta inversión inicial en el equipo de microfiltración y ósmosis inversa, sin embargo este proceso tendría una descarga cero de líquidos residuales. En esta alternativa el tren de tratamiento físico-químico permanece igual a la alternativa No.1.

En la alternativa No.3 se propone la sustitución de la clarificación química con cal por la microfiltración como proceso de pretratamiento para la nanofiltración la cual sustituye a la ósmosis inversa, el tren de proceso físico - químico permanece igual a las alternativas No.1 y 2, en esta alternativa el tren basado en procesos de membranas deberá ser de mayor capacidad debido a la menor eficiencia de remoción de TDS de la nanofiltración, una posterior evaluación de esta alternativa en planta piloto podría llegar a concluir que el tren paralelo basado en preozonación-biofiltración-adsorción-postozonación no es necesario, y los procesos de ozonación y adsorción podrían pasar a formar parte del tren principal como procesos de pretratamiento previos a la nanofiltración.

El informe final de resultados en la planta DETAAR no considera ningún análisis de costos, y es de suma importancia que la toma de decisiones sobre la selección de un proceso y la construcción de una planta a escala mayor considere una evaluación técnico - económica muy bien soportada.

El estudio de costos es un tema amplio el cual por limitaciones debidas a la naturaleza de este trabajo están fuera del alcance del mismo, los estudios de costos pueden servir para varios propósitos tales como:

- Estudios para la selección de la alternativa mas efectiva en costos.
- Estudios de factibilidad técnico-económica detallados para la mejor alternativa.
- Análisis financiero para la obtención de los componentes del costo para estimar el precio de venta de producto ($\$/m^3$), para la recuperación del capital en un esquema de financiamiento para la adquisición del equipo, construcción de la planta, y la concesión de la operación y mantenimiento en un plazo establecido.

En este trabajo el principal interés esta en los estudios preliminares de evaluación de alternativas, para llevar a cabo este estudio se puede considerar un esquema de estimación de costos de capital basado en datos históricos de precios de equipos (gráficas o tablas de capacidad contra precio de compra) corregidos por inflación al tiempo presente usando índices de costos (EPA, Engineering News Record, Chemical Engineering) adecuados al tipo de operación o proceso unitario que se trate o conseguir las cotizaciones directas de proveedores y/o fabricantes. En términos generales hay dos principales componentes de costos a ser evaluados : Costos de capital y los costos anuales. Una forma de evaluar la alternativa mas efectiva consiste en seleccionar aquella que presenta los costos anualizados de producción mas bajos.

La tabla 8-3 presenta una propuesta de un cuadro de cálculo para estimación de costos para ser usado en un análisis de evaluación de alternativas, [Ref.8-5].

CONCLUSIONES FINALES

Actualmente se puede decir en términos generales que existen dos caminos diferentes para abordar el problema de la reutilización de las aguas residuales municipales y que este va unido al problema mayor del suministro de agua potable en la Cd. de México:

- Traer agua de fuentes externas al valle de México, racionalizar y optimizar el suministro de agua potable, y recuperar el agua residual para usos no potables.
- Recuperar el agua residual municipal por reinyección de agua tratada a los mantos acuíferos, reúso directo a suministro de agua potable y racionalizar y optimizar el suministro de agua potable, y reusar el agua residual para usos no potables.

Actualmente las autoridades responsables del suministro de agua a la Cd. de México han optado por la primera opción con la construcción de un acueducto periférico de grandes dimensiones que deberá suministrar agua potable a las zonas sur y este del D.F. desde el sistema Cutzamala, la obra esta muy avanzada, en Diciembre de 1993 se inicio la construcción de la tercera etapa y aun cuando su terminación estaba programada para Diciembre de 1998, esta aún no ha terminado, pero se estima que a la terminación de esta no llevará la capacidad para la cual fue diseñada. Esta clase de obras siempre han sido vistas como un orgullo de la ingeniería mexicana, por la cúpula gubernamental en turno y las grandes empresas constructoras que se benefician sexenio tras sexenio con esta inversion publica. Poco o nada se ha hecho con el reuso del agua residual o la recuperación de agua de lluvia.

