

IV-Mijaylova-México-1

TRATAMIENTO DE AGUAS DE LA DESALACIÓN DEL PETRÓLEO PARA SU APROVECHAMIENTO EN INYECCIÓN AL SUBSUELO

Petia Mijaylova Nacheva ⁽¹⁾

Instituto Mexicano de Tecnología del Agua

Ingeniera Civil por el Instituto Superior de Ingeniería Civil de Sofía, 1978. Especialidad en Tratamiento de Aguas. Doctorado en Ciencias Técnicas del Instituto Superior de Ingeniería Civil de Moscú, 1989. Actualmente especialista en Tratamiento de Aguas Residuales, IMTA. Profesora en el Postgrado de Ingeniería Ambiental, UNAM Campus Morelos. Investigador Nacional Nivel I. Titular de la Academia de Ingeniería.

Peter Birkle ⁽²⁾

Instituto de Investigaciones eléctricas

Esperanza Ramírez Camperos ⁽³⁾

Instituto Mexicano de Tecnología del Agua

Luciano Sandoval Yoval ⁽⁴⁾

Instituto Mexicano de Tecnología del Agua

Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, Paseo Cuauhnáhuac 8532, Col. Progreso, Jiutepec, Mor., México - 62550, Tel. (777) 329-36-00 Ext. 430 y 432, (777) 329-36-22, Fax (777) 319-43-81, E-mail: petiam@tlaloc.imta.mx

RESUMEN

En el proceso de desalación del petróleo crudo se generan aguas residuales (aguas congénitas). Estas aguas pueden ser utilizadas en los pozos de inyección al subsuelo, sustituyendo el agua de primer uso requerida en la recuperación secundaria de los yacimientos. Para lograr esta reutilización, se necesita aplicar un tratamiento a las aguas residuales. El objetivo de este estudio fue definir y desarrollar el mejor sistema de tratamiento de las aguas congénitas que permite obtener un efluente con la calidad adecuada para su aprovechamiento en los pozos de inyección. La caracterización del agua congénita indicó un alto contenido de cloruros y de sodio, así como una dureza extremadamente alta (4,500-4,800 mg/L). Además, el agua contiene bicarbonatos, sulfuros e hidrocarburos (DQO de 2,500-2,900 mg/L). El estudio de tratabilidad se realizó en dos etapas: pruebas en laboratorio y simulación física de trenes en planta piloto. En laboratorio se estudió la factibilidad de diferentes procesos y de sus combinaciones: precipitación-coagulación y sedimentación, oxidación química, filtración, adsorción, aeración, descarbonatación, e intercambio iónico. Se determinaron las mejores dosis de los reactivos químicos, seleccionados con base en la efectividad de los procesos, se identificaron los mejores materiales de filtración y adsorción, las condiciones de retrolavado, los parámetros de desorción para la remoción de bicarbonatos, las capacidades de las resinas de intercambio aniónico y catiónico. Con base en el análisis de los resultados se propusieron cuatro trenes de tratamiento cuya simulación física se realizó en planta piloto. La evaluación y el análisis comparativo de las trenes indicó que el mejor tratamiento de las aguas congénitas para su aprovechamiento en sistemas de inyección al subsuelo resultó ser el ablandamiento del agua (cal-carbonato de sodio), seguido por oxidación con peróxido, descarbonatación y filtración.

Palabras Clave: Aguas residuales; desalación del petróleo; tratamiento.

INTRODUCCIÓN

El petróleo crudo contiene sales y agua emulsionada, los cuales deben ser removidos antes de su refinación. En México, PEMEX-Extracción realiza la desalación y deshidratación del crudo mediante la separación del agua por campo eléctrico que debilita la barrera interfacial agua-aceite. En este proceso se genera un efluente de agua residual, llamado agua congénita. Su composición depende

del tipo de petróleo que se extrae y procesa, crudo ligero o crudo Maya (pesado), así como de las técnicas de extracción: ascenso por bombeo o por inyección de gases, inundación con vapor, deshidratación con el uso de polímeros. Generalmente el agua congénita contiene sales inorgánicas en altas concentraciones e hidrocarburos. La disposición de este desecho es difícil por los peligros de salificación de los cuerpos receptores (agua o suelo) y por la presencia de compuestos tóxicos. Para prevenir impactos negativos al medio ambiente, se requiere de la implementación de sistemas de tratamiento con procesos avanzados de alto costo, tales como la desmineralización y la oxidación química.

El manejo de las aguas congénitas puede ser más costo-efectivo si se encuentra un aprovechamiento adecuado de este desecho que permita la simplificación de su tratamiento. La posibilidad de realizar esta alternativa se ha visto en el proceso de recuperación secundaria de los yacimientos, el cual consiste en el desplazamiento de las capas de petróleo hacia los pozos de extracción para aumentar su productividad. El desplazamiento se puede realizar ejerciendo presión en las periferias de los campos petroleros mediante la inyección de gas o agua. La inyección de agua es el método más económico y por lo tanto el más utilizado en las plantas de extracción nacionales. El uso de agua congénita en los pozos de inyección ofrece una oportunidad para su aprovechamiento, sin la necesidad de remover la salinidad ya que el agua se inyecta a grandes profundidades. Además, con el uso del agua congénita en la recuperación de los yacimientos se lograría una disminución del consumo de agua de primer uso. Considerando los beneficios potenciales de la utilización de aguas congénitas en los pozos de inyección, PEMEX ha realizado varios estudios y ha construido instalaciones experimentales en campos de extracción con diferentes formaciones rocosas. La inyección de agua congénita sin ningún tratamiento previo más que una simple sedimentación, ha provocado problemas de colmatación en los pozos de inyección y taponamiento de las formaciones, las cuales son generalmente areniscas de grado medio a fino. En atención a esta problemática, se realizó un estudio de la tratabilidad de aguas congénitas provenientes de uno de los campos de extracción de petróleo en México. El objetivo del estudio fue determinar la efectividad de diferentes trenes y seleccionar el mejor sistema de tratamiento de las aguas congénitas para su aprovechamiento en los pozos de inyección al subsuelo. Con base en los resultados de las pruebas en laboratorio y planta piloto, se determinaron los parámetros de operación del sistema, se realizó su diseño conceptual y se estimaron los costos de la instalación para la realización del tratamiento.

METODOLOGÍA

La realización del estudio empezó con la caracterización físico-química y microbiológica de las aguas congénitas, con base en la cual se plantearon diferentes opciones de tratamiento para la remoción de los contaminantes que pudieran provocar problemas de depósitos, precipitaciones e incrustaciones, tanto en los pozos de inyección, como en el subsuelo. Como teóricamente factibles fueron considerados los procesos de precipitación-sedimentación, preaeración, oxidación, filtración, adsorción, descarbonatación e intercambio iónico. Para determinar la efectividad de los procesos propuestos y de sus combinaciones, se realizaron pruebas de tratabilidad en laboratorio (Figura 1) utilizando como modelo agua congénita generada en las instalaciones de uno de los complejos industriales para extracción de petróleo en México. Las pruebas de precipitación (ablandamiento con reactivos químicos) seguida por sedimentación y las de oxidación se realizaron con aguas crudas utilizando diferentes reactivos químicos y variando sus dosis. Se estudió la factibilidad de aplicar preaeración del agua congénita, determinando la cantidad de materia orgánica volatilizada en este tratamiento. En una serie de experimentos la oxidación química se aplicó a agua pretratada mediante precipitación-sedimentación. Los parámetros de respuesta fueron: SST, dureza total y de Ca, DQO, CT, COT, sulfuros, turbiedad, color, pH, SDT, conductividad. En las pruebas, además de la efectividad de los procesos, se determinaron los mejores reactivos químicos, sus dosis, concentraciones y la forma de adicionarlos, los tiempos de reacción, efecto del pH y de la temperatura, duración de la sedimentación y las cantidades de sedimento formado.

La filtración se estudió en columnas empacadas con arena sílica, usando agua congénita pretratada mediante precipitación con cal y carbonato de sodio, seguida por una sedimentación. Se determinaron la mejor tasa de filtración y la duración de los ciclos de filtración y retrolavado. Como parámetros de respuesta se usaron: turbiedad, color y DQO. En las pruebas de adsorción se

probaron diferentes tipos de carbones activados, determinando sus isotermas y capacidades de adsorción. Se trabajó con agua pretratada mediante precipitación, sedimentación y filtración. Con el mejor carbón se realizaron pruebas en columna, mediante las cuales se seleccionaron las mejores tasas de filtración en filtros con carbón activado. Los parámetros de respuesta en estas pruebas fueron las mismas que los usados para el estudio del proceso de filtración.

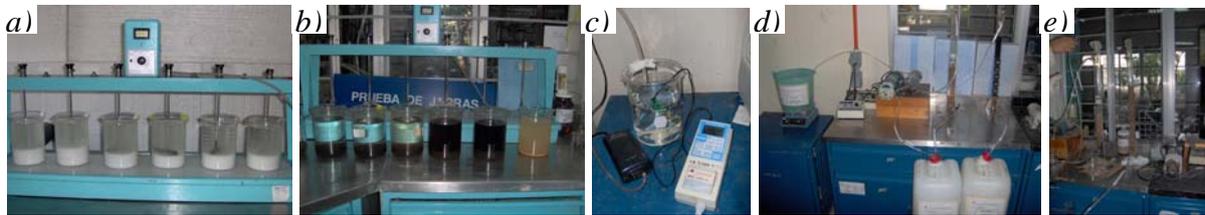


Figura 1. Pruebas en laboratorio: (a) precipitación y sedimentación, (b) oxidación química, (c) descarbonatación, (d) filtración y adsorción en columnas, (e) intercambio iónico.

