

# ESTUDIO PILOTO PARA LA REMOCIÓN DE MANGANESO EN LAS FUENTES DE ABASTECIMIENTO DE AGUA DE GUAYMAS, SONORA.

Petkova Simeonova<sup>\*</sup> Verguinia<sup>1</sup>, Rivera Huerta<sup>1</sup> Ma. Lourdes, Piña Soberanis<sup>1</sup> Martín, Carbajal<sup>2</sup> Rodolfo Félix

<sup>1</sup>Instituto Mexicano de Tecnología del Agua  
Paseo Cuauhnáhuac 8532 Progreso, Jiutepec, Mor. 62550, México

<sup>2</sup>Comisión de Agua Potable y Alcantarillado del Estado de Sonora, Guaymas

## RESUMEN

El agua de abastecimiento que actualmente se envía por el acueducto Río Yaqui-Guaymas contiene manganeso en concentraciones que exceden la Norma Oficial Mexicana para consumo humano, NOM-127-SSA, lo que ha dado lugar a problemas sociales, económicos y legales para las autoridades municipales.

Los objetivos del estudio son: a) evaluar la eficiencia de remoción de fierro y manganeso por filtración a través de zeolita y comparar las concentraciones remanentes con lo indicado en la NOM 127, b) determinar la dosis del oxidante aplicado y c) evaluar el efecto de la tasa de operación y la granulometría del material filtrante sobre el rendimiento del proceso.

La remoción de manganeso fue del orden de 95 a 100%, reduciendo su concentración hasta 0.016-0.024 mg/L en el agua producida. La técnica garantiza largas carreras de operación a tasa de 15 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h sin mermar la calidad del filtrado, siempre y cuando el medio se regenere continuamente oxidando el manganeso adsorbido en la superficie del medio de contacto. Se analizó la evolución de las características físicas del medio de contacto (densidad y tamaño) debido a la acumulación de MnO<sub>2</sub> en la superficie del grano y su impacto a los parámetros operacionales. La tecnología ofrece alta eficiencia en la remoción de manganeso a bajo costo (50% más bajo en operación y 30% en inversión) comparada con una planta convencional.

Palabras clave: manganeso, clinoptilolita, Guaymas, adsorción-oxidación.

## INTRODUCCIÓN

En varias potabilizadoras que tratan agua con alto contenido de fierro y manganeso se ha observado la formación de una película oscura que cubre la superficie de la grava y/o arena utilizada como material de empaque en las unidades de la planta. Esta película contribuye significativamente a la remoción de fierro y manganeso por adsorción-oxidación de los mismos sobre la superficie del material (Knocke et al. 1991). En condiciones naturales la formación de estos depósitos requiere de 2 a 3 años por lo que se buscó la manera de crear más rápidamente, vía artificial, la película sorbente sobre la arena; por problemas relacionados con la fijación de la película, la arena fue sustituida por zeolita natural, tipo Clinoptilolita procedente de las minas de Oaxaca. Este material es un intercambiador iónico sobre el cual se fijan rápidamente los iones de manganeso, además su gran porosidad (60%) y el menor peso específico comparado con la arena, le dan ciertas ventajas en su uso como material filtrante en la remoción de manganeso y fierro. Cabe destacar que en México se dispone de considerables yacimientos de zeolita la cual hasta el momento no se ha usado para fines de potabilización de agua.

Esta técnica involucra **intercambio iónico** como fase inicial, donde el manganeso disuelto se fija en la superficie de la zeolita; la posterior **oxidación** del manganeso retenido forma la película de óxidos sobre el grano del material, la cual sigue removiendo manganeso por **adsorción**, exhibiendo gran selectividad por estos iones (Morgan y Stumm 1964). Oxidando el Mn(II) adsorbido en la superficie del grano se generan nuevos sitios de adsorción y una continua remoción del mismo.

## MATERIALES Y MÉTODOS ANALÍTICOS

Los materiales indicados en la tabla 1 se utilizaron para empacar las columnas de filtración con los que se realizaron las pruebas.