En el año de 1995 se publico un estudio sobre el suministro de agua en la ciudad de México patrocinado por la "National Academy of Sciences" y el "National Research Council" de los E.U.A, en el que se concluye que:

"... la recarga artificial del acuífero con aguas residuales municipales recuperadas ofrece particularmente un potencial significativo para usos no potables y puede reducir la demanda de agua pura limitada con un riesgo mínimo para la salud, si se considera la recarga artificial para usos potables indirectos los riesgos para la salud pueden ser mayores y la aceptación del publico incierta".

El estudio de la National Academy of Sciences concluye también que:

"...el reúso de agua residual como agua potable puede ser factible, sin embargo el efecto a largo plazo de esta forma de reúso sigue en duda y por lo tanto representa una preocupación. Aún esta por determinarse el efecto potencial que la exposición muy prolongada a los distintos químicos que se encuentran en las aguas residuales recuperadas puede tener para la salud. Otra gran preocupación es la posible presencia de restos orgánicos en el agua de desecho sin tratar, no detectados por las pruebas analíticas y que no puedan ser eliminados por las tecnologías actuales. Por estas razones (y tal vez por otras, como la falta de aceptación del público) la reutilización directa del agua residual como agua potable debe ser considerada con precaución y representar la opción menos deseable para resolver un problema de escasez de agua" [Ref. 8-2].

Se puede decir que las conclusiones anteriores reflejan un punto de vista norteamericano para un problema mexicano que tiende a limitar la alternativa del reúso directo o indirecto descalificándola como la opción menos viable argumentando efectos potenciales sobre la salud desconocidos.

Sin embargo existen otros puntos de vista diferentes, en Sudáfrica se ha empleado el reúso directo, y en Europa se han hecho grandes avances en la aplicación de procesos biológicos en el tratamiento de agua contaminada para usos potables.

Un reporte reciente, [Ref.8-3] indica que el uso de procesos biológicos en el tratamiento de agua potable es común en Europa, fundamentalmente para el control del COT (Carbón orgánico total), COA (Carbón orgánico asimilable), Nitrógeno y trazas de contaminantes orgánicos, sin embargo en el mismo reporte se advierte sobre los posibles efectos desconocidos a la salud de microcontaminantes orgánicos aun no detectados que pueden ser generados por la actividad microbiana en los lechos de carbón activado y en la oxidación con ozono por ejemplo.

Finalmente después de llevar a cabo el análisis y crítica de los resultados de potabilización del agua residual en la planta piloto DETAAR se puede concluir que:

- 1) La potabilización del agua residual municipal de la Ciudad de México es un objetivo técnicamente factible de alcanzar y con resultados de calidad probados que puede competir con otras alternativas como traer agua de fuentes externas.
- 2) La puesta en operación de la planta piloto DETAAR para investigar las posibilidades del tratamiento avanzado de aguas residuales en la ciudad de México puede ser considerada como el primer intento serio de resolver los problemas de abastecimiento de agua de primer uso con tecnologías de tratamiento propias del dominio de la ingeniería química y presento una oportunidad sin precedentes para desarrollar tecnología propia de tratamiento de agua en nuestro país, sin embargo desafortunadamente la falta de una visión estratégica a largo plazo, la falta de capacidad y la ignorancia han sido responsables del abandono de esta planta y del proyecto de investigación, perdiéndose la oportunidad de poner a México entre el selecto grupo de países que desarrollan tecnologías y procesos de tratamiento de agua comercialmente competitivos.

- 3) La desgasificación de amoníaco no es un proceso que elimina totalmente el nitrógeno del agua, quedando remanente los nitritos y nitratos producidos por la nitrificación, por lo tanto un posterior proceso de denitrificación es requerido .
- 4) La observación experimental demostró que es posible llevar a cabo el fenómeno de nitrificación en la columna agotadora de amoníaco y en la columna de carbón activado, este fenómeno se presentó de manera espontanea y no se contempló originalmente como parte del experimento, la presencia de este fenómeno parece indicar que algún tipo de proceso de nitrificación biológica pudiera ser una alternativa interesante para remover el nitrógeno amoniacal del agua, este proceso bien pudiera ser la nitrificación - denitrificación en lechos empacados sumergidos la cual es mucho mas eficiente que la volatilización de amoníaco en torres empacadas y tiende a confirmar una idea actual de que el tratamiento avanzado del agua residual para fines de potabilización no puede ser visto sin la intervención de los procesos de tratamiento biológico ya que ha sido demostrado que los procesos fisico-químicos son insuficientes para lograr la calidad de agua requerida.
- 5) La planta de tratamiento avanzado deberá consistir en dos trenes paralelos; uno basado en la ósmosis inversa y el otro basado en la biofiltración, los cuales deberán mezclar sus efluentes para dar la calidad requerida. La relación de flujos entre los trenes principales de ósmosis inversa y biofiltración deberá asegurar la calidad del agua potable relativa a la concentración de SDT y $N-NH_4^+$ principalmente bajo un riguroso balances de materiales.
- 6) Se requiere experimentar con otras tecnologías de membranas tales como microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración las cuales pueden reducir únicamente la dureza total del agua evitando la desmineralización y el tratamiento químico, bajo este esquema se puede proponer un solo tren de tratamiento complementado con las operaciones de adsorción en carbón activado, biofiltración, ozonación y desinfección final.