La descarbonatación mediante acidificación y aeración se estudió tanto con el agua cruda, como con efluentes de los diferentes procesos de tratamiento, determinando la remoción de los bicarbonatos a diferentes pH con un flujo de aire constante. Las resinas intercambiadoras fueron sometidas primero a pruebas de determinación de su capacidad, después de lo cual se realizaron experimentos en columnas para seleccionar las mejores tasas de operación de los filtros intercambiadores. Se usaron resinas catiónicas fuertemente ácidas en ciclo sodio y en ciclo H^+ y resinas aniónicas fuertemente básicas. Los parámetros de control fueron: Na, Ca, Mg, Fe y Ba, Si, carbonatos y bicarbonatos, cloruros, sulfatos, pH y conductividad.

Con base en los resultados obtenidos se propusieron opciones de trenes para el tratamiento de las aguas congénitas y se realizó el escalamiento de los procesos a nivel piloto. La simulación física de los trenes de tratamiento se realizó en la planta piloto del IMTA (Figura 2). Durante la evaluación del primer tren se realizó una variación del caudal en dos niveles. Los procesos unitarios se optimizaron, se determinaron con precisión los parámetros de operación y de diseño, se evaluó la posibilidad de recircular el lodo de la unidad de sedimentación para reducir el consumo de reactivos químicos en el ablandamiento. Adicionalmente se determinaron las características del lodo residual formado en el proceso de ablandamiento. Las simulaciones de los trenes a nivel piloto se realizaron controlando los siguientes parámetros: SST, DQO, COT, CT, GyA, dureza total y dureza de Ca, turbiedad, color, pH, carbonatos, bicarbonatos, alcalinidad, conductividad, Ca, Mg, Ba, Fe, Si, sulfuros, sulfatos, cloruros. Los análisis de los parámetros de calidad del agua se realizaron de acuerdo al *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*, 1998. Los análisis elementales se realizaron por absorción atómica. Para la caracterización del agua cruda se realizaron y análisis cromatográficos.



Figura 2. Simulación física de diferentes trenes de tratamiento de las aguas congénitas en planta piloto: (a) ablandamiento; (b) descarbonatación, oxidación química, filtración y adsorción; (c) intercambio iónico.

Para la selección del mejor tren de tratamiento, es necesario conocer con precisión la calidad requerida del agua tratada. Sin embargo, hasta el momento no se han elaborado recomendaciones con respecto a la calidad del agua para su inyección al subsuelo con el fin de desplazar el petróleo crudo. Por lo anterior, la inyectabilidad del agua tratada se estudió experimentalmente. Las pruebas de inyección se realizaron por el departamento de Geotermia del Instituto de Investigaciones Eléctricas. En condiciones controladas de presión y temperatura, muestras de todos los efluentes de los trenes de tratamiento se inyectaban en núcleos extraídos de las formaciones areniscas de la zona de Poza Rica. Se determinaban los cambios en la permeabilidad y la composición mineralógica de las muestras. Los resultados de estas pruebas, así como el análisis comparativo de las características de los efluentes, permitieron seleccionar la mejor calidad del agua tratada y de allí el tren de tratamiento más adecuado para la reutilización deseada de las aguas congénitas.

RESULTADOS

Las características físico-químicas de las aguas residuales de la desalación del petróleo, obtenidas con base en los resultados de tres muestreos en diferentes períodos del año, se presentan como promedios en la Tabla 1. Como se puede observar, el agua es muy salina, con una dureza extremadamente alta, contiene sulfuros y amoníaco. La salinidad está constituida básicamente por cloruros y sodio. La dureza de Ca es en un 10% mayor que la de Mg, casi 50% de la dureza es de no carbonatos. La alcalinidad se debe a los bicarbonatos presentes en el agua. Se analizaron, pero no se detectaron: Ag, Al, As, Be, Cd, Co, Cr, Ni, Pb, Se, Ti, V, Zn, Se. Tampoco se encontraron fluoruros, nitratos, nitritos, ni fosfatos.

Tabla 1. Características del agua residual de la desalación del petróleo.

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
pH	6.86	Sulfuros, mg/L	152
SST, mg/L	108	Alcalinidad, mg/L	1,084
GyA, mg/L	75	N-NH ₄ , mg/L	54
DQO, mg/L	2,690	Sulfatos, mg/L	148
COT, mg/L	140	Cloruros, mg/L	24,957
Dureza total, mgCaCO ₃ /L	4,490	Conductividad, mS/cm	61,233
Dureza Ca, mgCaCO ₃ /L	2,738	Carbón inorgánico, mg/L	164
Ca, mg/L	1,130	Si, mg/L	34
Mg, mg/L	288	P, mg/L	0.1
Fe, mg/L	0.73	Bromatos, mg/L	133
Mn, mg/L	0.29	B, mg/L	33.5
Na, mg/L	16,100	Turbiedad, UNT	25
K, mg/L	830	Color, UC PtCo	385
Ba, mg/L	3.8	Temperatura, °C	36.6
Sr, mg/L	97	Cu, Li, mg/L	0.02

En el agua congénita hay un alto contenido de compuestos orgánicos. El carbón orgánico presentó variaciones entre 120 y 235 mg/L, la DQO entre 2,500 y 2,900 mg/L. Alrededor de 300mg/L de la DQO corresponde a los sulfuros. Los análisis cromatográficos indicaron la presencia de compuestos volátiles, los más abundantes fueron los BTEX, el benceno en forma específica. Se calculó que los BTEX constituyen el 2-9% de la DQO y 6-31% del COT determinados analíticamente. En el agua congénita hay también hidrocarburos alifáticos volátiles, su concentraciones llega a 1,166 ppm, de éstos los más abundantes son los de cadena C9 a C12 (1,153 ppm). Los compuestos semivolátiles fueron básicamente hidrocarburos lineales de cadena larga (rango disel). De los hidrocarburos extractables, los compuestos aromáticos y los alifáticos estuvieron en partes iguales. De la fracción de alifáticos, la mitad son de C9 a C18 y la otra mitad de C19 a C36. Poliaromáticos fueron determinados en concentraciones muy pequeñas, de 0.001ppm. El análisis microbiológico indicó que el agua residual no contiene microorganismos patógenos.

Con base en el análisis de la composición de las aguas congénitas y considerando las características y la composición del subsuelo en la zona donde se realizará la inyección del agua tratada, se identificaron los contaminantes cuya remoción es indispensable. En primer lugar, para evitar el fenómeno de colmatación, se necesita remover completamente los sólidos suspendidos (SST, turbiedad) y los compuestos que provocan precipitaciones, tales como los compuestos de Ca y Mg (dureza del agua), el Fe, el Ba, los bicarbonatos, los sulfuros y los silicatos. La materia orgánica constituida por la fracción de pesados puede contribuir a la colmatación de las estructuras porosas en la zona de inyección, por lo cual su remoción es también necesaria. El grado de remoción del resto de los contaminantes se determinó experimentalmente con base en las pruebas de inyectabilidad.

Las pruebas de precipitación indicaron que el ablandamiento con cal y carbonato de sodio, seguido por una sedimentación es un tratamiento efectivo para la remoción de la dureza (más de 98%), adicionalmente se removían los SST y la turbiedad (85-95%), el color (60-90%) y el 20-40% de la materia orgánica. Las mejores dosis fueron de 2.5 g/L para la cal y de 6.0 g/L para el carbonato de sodio, obteniéndose valores de pH de 10.8-11.3. Las mejores concentraciones de las soluciones fueron de 5% para la cal y de 10% para el carbonato de sodio. El tiempo necesario para las reacciones y para la sedimentación fue de 0.5 y de 0.7 horas respectivamente. El incremento de la temperatura en el intervalo 22-60°C no incrementaba la remoción de la dureza del agua pero reducía el tiempo de reacción. La cantidad de lodo formado en el tratamiento fue considerable. Con las mejores dosis de los agentes precipitantes se obtenían volúmenes de lodo alrededor de 15% del volumen del agua tratada.

La oxidación química con H₂O₂ del agua congénita cruda indicó una efectividad relativamente baja, con remociones de COT de solamente 10%, lo cual se atribuye a la alta dureza y salinidad del agua. El uso de catalizadores (reacción Fenton), además de provocar precipitaciones, aumento del color y de la turbiedad del agua, introduce iones Fe²⁺, lo cual no es conveniente para los fines de inyección del agua tratada. La oxidación con H₂O₂ puede ser utilizada como una segunda etapa en el tratamiento, después del ablandamiento, para la remoción de la materia orgánica y también de los sulfuros ya que en el proceso de ablandamiento los sulfuros prácticamente no se remueven. Aplicando la oxidación al efluente del ablandamiento, los sulfuros se oxidan a sulfatos si el efluente no se acidifica, o a azufre si se neutraliza o acidifica. Las pruebas de oxidación con H₂O₂ del efluente del proceso de ablandamiento, el cual tiene un pH alcalino, indicaron que su acidificación no se necesita. Con dosis del H₂O₂ al 50% de 2 ml/L se eliminaron completamente los sulfuros y un 40-50% del COT, con 4ml/L, además de los sulfuros se removió el 90% del COT. Se determinó que para la remoción completa del COT se requiere una dosis de 8ml/L.