Tabla 1. GRANULOMETRÍA DEL MATERIAL DE CONTACTO

CARACTERÍSTICAS ⇒ MATERIAL ↓	Diámetro equivalente D <sub>eq</sub> (mm)	Tamaño efectivo D <sub>ef</sub> (mm)	Diámetro de la fracción D <sub>60</sub>	Coefficiente de Uniformidad C.U.	Porosidad (%)	Densidad (ton/m <sup>3</sup> )
ARENA	0.5	0.5	0.5	1.0	42	2.65
ZEOLITA FINA	1.01	0.96	1.07	1.11	60	2.04
ZEOLITA GRUESA	2.33	2.4	3.2	1.33	60.2	2.04

La zeolita fue pretratada con sales de manganeso y oxidantes para obtener y fijar la capa de MnO<sub>x(s)</sub> sobre este material. Con fines comparativos en las pruebas fue incluida la arena de uso común en las plantas.

Se usaron columnas de acrílico de 9 cm de diámetro, fig.1, acopladas con válvulas para controlar el flujo a través del lecho. Las paredes transparentes de las columnas permiten observar el medio de contacto durante la operación, y también facilitan la medición de las pérdidas hidráulicas. Cada columna fue empacada con 0.40 m de material colocado sobre una capa de 7 cm de gravilla.

Las columnas operan en paralelo, alimentándose con agua cruda a través de una bomba peristáltica "Masterflex" acoplada con dos cabezales, uno para cada una de las columnas, con el fin de ajustar las tasas deseadas de operación. El oxidante NaOCl (nombre comercial "Cloralox") fue dosificado con otra bomba peristáltica con dos cabezales, uno para cada columna.

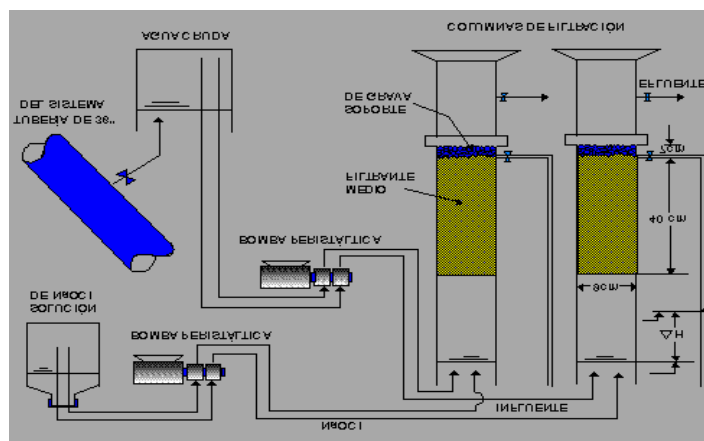


Fig. 1 MODELO PILOTO

La dilución del oxidante se hizo con agua purificada envasada marca comercial "Alpina Glacial", la cual también fue utilizada para el lavado del material de análisis y para el "blanco" de referencia en los análisis de los parámetros monitoreados.

En el estudio se monitorearon los siguientes **parámetros**: Mn, Fe, Cl<sub>2</sub> residual libre, color y turbiedad, utilizando el espectrofotómetro Hach Drel 2000 con los siguientes métodos aprobados por la USEPA: 1-(2-Pyridylazo)-2-Naphthol (PAN); 1-10 fenantrolina (ferroVer); N,N-dietyl-p-fenilendiamina (DPD); método estándar (Pt-Co) y de absorción (FTU), respectivamente. El pH y la conductividad eléctrica se analizaron con un potenciómetro y un conductímetro marca Hach. La dureza, la alcalinidad y el CO<sub>2</sub> se analizaron por métodos volumétricos (titulación con EDTA para la dureza y titulación ácido-base para la alcalinidad y el CO<sub>2</sub>).

Durante el estudio se variaron las tasas de operación en el rango de 6 a 15 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h, la dosis del oxidante de 0 a 4 mg/L, la granulometría de 1 a 2.3 mm y el espesor del lecho filtrante de 0.4 m a 0.6 m con el fin de evaluar su efecto sobre la remoción y definir así cuales son las variables más importantes para el control del proceso.