- 7) Se requiere llevar a cabo mayor trabajo de investigación sobre la formación de los productos de oxidación de compuestos orgánicos en el tratamiento con ozono y sus efectos en la salud.
- 8) La prueba tradicional de DBO no es lo bastante sensitiva a bajas concentraciones de carbón como un indicador de la cantidad de materia orgánica biodegradable, en su lugar recientemente se ha propuesto el concepto de carbono orgánico fácilmente asimilable (AOC por sus siglas en ingles) como el indicador de la fracción del TOC que es fácilmente biodegradable, por lo tanto se deberá incluir en la caracterización del agua el AOC y el TOC.
- 9) Los tratamientos biológicos no han sido usado en los E.U.A y su experiencia en este campo es limitada, por lo tanto cualquier recomendación de institutos, sociedades o agencias gubernamentales estadounidenses sobre la posibilidad de repotabilizar el agua residual deberá ser analizado tomando puntos de vista alternativos.
- 10) La mayoría de los contaminantes orgánicos solubles son pobremente removidos por los tratamientos de agua convencionales y permanecen en el producto final, por otra parte los procesos biológicos son una alternativa potencial al relativamente costoso y en algunos casos poco efectivo tratamiento físico-químico para la remoción de contaminantes orgánicos, compuestos de nitrógeno, hierro y manganeso.
- 11) La bioxidación de materia orgánica y N-amoniacal disminuye el desarrollo de microorganismos en los sistemas de distribución y la formación de productos secundarios precursores en la desinfección.
- 12) Se requieren estudios de cinética de las reacciones biológicas que se llevan a cabo para determinar las concentraciones mínimas de sustrato necesario para mantener la operación de los bioreactores. Se requiere mas trabajo experimental para entender los procesos de biodegradación de compuestos orgánicos sintéticos y naturales en el rango de bajas concentraciones encontradas en el tratamiento de repotabilización de agua residual.

- 8) Se requiere incluir en los estudios de factibilidad técnico - económica, las estrategias para minimizar la producción de corrientes líquidas de desecho, así como el tratamiento y disposición de los lodos químicos y orgánicos generados en la planta.

REFERENCIAS

- 8-1 Rodríguez J. Alejandro, "El reúso en la Ciudad de México", Revista Hidráulica Urbana, Dirección General de Operación y Construcción Hidráulica, No. 2, Junio 1997.
- 8-2 "El suministro de agua de la ciudad de México - Mejorando la sustentabilidad", National Research Council, Academia de Investigación Científica, A.C., Academia Nacional de Ingeniería, A.C., National Academy Press, Copyright © 1995 by the National Academy of Sciences, Washington, D.C.
- 8-3 Edward J. Bouwer and Patricia B. Crowe, "Biological Process in Drinking Water Treatment", Journal AWWA, Research and Technology, 82-93, September 1988.
- 8-4 Metcalf & Eddy, Wastewater Engineering, Treatment, Disposal & Reuse, McGraw-Hill International Editions, Third Edition, 1991.
- 8-5 Wastewater Treatment Plants Operations and Maintenance Services, DynCorp-Viar, Fax Communication, Tom Delaney a Juan Carlos Vergara, Mayo 3, 1993.