Las pruebas de aeración simple, por difusión de aire en el agua congénita, indicaron una remoción de la materia orgánica (DQO y COT) de 50-53% en 24 horas de aeración con 1.3 m³.m⁻².h⁻¹. Después de los 24h la concentración permanecía constante. Ya que el principal mecanismo de remoción es por desorción de los compuestos volátiles, este resultado indica que casi 50% de la materia orgánica presente en el agua congénita consiste de compuestos orgánicos volátiles, que son hidrocarburos ligeros, además de los BTEX que se han cuantificado con precisión. En la prueba de aeración con un flujo de aire menor, de 0.3 m³.m⁻².h⁻¹, la remoción de DQO y COT fue de 32% en 24h y de 36% en 47h. Esto significa que 30% de la materia orgánica consiste de compuestos volátiles que se desorben muy fácilmente. Otro resultado importante de esta prueba fue que en la aeración del agua con el flujo de 1.3 m³.m⁻².h⁻¹ durante 24h, se removió el 93% del carbono inorgánico (CI). La remoción de CI fue alta, de 82%, desde los 5h de aeración. Esta remoción se atribuye a la desorción del CO₂ del agua congénita que tiene un pH de 6.7-6.8, al cual el 10-15% del CI está en la forma CO₂ y el resto en HCO₃⁻. La desorción desplaza el equilibrio de los carbonatos (H₂O+CO₂↔H₂CO₃↔H⁺+HCO₃⁻↔2H⁺+CO₃²⁻) hacia la formación de nuevas cantidades de CO₂ y como señalaron los resultados del experimento, al pH del agua congénita, se pueden lograr altas remociones del CI (respectivamente de los bicarbonatos). Las pruebas de descarbonatación mediante acidificación a un pH de 4-5 y aeración señalaron que los bicarbonatos se pueden remover completamente del agua congénita.

Las pruebas de filtración en columna usando arena como material filtrante permitió determinar como la mejor tasa de filtración del agua ablandada la de 5 m³/(m².h) y como duración óptima del ciclo 5 horas. En estas condiciones fue posible lograr una remoción de la turbiedad de 80%, llegando a valores menores de 1 UNT, una remoción de DQO de 24% y de color de 44%. Se necesitaron solo 5 min de retrolavado para recuperar la capacidad del filtro. La operación de los filtros con una tasa dos

veces mayor provocó una disminución de la remoción de la turbiedad en un 50% e imposibilitó la remoción de la materia orgánica. Para la reducción de la materia orgánica acumulada en los filtros se requirieron de ciclos de retrolavado hasta 20 min.

En las pruebas de adsorción con carbón activado se estudiaron tres tipos de carbones granulares, dos minerales de lignita (CAGR 8x30) y de hulla bituminosa (CAGR-B 8x30 o ACUACTIV), y un carbón granular vegetal (VG 6x20). Mayor capacidad de adsorción la presentó el carbón mineral de hulla bituminosa, seguido por el carbón vegetal. Los experimentos en columna indicaron que la mejor tasa fue similar a la obtenida en el proceso de filtración. Las pruebas de filtración y adsorción en secuencia indicaron que la turbiedad se remueve básicamente en filtro de arena y el color en el filtro de carbón. La remoción de turbiedad obtenida en el filtro de arena fue alta, de 87.5%. El filtro de carbón sirve como pulimento para la remoción de la turbiedad, logrando un efluente sin turbiedad alguna. Parte de la materia orgánica presente en el efluente del ablandamiento se remueve en el filtro de arena (17%) y una mayor parte en el filtro con carbón (23-50%), en ambos casos por adsorción. La remoción del Color en el filtro de arena fue de 45.2% y en la adsorción de 87.0%.

El estudio del proceso de intercambio iónico indicó que las resinas catiónicas en ciclo hidrógeno removían efectivamente el sodio, acidificando el agua y facilitando la descarbonatación del agua, la cual se puede hacer inmediatamente después de la columna de intercambio catiónico. La remoción de los iones divalentes y trivalentes fue muy baja trabajando tanto en ciclo hidrógeno, como en ciclo sodio. Esto se debe a sus bajas concentraciones, las cuales están en el intervalo de la fuga normal del intercambiador. La resina aniónica tenía una alta capacidad de remoción de los cloruros, pero la disminución de los silicatos fue relativamente pequeña.

Con base en los resultados de las pruebas en laboratorio, para su evaluación a nivel piloto se propusieron cuatro trenes de tratamiento (Figura 3). El primer tren (Tren 1) consistió de la secuencia de los siguientes procesos: ablandamiento, oxidación química, filtración, adsorción, intercambio catiónico, descarbonatación e intercambio aniónico. Inicialmente el tren se evaluó con un caudal de 1.5 L/min (Tren 1A), luego con un caudal de 2.0 L/min (Tren 1B). La oxidación química se realizó con peróxido al 50% en dosis de 2 ml/L. Se muestrearon el inluente y los efluentes de cada uno de los procesos unitarios. El segundo tren (Tren 2) fue constituido por: ablandamiento, oxidación, descarbonatación (acidificación con HCl y aeración), filtración y adsorción. En el tercer tren (Tren 3) se intercambiaron las posiciones de los procesos de oxidación y descarbonatación, fue ablandamiento, descarbonatación, oxidación, filtración y adsorción. Por último el Tren 4 consistió en: ablandamiento, descarbonatación, filtración y adsorción. En este caso se omitió el proceso de oxidación. Para la comparación se consideraron y las calidades en el efluente del proceso de filtración (sin la adsorción) en el caso de los trenes 2, 3 y 4, indicándolos como Trenes 2a, 3a y 4a respectivamente.

El ablandamiento fue el primer proceso de tratamiento en todos los trenes, por lo cual el trabajo experimental inició con su escalamiento, evaluación y optimización. En la Figura 4 se presenta el efecto de las dosis de los reactivos químicos sobre la remoción de la dureza de Ca y de Mg. Se observa que para la remoción de la dureza de Ca es mayor el efecto de la dosis de cal (Dcal), pero es también grande el efecto de la dosis de carbonato de sodio (DcarbNa), mientras que para la remoción de la dureza de Mg el efecto del carbonato es relativamente pequeño. En la optimización de las dosis se consideró y su efecto sobre la turbiedad y el color del efluente. El aumento de la dosis de carbonato de sodio provocaba grandes aumentos de ambos parámetros, mientras que la adición de la cal en el intervalo de dosis estudiado no causaba variaciones significativas. Como dosis óptimas se seleccionaron la de 2g/L para la cal y de 5g/L para el carbonato de sodio. El tiempo óptimo para la mezcla lenta y para la sedimentación fue de 90 min. Estos parámetros se utilizaron en la operación de todos los trenes de tratamiento. La remoción de la dureza en el proceso de ablandamiento fue determinada de 99.8% (promedio de las pruebas de optimización y de la evaluación del proceso en todos los trenes). Un efecto colateral en el ablandamiento fue la remoción de SST, Ba, Si y Fe de 99, 86, 51 y 17% respectivamente. Las pruebas de CRETIB (NOM-052-SEMARNAT-1993) realizadas al lodo generado en el ablandamiento indicaron que este no es un residuo peligroso. La recirculación del lodo permite reducir las dosis de los reactivos químicos al 30%.

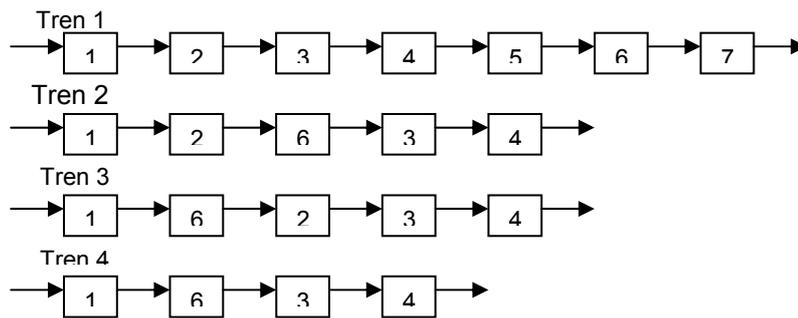


Figura 3. Representación esquemática de los trenes de tratamiento del agua congénita evaluados en la planta piloto: 1-Ablandamiento y sedimentación; 2-Oxidación química con peróxido; 3- Filtración en filtros de arena; 4- Adsorción con carbón activado; 5- Intercambio catiónico; 6- Descarbonatación; 7- Intercambio aniónico.

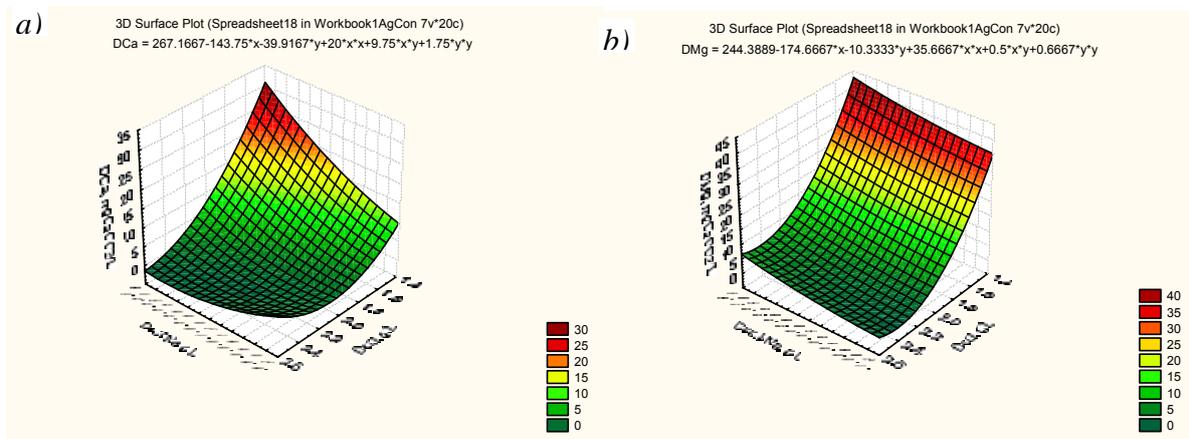


Figura 4. Efecto de las dosis de la cal y del carbonato de sodio sobre la remoción de la dureza de Ca (a) y de Mg (b).

En la Figura 5 se presenta la remoción de la dureza y de los elementos precipitables (Ca, Mg, Fe, Ba, Si, sulfuros, carbonatos y bicarbonatos), así como del COT y de la turbiedad, determinados en los diferentes procesos a lo largo del Tren 1A. Como se puede observar, la remoción de la dureza se logra básicamente en el ablandamiento. La remoción de la dureza total es de 99.8%, siendo la remoción de la dureza de Ca de 99.9% y la remoción de la dureza de Mg de 99.6%. La remoción del Ca y del Mg fue calculada de 99.8% en ambos casos. El resto de los contaminantes también disminuyen a lo largo del tren. En la Figura 5 se puede observar una remoción sustancial de la DQO en los procesos de ablandamiento y de adsorción. En el ablandamiento se determinó una remoción promedio de la DQO de 40%. En la oxidación hay un ligero aumento en los valores de la DQO, lo cual se debe a la interferencia provocada por el radical $OH\cdot$ en la determinación de este parámetro, provocando incrementos en las lecturas analíticas. La siguiente reducción grande de la concentración de la DQO se determinó en el proceso de adsorción, en el efluente del cual la DQO fue de 350 mg/L en promedio. Una reducción adicional se observa en las columnas empacadas del módulo de intercambio catiónico y aniónico, así como en la descarbonatación, lo cual se puede atribuir a fenómenos de adsorción a los gránulos de las resinas o volatilización en el proceso de descarbonatación. La remoción total de la DQO mediante el Tren 1A se determinó de 96.6%. La remoción acumulada de DQO fue de 85% hasta el módulo de adsorción. El comportamiento del parámetro COT confirma que la primera remoción fuerte de materia orgánica se realiza en el ablandamiento, de 51%. Sin embargo, se observa que en los siguientes módulos de oxidación, filtración y adsorción hay una reducción paulatina de la concentración con remociones de 10-20% por proceso unitario. Esto indica que en el seguimiento de la evaluación con el parámetro DQO la interferencia del radical $OH\cdot$ se manifestó y en el filtro con arena, desapareciendo en la unidad de

adsorción. La remoción total de la COT mediante el Tren 1A se determinó de 84%. La remoción de COT hasta el módulo de adsorción fue determinada de 67%. Tanto en este, como en el resto de los trenes, la oxidación permite remover completamente los sulfuros y la descarbonatación los bicarbonatos. Los sólidos disueltos se reducen básicamente en el intercambio iónico, allí es donde se remueven por completo los bicarbonatos del agua y el pH se ajusta a neutro.

En la Figura 6 se presenta la remoción de los mismos parámetros que en el caso anterior, pero determinados en los efluentes de los procesos que integraban el Tren 2. La dureza, Ca, Mg, Fe, Ba y Si se remueven básicamente en el ablandamiento, igual que en el Tren 1. Los perfiles de la remoción de los carbonatos, bicarbonatos y sulfuros son diferentes de los obtenidos en el Tren1. Los bicarbonatos en el Tren 2 se remueven en el tercer proceso de tratamiento, en la descarbonatación, la cual se llevó a cabo mediante la neutralización del agua (pH de 7.3 en promedio) y aeración. A este pH, teóricamente el 5-10% de los bicarbonatos se transforman en CO_2 , el cual se desorbería con la aeración. Con los resultados presentados en la Figura 6, la remoción de los bicarbonatos en el módulo de desorción se calcula de 41.8% y del Cl de 31.5%, en ambos casos mayor que la estimada teóricamente, lo cual se puede atribuir a la aeración relativamente prolongada (el tiempo de residencia hidráulica en el módulo fue de 1 hora).

En el proceso de ablandamiento del Tren 2 se obtuvo una remoción de los sulfuros de solamente 7.14%, casi 3 veces menor que la determinada en el Tren 1A. Los sulfuros se removieron al 98.3% en el segundo proceso de tratamiento, en la oxidación. El resto de los procesos unitarios atribuyeron adicionalmente a la remoción y finalmente el efluente del tren salió con una concentración de sulfuros de 1.28 mg/L. En el proceso de la oxidación los sulfatos subieron estequiométricamente y después permanecieron en el agua hasta el final del tren, siendo su concentración en el efluente del tren de 627 mg/L.

La turbiedad en el Tren 2, igual que en los trenes 1A y 1B, se removió básicamente en el proceso de ablandamiento (promedio de 79.16%). La diferencia fue que en la descarbonatación del Tren 2 hubo una disminución adicional, de 59.1%, llegando a una turbiedad de 1.5 UNT en promedio. Por lo anterior, la filtración tuvo una aportación relativamente pequeña, de 33.3% y en la adsorción no se apreció una disminución adicional. La remoción total en todo el tren fue de 95.1%, llegando a una turbiedad promedio de 1UTN en el efluente de la filtración, la cual se mantuvo en el efluente de la adsorción. La remoción del color en el proceso de ablandamiento del Tren 2 fue alta (promedio de 86.7%). En la oxidación no hubo una remoción adicional, pero sí en la descarbonatación (60% en promedio) y en la filtración (86% en promedio). En la adsorción el color se removió por completo, determinando se valores nulos de color en el efluente. Cabe mencionar que los valores del color eran bajos desde el efluente de la filtración, de 2.7 UC PtCo (remoción de 99.2% hasta la filtración).

La remoción promedio de DQO en el ablandamiento del Tren 2 fue de 48.7%. En la descarbonatación y en la filtración hubo disminuciones paulatinas de los valores de DQO, casi de 20% en cada uno y en la adsorción se determinó una remoción de 65.6% en promedio. La remoción total de la DQO mediante el Tren 2 se determinó de 84.3%, en un 14% menos que las obtenidas en el Tren 1A y en el Tren 1B. Hay que mencionar, sin embargo que en los trenes anteriores la remoción acumulativa hasta el proceso de adsorción fue de 85% y 89.5% respectivamente, resultados similares al obtenido por el Tren 2. La primera remoción fuerte del COT en el Tren 2 fue en el ablandamiento, de 40.8%. La remoción en la oxidación fue de 14.2%, en 3% menor que en el Tren 1. En la descarbonatación no hubo remoción de COT. En la filtración la remoción de COT se determinó de 18% y en la adsorción de 43.5%. Cabe mencionar que en este tren el agua se pasaba por la filtración y la adsorción a un pH casi neutro, a diferencia de los trenes anteriores cuando ésta era alcalina. A pesar de esto, la remoción de la materia orgánica en estos módulos fue similar a la obtenida en los trenes 1A y 1B. Es decir, el cambio del pH de alcalino a neutro no afectó la adsorción de la materia orgánica. La comparación de estos resultados con los de DQO indican que la interferencia por la presencia del radical $\text{OH}\cdot$ es muy pequeña en el efluente de la descarbonatación. La interferencia disminuye aun más en la filtración y desaparece en el la unidad de adsorción. La remoción total de la COT mediante el Tren 2 se determinó de 76.4%, en un 4.6% menos que la obtenida con el Tren 1B, pero en un 2% mayor que la remoción acumulativa hasta la adsorción del Tren 1B, la cual fue de 74.5%.