FIG. 8-1 PLANTA IZTAPALAPA DIAGRAMA DE BLOQUES

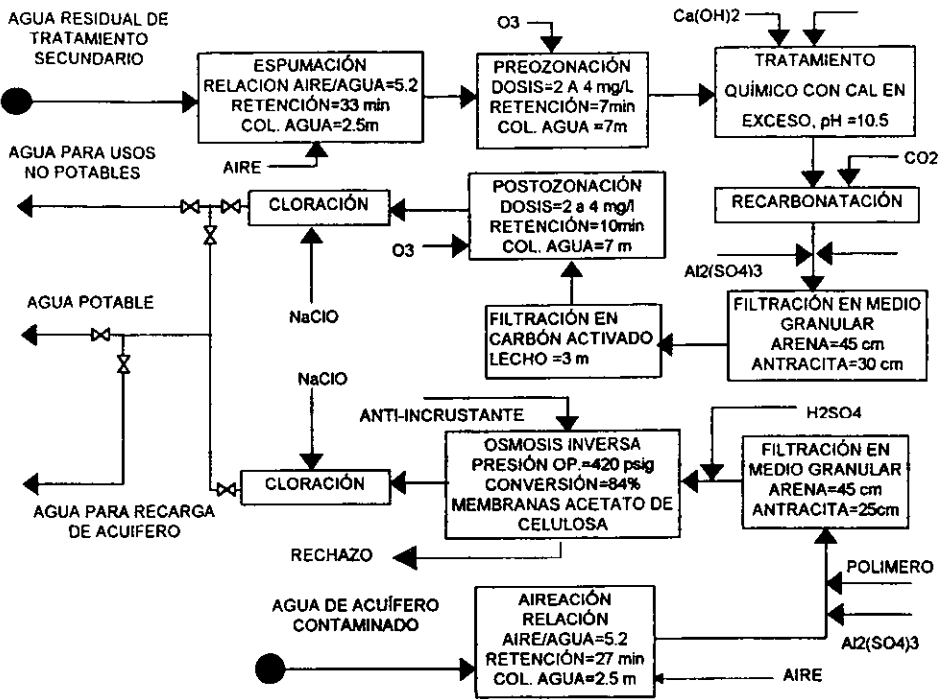


Fig. 8-2 ALTERNATIVA No.1

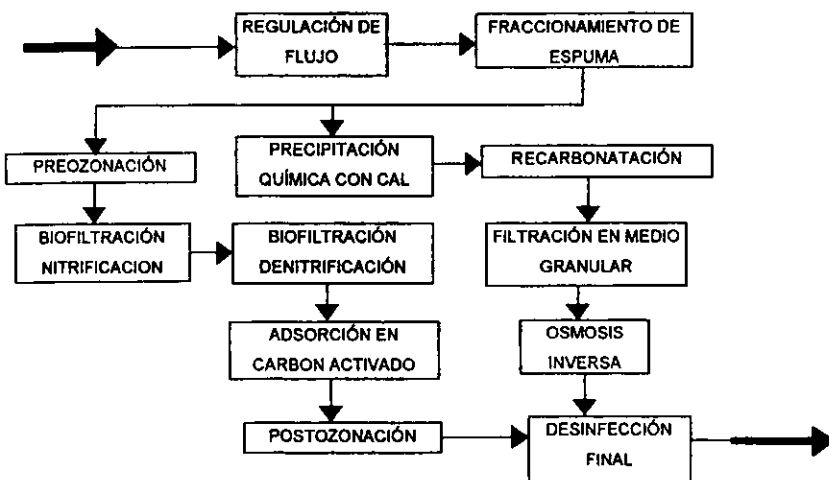


Fig. 8-3 ALTERNATIVA No.2

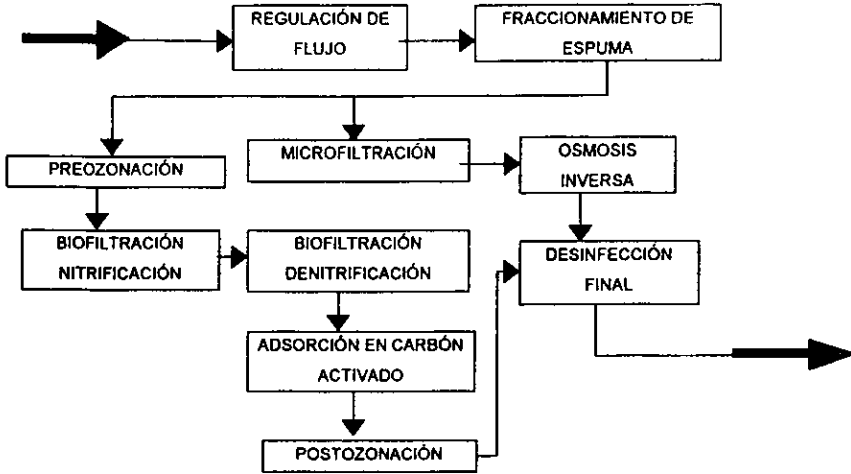


Fig. 8-4 ALTERNATIVA No.3

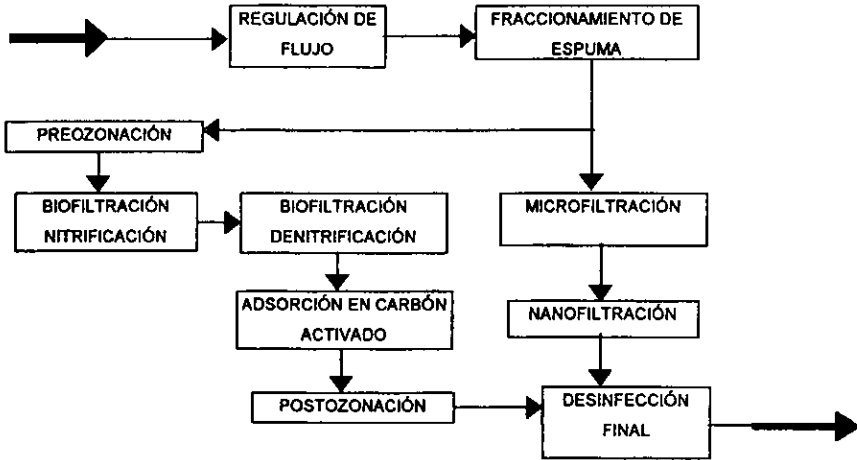


Tabla 8-1 Funcionamiento cualitativo de los procesos de tratamiento avanzado

Categoría	Precipitación con cal y recarbonatación	Coagulación y Clarificación	Filtración (a)	Desgasificación de amoníaco (b)	Biofiltración en lechos sumergidos(e)	Cloración al punto de quiebre	Microfiltración/ ultrafiltración	Nanofiltración	Ósmosis inversa (c)	Carbón activado granular (c)	Desinfección química (d)
SDT	P	P	P	P	P	P	P	G	G-E	P	P
Amoníaco	P	P	P	G	E	E	ND	ND	G	P	P
Nitratos	P	P	P	P	E	P	P	G	G	P	P
Dureza total	G-E	P	P	P	P	P	P	G	E	P	P
COT	F	F	P	F	G-E	P	P	E	G-E	F-E	P
Trazas de metales pesados	F-G	F-G	P	P	P	P	P	G	G-E	P-G	P
Sulfatos	P	P	P	P	P	P	P	G	E	P	P
Cloruros	P	P	P	P	P	P	P	F	E	P	P
Sólidos suspendidos	G	G	G-E	P	G-E	P	E	E	E	F	P
Patógenos	E	G	E	P	P	E	G	E	E	F	E

Notas

a Filtración siguiendo a la precipitación química con cal

b Desgasificación de amoníaco siguiendo a la precipitación química con cal

c Ósmosis inversa y carbón activado granular siguiendo a la precipitación química y filtración

d Desinfección con cloro libre, cloro combinado, ozono o dióxido de cloro

e La biofiltración en lechos sumergidos empacados comprende la nitrificación y desnitrificación biológica para llevar el N-NH3 y N-Orgánico a N2 gaseoso.

Significado de los símbolos.

- P = Pobre remoción (0% a 30%)
- F = Mala remoción, (30% a 60%)
- G = Buena remoción, (60% a 90%)
- E = Excelente remoción, (90% a 100%)
- ND = Remoción no determinada

Referencias:

- 1 AWWA, Water Quality & Treatment, 4th ed., 1990.
- 2 WPCF, Water Reuse MOP SM-3, 2nd ed., 1989.
- 3 Panel on Quality Criteria for Water Reuse, Board on Toxicology and Environmental Health Hazards, Commission on Life Sciences, & National Research Council, Quality Criteria for Water Reuse, National Academy Press, 1982.
- 4 Proceedings, AWWA Seminar on Emerging Technologies in Practice, Water Quality Division, Emerging Membrane Process for Drinking Water Treatment, 1990.