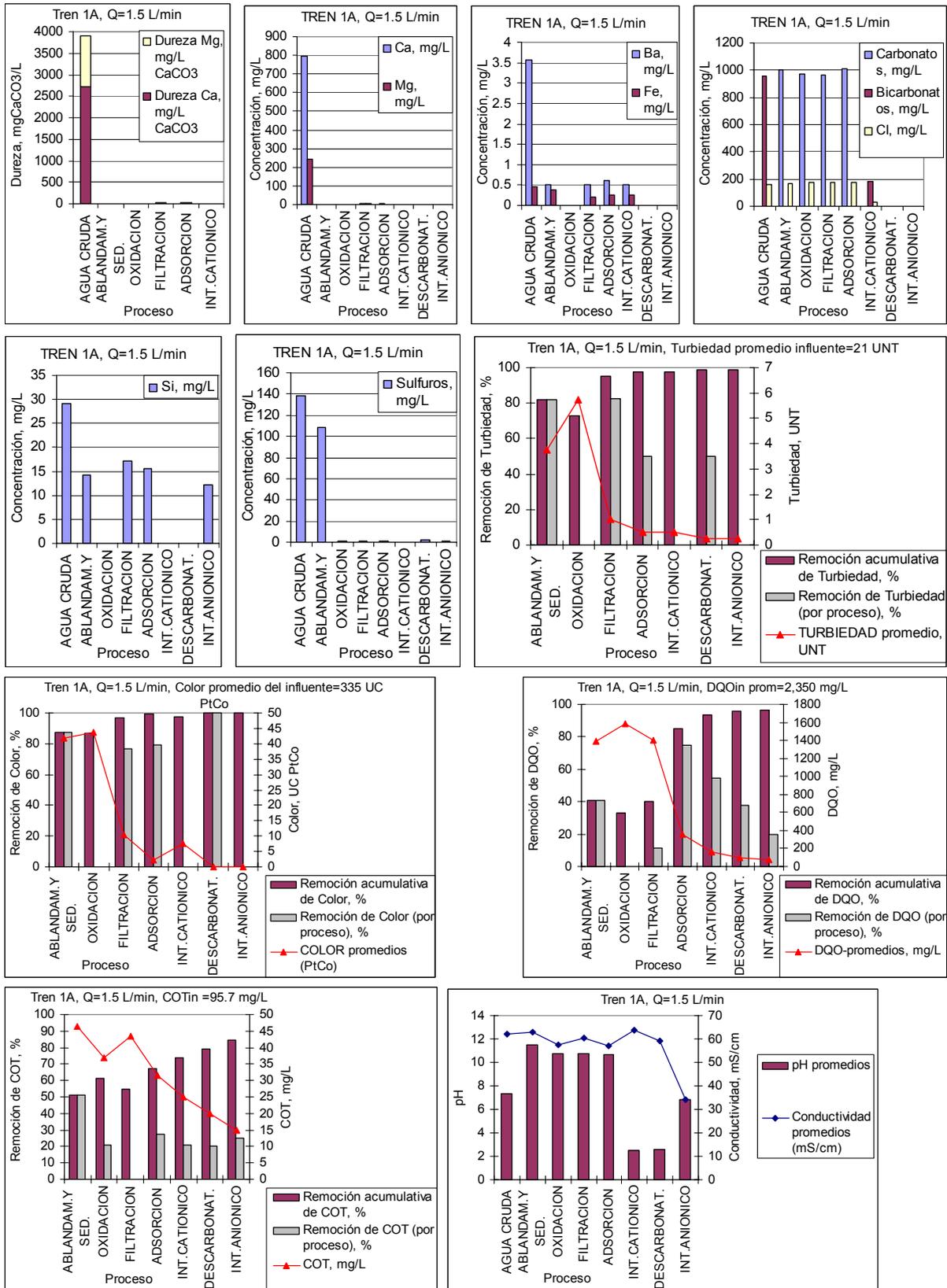


Figura 5. Remociones de contaminantes precipitantes y de la materia orgánica, variación de la salinidad y del pH a lo largo del Tren 1A.

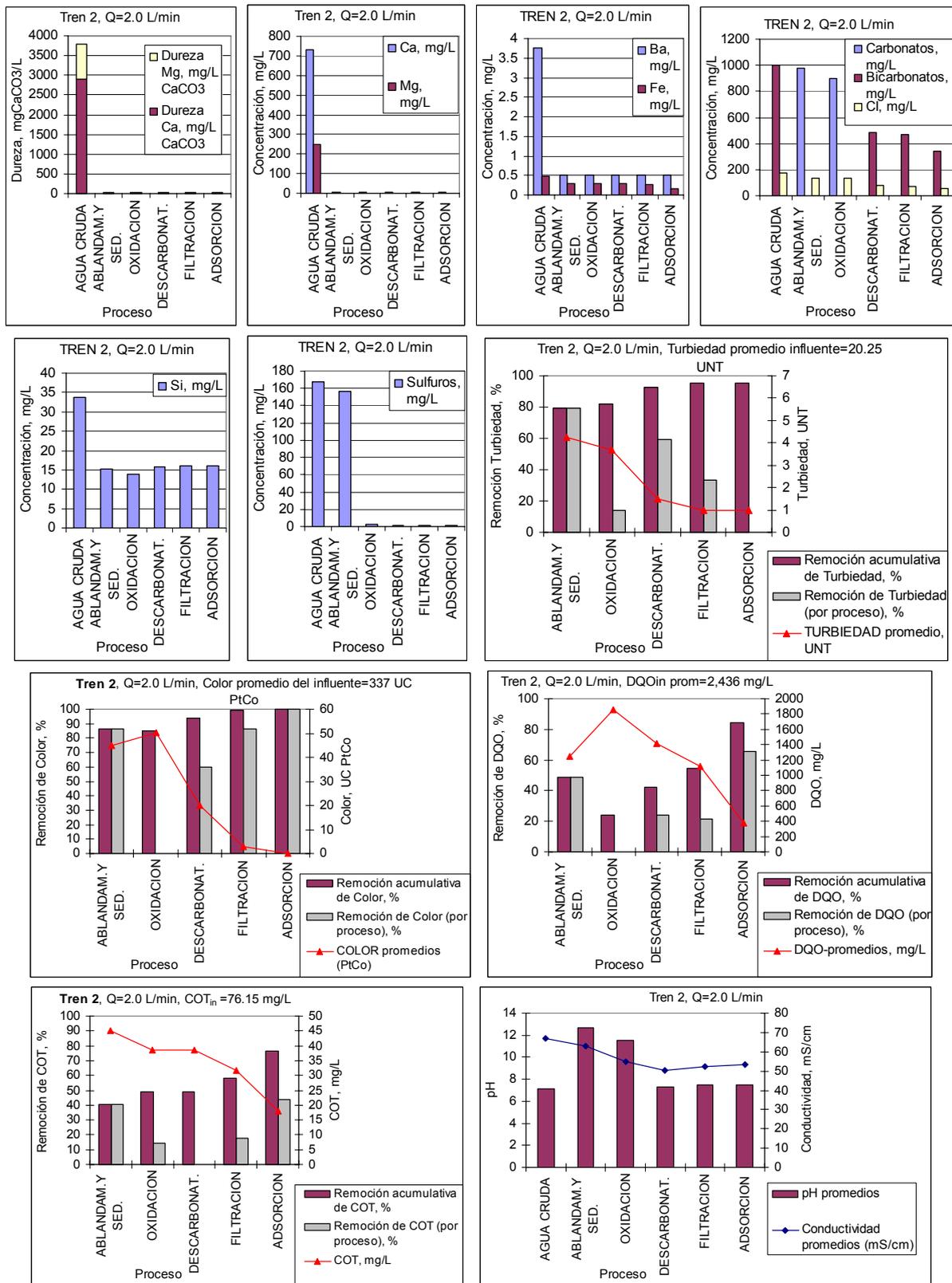


Figura 6. Remociones de contaminantes precipitantes y de la materia orgánica, variación de la salinidad y del pH a lo largo del Tren 2.

La evaluación del Tren 3 indicó que igual que en los trenes anteriores, la dureza, Ca, Mg, Fe, Ba y Si se removieron básicamente en el ablandamiento. Los perfiles del resto de los parámetros son diferentes y se presentan en la Figura 7. La principal remoción de los bicarbonatos se produjo en descarbonatación que en este caso es el segundo proceso de tratamiento. La descarbonatación se realizó mediante la neutralización del agua y aeración, pero la acidificación se realizó a un pH de 6.6, menor que en el caso del Tren 2. A este pH teóricamente el 20% de los bicarbonatos se encuentran como CO_2 , el cual se puede desorber fácilmente mediante la aeración. Con los resultados presentados en la Figura 7, la remoción de los bicarbonatos en el módulo de desorción se calcula de 63.8% y del Cl de 60.95%, en ambos casos mayor que la estimada teóricamente, lo cual, igual que en el caso del Tren 2, se puede atribuir a la aeración. En el Tren 3 se logró una mejor remoción de los bicarbonatos y del Cl que en el Tren 2, lo cual se debe a la acidificación a un pH en 0.6 unidades menor que en el caso del Tren 2.

En el proceso de ablandamiento del Tren 3 se obtuvo una remoción de sulfuros de 23.3%, similar a la obtenida en el Tren 1A y 1B, y mayor que la determinada en el Tren 2. En el proceso de descarbonatación hubo una remoción adicional de los sulfuros, de 43.2%, la cual se puede atribuir a una desorción por la acidificación y la aeración del agua. Al pH de 6.6 teóricamente el 60% de los sulfuros en el agua se transforman en la forma H_2S , el H_2S se desorbe con la aeración. La remoción del CO_2 a este pH con 1 hora de aeración, superó la teórica y la del H_2S está por debajo de la teórica. Esto se puede explicar con la concentración de los bicarbonatos la cual es casi 10 veces mayor que la de los sulfuros. La desorción de los sulfuros en la descarbonatación no es deseable ya que provoca contaminación del aire y en este sentido es mejor realizar primero la oxidación para remover los sulfuros, convirtiéndolos en sulfatos y después realizar la descarbonatación, como se hizo en el Tren 2. En el siguiente módulo del Tren 3, del proceso de oxidación, como es de esperarse, la remoción de los sulfuros fue alta, de 98.7%. La concentración de sulfuros lograda en el efluente de la oxidación fue muy baja, de 1.08 mg/L, por lo cual en este tren no se observó contribución adicional a la remoción de sulfuros en las unidades de filtración y de adsorción. La remoción total de sulfuros en el Tren 3 fue de 99.4%.

La turbiedad en el Tren 3 se removió también en el proceso de ablandamiento, la remoción promedio fue de 93.48%, la más alta obtenida de todas las pruebas. El valor de la turbiedad en el efluente del módulo de ablandamiento y sedimentación fue muy bajo, de 1.5 UNT como promedio, por lo cual la aportación de los siguientes para la remoción de la turbiedad fue muy pequeña, 11 y 20% en la descarbonatación y en la oxidación respectivamente. En el efluente de la oxidación la turbiedad fue ya de 1 UNT. La adsorción disminuyó este valor a la mitad y el efluente del Tren 3 tenía una turbiedad de 0.5 UNT como promedio. La remoción del color en el proceso de ablandamiento del Tren 3 fue alta (promedio de 94%). La remoción promedio de DQO en el ablandamiento del Tren 3 fue de 62% en promedio, la mayor de las obtenidas en todos los trenes. En la descarbonatación no hubo remoción de DQO y en la oxidación los valores de DQO aumentaron por la interferencia de los radicales $\text{OH}\cdot$ explicada anteriormente. En la filtración y en la adsorción hubo una disminución paulatina de los valores de DQO. La remoción total de la DQO mediante el Tren 3 se determinó en promedio de 86.5%, similar a la obtenida en el Tren 2 (84.3%) y en un 12% menor que las obtenidas en el Tren 1A y en el Tren 1B. Hay que mencionar, sin embargo que en los trenes 1A y 1B la remoción acumulativa hasta el proceso de adsorción fue de 85% y 89.5% respectivamente, resultados similares al obtenido por el Tren 3. Los resultados de la remoción de COT en el Tren 3 confirmaron que la primera remoción fuerte de materia orgánica se realiza en el ablandamiento, de 44.1%, similar a la obtenida en el ablandamiento con el Tren 2. En la descarbonatación y en la oxidación las remociones de COT fueron prácticamente despreciables de 1 y de 2% respectivamente. En la filtración la remoción de COT se determinó de 15.8% (similar a la del Tren 2) y en la adsorción de 68.8% (la mayor de todos los trenes). Como resultado en el efluente final del Tren 3 se obtuvo una concentración de COT de 10 mg/L, siendo la remoción total de COT obtenida en el Tren 3 de 87.5% (la mayor de todos los trenes). Esta remoción es en un 6.55 que la obtenida en el tren 1.B y en un 11% mayor que la obtenida en el Tren 2. La mejora de la remoción de COT en el proceso de adsorción se obtuvo en el Tren 3, comparándola con las obtenidas en los trenes anteriores. En este tren el agua se pasaba por la filtración y por la adsorción a un pH de 6.6 en promedio, es decir ligeramente ácido. Esto evidentemente mejoró la adsorbabilidad de algunos compuestos orgánicos. La comparación de los resultados de COT con los de DQO indican que en los efluentes de la adsorción ya no hubo interferencia por la presencia del radical $\text{OH}\cdot$ sobre los valores de la DQO. En la descarbonatación se determinó una remoción del color de 46.2%, en la oxidación

de 16%, en la filtración de 17.5% y en la adsorción de 87.2%. Se observa una buena correlación entre la remoción de COT y color obtenidos en el módulo de adsorción del Tren 3. La remoción total del color determinada para el Tren 3 fue de 99.7%, obteniéndose un efluente prácticamente incoloro de 1.2 UC PtCo. El efluente de la filtración tuvo en promedio un color de 9.8UC PtCo.

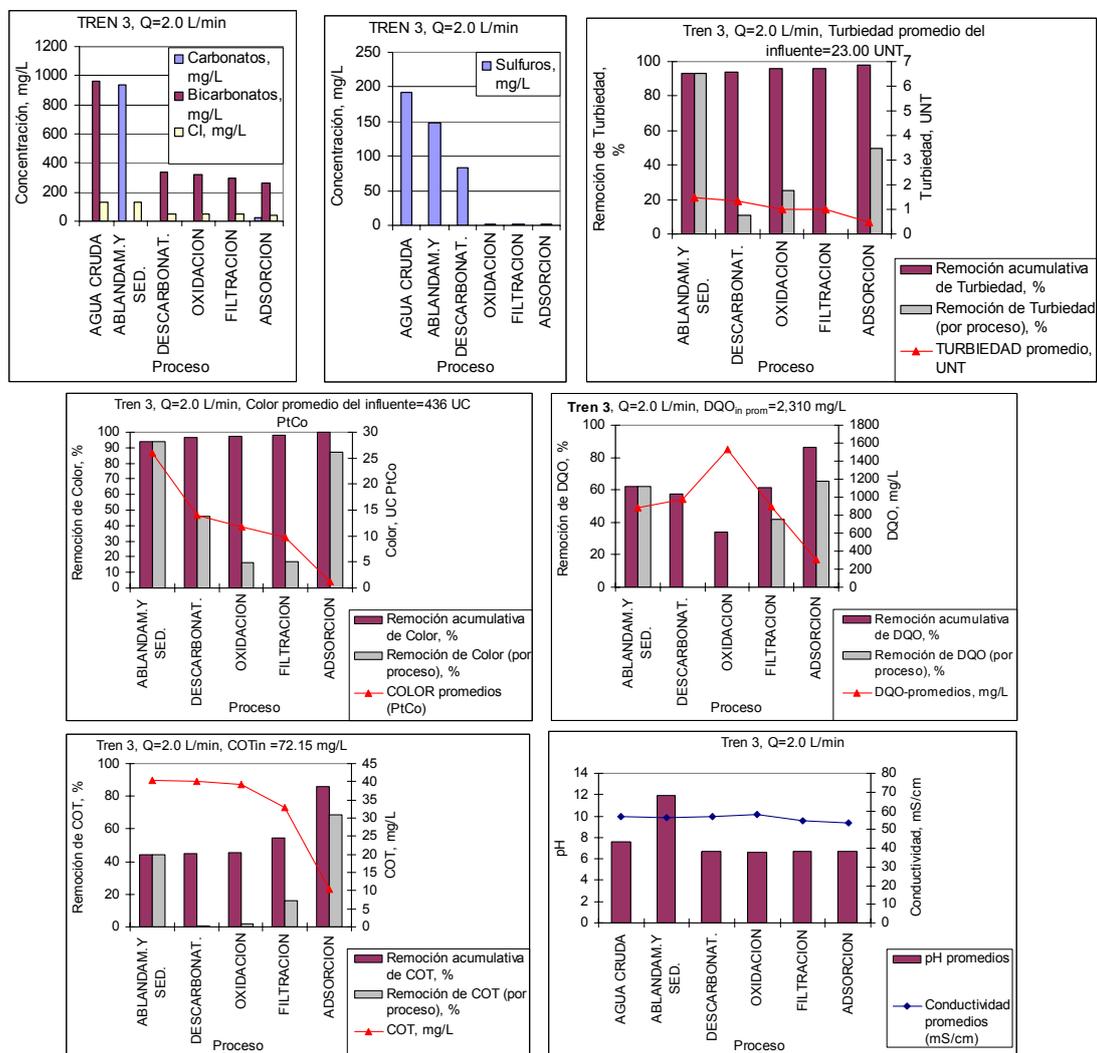


Figura 7. Remociones de contaminantes precipitantes y de la materia orgánica, variación de la salinidad y del pH a lo largo del Tren 3.

En la Figura 8 se presenta la remoción de los principales contaminantes obtenida en los diferentes trenes de tratamiento. La menor dureza y las menores concentraciones de Ca y Mg se obtuvieron con el Tren 1. Dureza total de 5-10 mg/L, Ca de 1-2 mg/L, Mg de 0.6-0.9 mg/L. Los valores de las diferentes formas de la dureza obtenidos con los Trenes 2, 3 y 4 son similares y mayores que los obtenidos en el Tren 1. La dureza total varía entre 15 y 20 mg/L, Ca entre 4 y 5 mg/L, Mg entre 1.2 y 1.3 mg/L. El proceso de adsorción no contribuye significativamente a la remoción de la dureza. Los Trenes sin adsorción (2a, 3a y 4a) permiten obtener un efluente con dureza total entre 17.5 y 23.5 mg/L, solo en un 2-4 mg/L mayor que los valores obtenidos en los trenes completos 2, 3 y 4. El Ca fue de 4.5-5.5 mg/L, solo en 0.5 mg/L menor que en los trenes completos. El Mg fue de 1.3-1.7 mg/L, solo en un 0.1-0.4 mg/L mayor que en los trenes completos.

Todos los trenes permitieron obtener una turbiedad menor e igual a 1UTN, inclusive sin considerar el proceso de adsorción. Los menores valores de turbiedad se obtuvieron con los trenes 1A y 1B, de 0.25UTN. Los trenes 3 y 4 permitieron a obtener valores de turbiedad de 0.5 UTN. Con los trenes 1, 2, 3 y 4 se obtuvo un color menor de 5 UC PtCo. El color de los efluentes antes del proceso de adsorción en los trenes 2, 3 y 4 fue mayor (3-10 UC PtCo), pero bajo comparado con el establecido como normativo para agua potable que es de 20 UC PtCo.