Tabla 8-2 Procesos alternativos de tratamiento avanzado

Categoría	Contaminante	Proceso Alternativos	Eficiencia de remoción típica %
SDT	SDT	Ósmosis inversa	90
		Microfiltración	10
		Nanofiltración	70
		Precip. con cal y filtración	10
Dureza	Dureza (Ca & Mg) como CaCO ₃	Precip. con cal y filtración	30
		Nanofiltración	80
		Ósmosis inversa	95
Nitrógeno	N-NH ₄ , N-NO ₃ , N-O N-NH ₄ , N-NO ₃ , N-O N-NH ₃ , NTK N-NH ₃ N-NH ₄ , N-NO ₃ N-NH ₃ , NTK	Ósmosis inversa	80
		Nanofiltración	50
		Biofiltración	95
		Desgasificación	95
		Intercambio iónico	95
		Cloración "Breakpoint"	90
Fosforo	PO ₄	Precipitación química	80
		Ósmosis inversa	90
Detergentes	SAAM	Espumación	75
		Carbón Activado(GAC)	90
		Oxidación (ozono)	95
		Ozono-GAC	99
Trazas de Metales	Aluminio Arsénico Bario Boro Cadmio Cromo Flúor Plomo Mercurio Selenio Plata	Ósmosis inversa	90
		Nanofiltración	85
		Precipitación con cal	60
Cloruros Sulfatos	Cl SO ₄ Cl SO ₄	Ósmosis inversa	90
		Ósmosis inversa	90
		Nanofiltración	30
		Nanofiltración	60
Sólidos suspendidos	Túrbidez	Filtración directa	90
		Ultrafiltración	95
		Microfiltración	95
		Nanofiltración	95
		Ósmosis Inversa	95
		Precip. con cal y filtración	90
Orgánicos	COT	Ósmosis inversa	90
		Nanofiltración	90
		Microfiltración	20
		GAC	75
		Ozono-GAC	>75
		Precip. con cal y filtración	25
Patógenos	Coliformes Virus	Precipitación con cal	99.99
		Ósmosis inversa	
		Nanofiltración	
		Ultrafiltración	
		Desinfección química	

TABLA 8-3 CUADRO DE CALCULO PARA ESTIMACION DE COSTOS

Capacidad de producción anual de diseño	Q	m3	
Factor de planta	$\frac{\text{Producción anual}}{\text{Capacidad de diseño}}$		
INVERSION FIJA			
Costos directos de capital	Símbolo	valor	
1. Equipo básico (precio de compra, L.A.B.)		\$	
2. Instalación de equipo básico		\$	
Costo de equipo instalado	a=1+2	\$	
3. Tubería (instalada)		\$	
4. Equipo eléctrico y materiales (instalado)		\$	
5. Instrumentación		\$	
6. Preparación del sitio		\$	
7. Oficinas, laboratorio, almacén etc.		\$	
Subtotal costos directos	A=1+...+7	\$	
Costos indirectos de capital			
6. Ingeniería		\$	
7. Construcción		\$	
8. Contingencias		\$	
9. Costos de arranque		\$	
Subtotal costos indirectos de capital	B=6+...+9	\$	
Costo total de capital depreciable	C=A+B		\$
Otros costos de capital (no depreciable)			
10. Terreno		\$	
11. Capital de trabajo		\$	
Total otros costos de capital	D = 10+11		\$
Gran total de costos de capital	E=C+D		\$
COSTOS ANUALES			
Costos de operación y mantenimiento (O&M)			
12. Sueldos y salarios		\$	
13. Costo de productos químicos		\$	
14. Materiales y suministros para mantenimiento		\$	
15. Reemplazamientos (membranas, cartuchos, carbón activado, etc.)		\$	
16. Combustibles		\$	
17. Energía eléctrica		\$	
Total costos anuales de O&M	F=12+...+17		\$
Otros costos anuales			
18. Impuestos		\$	
19. Seguros		\$	
Total otros costos anuales	G=18+...+19		\$
Inversión fija anualizada			
Tasa de interés	i	%	
Tiempo de vida de la planta	n	años	
Factor de recuperación de capital	$CFR = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} =$		
Cargos fijos anuales	H=E x CFR		\$
COSTOS TOTALES ANUALES	I=F+G+H		\$
COSTOS UNITARIOS DE PRODUCCION	$= \frac{I}{Q \times \text{Factor de planta}} =$		\$ / m3