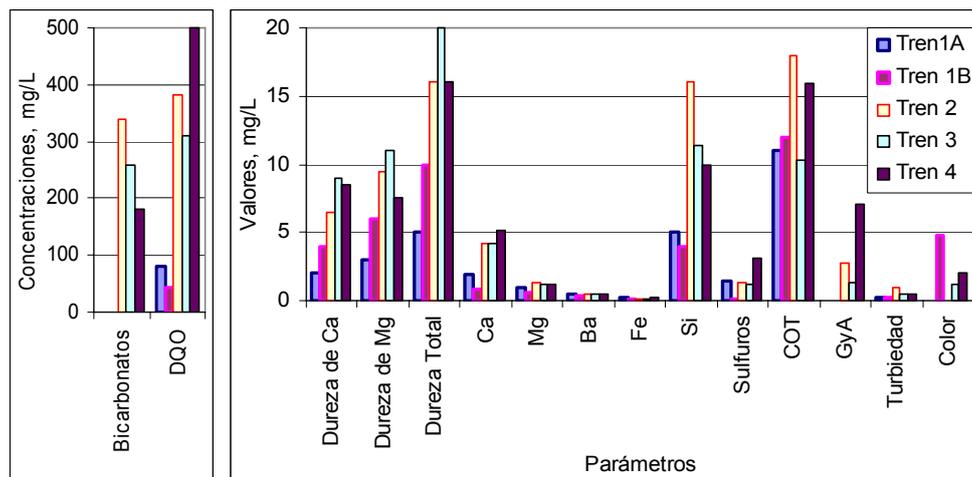


Figura 8. Comparación de las remociones obtenidas en los trenes de tratamiento de las aguas congénitas.

Los valores más bajos de DQO se obtuvieron en el Tren 1 (40-80 mg/L), seguido por trenes 2 y 3 (310-380 mg/L) y en el último lugar por el Tren 4 (501 mg/L). Los valores de DQO en los efluentes antes de la adsorción en los trenes 2, 3 y 4, denominados como 2a, 3a y 4a respectivamente, son más altos, entre 770 y 1110 mg/L, lo cual demuestra la aportación del proceso de adsorción en los tres casos. Medida como COT, la materia orgánica en los efluentes de todos los trenes 1, 2, 3 y 4 es similar (10-18 mg/L). Igual que en el caso de DQO, en los efluentes antes de la adsorción (Trenes 2a, 3a y 4a), el COT es mayor (30-35 mg/L). En los efluentes de los dos trenes 1A y 1B se observa una ausencia completa de sustancias orgánicas representadas por el parámetro GyA. Las concentraciones de GyA fueron muy bajas en los efluentes de los trenes 2 y 3 (1-3 mg/L). Con el Tren 4 se determinaron GyA más elevados, de 7 mg/L. Los valores de las GyA en los efluentes antes de la adsorción fueron de 8-12 mg/L, más altos que los anteriores.

Los bicarbonatos se removieron completamente con el Tren 1. Los Trenes 2, 3 y 4, en los cuales se aplicaba descarbonatación mediante acidificación a pH de (6.2-7.3) y aeración, permitieron reducir los bicarbonatos en el agua congénita a valores de 180-340 mg/L. En los efluente de la filtración (Trenes 2a, 3a y 4a) se obtuvieron valores de los bicarbonatos ligeramente mayores hasta 460 mg/L cuando simplemente se neutralizó el agua al pH de 7.3 (Tren 2a) y de 294 mg/L cuando el agua se acidificó a pH de 6.7 (Tren 3a). La diferencia en las concentraciones de los bicarbonatos de la filtración y de la adsorción fue mínima en el caso del Tren 4 cuando la acidificación se realizó a un pH de 6.2. Los sulfuros se removieron hasta concentraciones muy bajas (0.2-1.4 mg/L) en todos los trenes en los cuales está incluido el proceso de oxidación química (1A, 1B, 2 y 3). En el Tren 4, donde la oxidación química no fue aplicada, se obtuvo una concentración de los sulfuros de 3 mg/L. En este tren la aportación del proceso de adsorción para la remoción de los sulfuros fue sustancial ya que la concentración en el efluente de la filtración (Tren 4a) fue relativamente alta, de 23 mg/L. En el resto de los trenes la aportación de la adsorción no es tan grande ya que las concentraciones de los sulfuros son bajas desde el efluente del proceso de oxidación. Las concentraciones del Ba y del Fe en los efluentes de todos los trenes (1, 2, 3 y 4) fueron muy bajas, de 0.3-0.6 mg/L para el Ba y de 0.15-0.26 mg/L para el Fe. La aportación del proceso de adsorción no se observa para el caso del Ba, pero sí hay una ligera aportación para el caso del Fe, en los efluentes de la filtración (Trenes 2a, 3a y 4a) la concertación fue 0.26-0.31 mg/L. La menor concentración de Si se pudo lograr con el Tren 1, debido a la aplicación del intercambio aniónico. En el resto de los trenes, en los cuales este proceso no estuvo considerado se obtuvieron concentraciones de Si entre 10 y 16 mg/L. La remoción principal en estos trenes se realiza en el proceso de ablandamiento. Las concentraciones del Si obtenidos en los efluentes de los trenes 2, 3 y 4 son similares a los de trenes 2a, 3a y 4a (sin adsorción), lo cual indica que la adsorción no aporta a la remoción del Si.

Los resultados de la evaluación de los trenes indicaron que las concentraciones más bajas de los componentes en el agua congénita tratada se obtienen mediante el Tren 1. En segundo lugar está el Tren 3, sigue el Tren 2 y finalmente el Tren 4. En el tren 4 se observaron problemas operacionales

derivados de la saturación del medio con materia orgánica y sulfuros, lo cual requiere de retrolavados y regeneraciones frecuentes. El análisis comparativo de los trenes indicó que la adsorción y el intercambio iónico no contribuyen significativamente a la remoción de los contaminantes precipitables. Esto se confirmó mediante las pruebas de inyección del agua tratada en modelos físicos del subsuelo, las cuales indicaron que la calidad del agua obtenida después del proceso de filtración de los trenes 2 y 3 es adecuada para la inyección. El Tren 3 mostró una efectividad ligeramente mayor que el Tren 2, pero en el Tren 3 se observó el fenómeno de stripping de sulfuros durante a descarbonatación. Debido a la similitud en la calidad de los efluentes y sus inyectabilidades, como una opción adecuada y efectiva se seleccionó la del Tren 2a.

Con la tecnología derivada del estudio de tratabilidad, cuyo esquema se presenta en la Figura 9, utilizando los parámetros de operación determinados y considerando el manejo de los lodos residuales, se elaboró el diseño conceptual del sistema de tratamiento de las aguas congénitas del complejo industrial seleccionado. El caudal de diseño fue de 30 L/s. El costo de la inversión para la planta de tratamiento se calculó en M\$17.7 (Millones de Pesos), de los cuales 7.1 Millones de Pesos son para obra civil y 6.5 Millones de Pesos para equipo. Los costos de construcción del sistema se estimaron con base en los costos índices reportados en el manual de CNA, 2001. Los costos de los equipos se obtuvieron de catálogos y cotizaciones de diferentes proveedores. Se consideraron M\$ 4.1 para imprevistos.

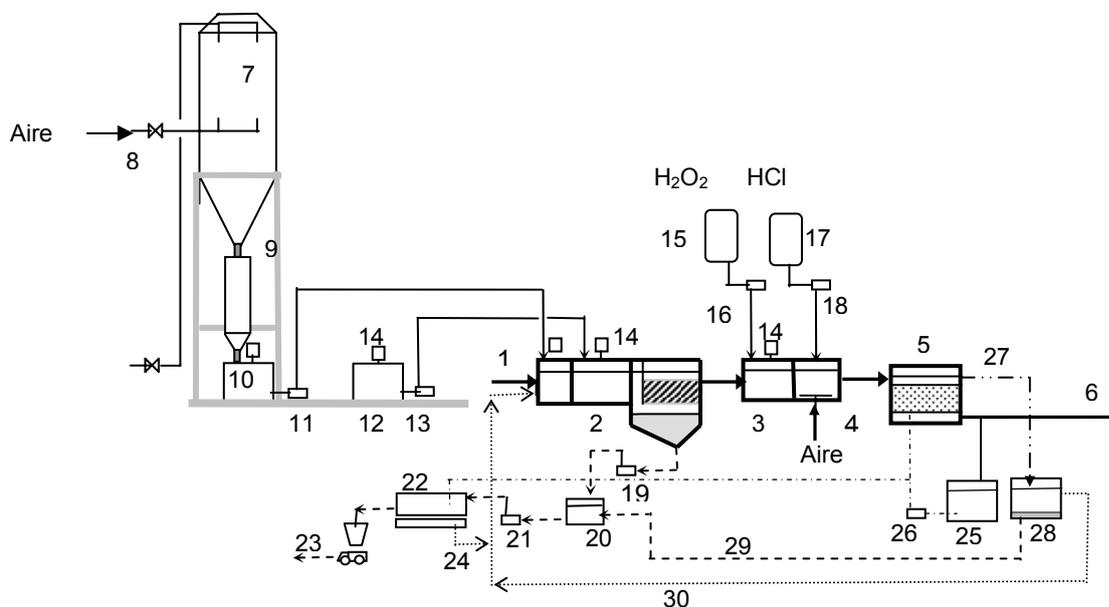


Figura 9. Esquema del sistema de tratamiento de las aguas congénitas.

1-Agua congénita; 2-Ablandamiento y sedimentación; 3-Oxidación química; 4-Descarbonatación; 5-Filtro con arena; 6-Agua congénita tratada; 7-Silo de cal; 8-Aire para fluidificación; 9-Dosificador de cal; 10-Tanque para la dilución de la cal; 11-Bomba de lechada de cal; 12-Tanque para la preparación de la solución del Na_2CO_3 ; 13-Bomba dosificadora de carbonato de sodio; 14-Agitadores; 15-Contenedor para el H_2O_2 ; 16-Bomba dosificadora del H_2O_2 ; 17-Tanques para el HCl; 18-Bomba dosificadora de HCl; 19-Bombas de extracción de lodos; 20-Tanque de acumulación de lodos; 21-Bomba de alta presión para la inyección de los lodos al filtro-prensa; 22-Filtro prensa; 23- Disposición de los lodos; 24-Clarificado del filtro prensa; 25-Tanque de agua tratada para retrolavado del filtro y para lavado del filtro prensa; 26- Bomba para retrolavado y lavado; 27-Agua del retrolavado; 28- Recolección del agua de retrolavado y separación de los sólidos; 29-Sedimento; 30-Sobrenadante.

El costo de operación y mantenimiento del sistema se determinó de M\$ 30.5 por año, de los cuales el costo de la energía eléctrica es de 0.6 M\$/año, de los reactivos químicos de 24.1 M\$/año y para personal de 0.8 M\$/año. Se consideraron 5 M\$/año adicionales para mantenimiento del equipo, transporte y disposición de lodos e imprevistos. En la estimación de los costos de operación y mantenimiento, los precios de los reactivos químicos se obtuvieron mediante cotizaciones actuales y el costo unitario de la energía eléctrica se tomó de 0.8 Pesos/kWh. Del costo para reactivos químicos 24.1 M\$/año, la mayor parte es para carbonato de sodio (21.8 M\$/año), lo cual se debe al alto costo de este producto químico (casi 7 Pesos/kg). El costo unitario del tratamiento se calculó de 35.51 Pesos por 1 m^3 de agua tratada. Para el cálculo se consideró una tasa anual de recuperación de la inversión de 12% y un período de recuperación de la inversión de 15 años.

Debido a que el lodo no es un residuo peligroso, su manejo se puede realizar de acuerdo a la NOM-004-SEMARNAT-2002 referente a lodos y biosólidos (Especificaciones y límites máximos permisibles de contaminantes para su aprovechamiento y disposición final). El análisis físico-químico y microbiológico del lodo lo clasifica como "Excelente" de acuerdo con los criterios de la norma de concentraciones de metales y como de "Clase A" de acuerdo con el criterio de patógenos y parásitos. Según esta clasificación el lodo es apto para su aprovechamiento. Considerando su composición, el lodo se puede aprovechar como mejorador de suelos ácidos o para obtener cal a partir de este. En su caso el lodo se puede disponer en sitios para la disposición final que autorice la autoridad competente.

CONCLUSIONES

El estudio de la tratabilidad de las aguas congénitas, la simulación física de cuatro diferentes trenes de tratamiento en planta piloto y la simulación del proceso de infiltración del agua tratada señalaron como una alternativa de tratamiento adecuada la que incluye los siguientes procesos unitarios: ablandamiento y sedimentación, oxidación química, descarbonatación y filtración (Tren 3a).

Excelentes resultados para la remoción de la dureza se obtuvieron aplicando el método de ablandamiento cal-carbonato. Además de la dureza, se remueven los sólidos suspendidos y la Turbiedad, Si, B, Fe, así como el color y el 20-40% de la materia orgánica. Las dosis óptimas para el ablandamiento son de 2g/L para la cal y de 5g/L para el carbonato de sodio. Una reducción en un 30-40% de las dosis se puede lograr mediante la recirculación del lodo separado en el proceso de sedimentación. El mejor factor de recirculación es de 0.3.

La oxidación química del efluente del ablandamiento con H_2O_2 en dosis de 2ml de H_2O_2 al 50% por 1L de agua permite remover completamente los sulfuros y 40-50% de la materia orgánica. El aumento de las dosis en 100% permite remover al 90% la materia orgánica. La remoción de los bicarbonatos mediante acidificación a pH 4-6 y la desorción del CO_2 es un método altamente efectivo. Para la desorción se pueden usar torres o tanques con aeración con 1 hora de tiempo de residencia hidráulica. Es conveniente realizar la descarbonatación después de la oxidación química para prevenir la formación y la volatilización de H_2S .

La filtración en lecho de arena es indispensable para asegurar la remoción de partículas finas del agua tratada. La operación del proceso con una tasa de $5\text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ permite obtener agua libre de partículas con una turbiedad menor de 1UNT. La adsorción con carbón activado permite remover materia orgánica, color y sulfuros. No es un proceso indispensable si se utiliza oxidación química. Sin embargo, su implementación permite obtener una mejor calidad de los efluentes, así como sirve como una barrera de seguridad para garantizar la calidad del agua usada para inyección al subsuelo. Mayor capacidad de adsorción presentó el carbón mineral de hulla bituminosa.

Los resultados del estudio permiten recomendar valores límite de algunos parámetros que establecen la calidad del agua congénita tratada para su inyección al subsuelo: turbiedad $\leq 1\text{UNT}$ y en mg/L dureza ≤ 35 , Cl ≤ 70 , DQO ≤ 1000 o COT ≤ 38 , Ca ≤ 2 , Mg ≤ 2 , sulfuros ≤ 1 , Si ≤ 18 , Ba ≤ 0.5 , Fe y Mn ≤ 0.3 .

REFERENCIAS

1. CNA. Costos estimados para proyectos de infraestructura hidráulica", Edición 2001.
2. NOM-052-SEMARNAT/93. Norma Oficial Mexicana que establece las características de los residuos peligrosos, el listado de los mismos y los límites que hacen a un residuo peligroso por su toxicidad al ambiente.
3. NOM-053-SEMARNAT/93. Norma Oficial Mexicana que establece el procedimiento para llevar a cabo la prueba de extracción para determinar los constituyentes que hacen a un residuo peligroso por su toxicidad al ambiente.
4. NOM-004-SEMARNAT-2002. Norma Oficial Mexicana que establece las especificaciones y los límites máximos permisibles de contaminantes para su aprovechamiento y disposición final.
5. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1998). 20th edition, American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation, Washington DC, USA.

XXX CONGRESO DE LA ASOCIACIÓN INTERAMERICANA DE INGENIERÍA SANITARIA E AMBIENTAL (AIDIS)

FORMULARIO PARA INSCRIPCIÓN DE TRABAJO TÉCNICO	F2
Número de Registro (ver instrucciones en la convocatoria / reglamento): IV-Mijaylova-México-1	
TEMA: Tratamiento de aguas residuales	
TÍTULO DEL TRABAJO Tratamiento de aguas de la desalación del petróleo para su aprovechamiento en inyección al subsuelo	
FORMA DE PRESENTACIÓN SOLICITADA (sujeta a decisión de AIDIS)	
Presentación Oral <input checked="" type="checkbox"/> [X]	Presentación Póster (Cartel) <input type="checkbox"/> []
Autor(es) Marcar con * al principal	Institución o Empresa
1. Petia Mijaylova Nacheva*	IMTA
2. Peter Birkle	IIE
3. Esperanza Ramírez Camperos	IMTA
4. Luciano Sandoval Yoal	IMTA
Equipo disponible para presentación oral: Proyector de laminas, proyector de datos (PowerPoint) y pantalla. Equipo disponible para presentación de póster (cartel): Painele con 1,20m de largura e 2,40m de altura.	
DIRECCIÓN PARA COMUNICACIÓN (autor principal)	
Nombre: Petia Mijaylova Nacheva	
Institución o Empresa: Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)	
Dirección: Paseo Cuauhnáuc No.8532	
Barrio: Progreso	Código Postal: 62550
Ciudad: Jiutepec	Estado: Morelos
País: México	Teléfono: 54 777 3293622
Fax: 54 777 329-3663	E-mail: petiam@tlaloc.imta.mx
COMPROMISOS DE LOS AUTORES	
Las instrucciones para la preparación del trabajo completo fueran seguidas por los autores para trabajos orales y para pósteres (carteles). <input type="checkbox"/> Si <input type="checkbox"/> No	
Por lo menos un de los autores se compromete a asistir al Congreso con inscripción paga. Caso no se registre antes del 30 de septiembre de 2006, el trabajo será retirado del programa y del disco compacto (Memorias del Congreso). Si requiere que realice el trámite de pago de la inscripción antes de la fecha citada.	
Firma(s) de lo(s) autor(es)	
1.	4.
2.	5.
3.	6.
Lugar:	Fecha:
Utilizar el formulario (F2) para cada trabajo registrado. Adjuntar al texto del trabajo registrado y enviar juntamente con el trabajo gravado en archivo electrónico, disquete o CD, al Comité Técnico del XXX Congreso de AIDIS (xxxxxxxxxxxxxxxxxxxx), antes del 16 de septiembre de 2006.	