## ANÁLISIS DE RESULTADOS

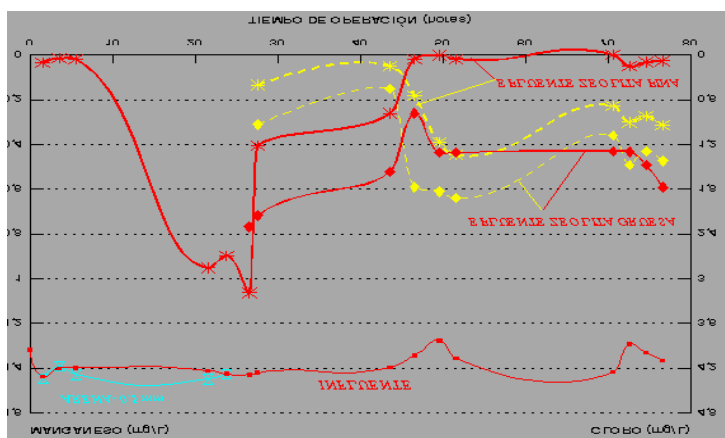
A continuación se muestran algunos resultados obtenidos en dos lugares del Sistema de Abastecimiento de Guaymas, Sonora donde la concentración de manganeso en el agua cruda varía de 0.5 a 1.4 mg/L.

### Pozo 1

Es el mayor contribuidor del manganeso por su alta concentración (alrededor de 1.4 mg/L) y su considerable aporte de 130 L/s a la capacidad total (850 L/s) del Sistema de Abastecimiento.

Las características de agua cruda, analizados en este punto son las siguientes: Alcalinidad total=198 mg/L como  $\text{CaCO}_3$ , Dureza total=293 mg/L como  $\text{CaCO}_3$ , Dureza de calcio=235 mg/L como  $\text{CaCO}_3 \Rightarrow \text{Ca}^{2+}=94.0$  mg/L, Dureza de magnesio=58 mg/L como  $\text{CaCO}_3 \Rightarrow \text{Mg}^{2+}=14.11$  mg/L, SDT=410 mg/L, C.E.=0.82 mS/cm, pH=7.06,  $\text{Fe}_{\text{total}}=0.1$  mg/L,  $\text{Mn}_{\text{total}}=1.316$  mg/L,  $\text{CO}_2=43.6$  mg/L, Color=6 UPt-Co, Turbiedad=1 UTF. Únicamente la concentración de manganeso excede el límite de 0.15 mg/L, indicado en la NOM-127.

En el Pozo 1 operaron en paralelo a tasa de  $15 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$  las dos columnas: de arena y de zeolita fina (granulometría indicada en la Tabla 1). La remoción de manganeso se puede apreciar por la diferencia de su concentración en el agua cruda y en los efluentes de las columnas, **Fig. 2**.

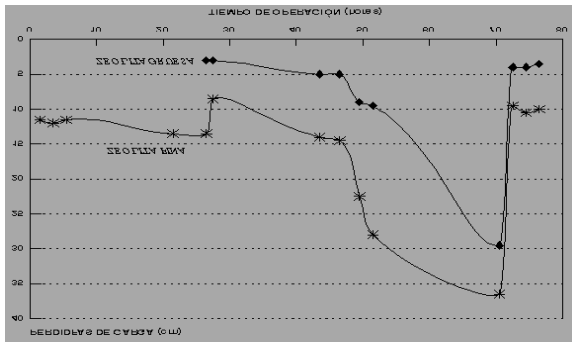


La arena prácticamente no retuvo el manganeso durante las 24 horas, aunque a partir de 4 hrs de operación fue aplicado ozono el influente de este filtro para oxidar el manganeso en el agua cruda. El filtrado de esta columna **en ningún momento cumplió con la NOM respecto al manganeso** por lo que la arena fue sustituida por zeolita gruesa, Tabla 1. El filtro de la zeolita fina fue retrolavado y la operación de las dos columnas: zeolita fina y zeolita gruesa fue reestablecida, aplicando continuamente NaOCl a los influentes de las dos columnas.

**Fig. 2. MONITOREO EN EL POZO 1**

En las primeras horas de la prueba se observa un rápido agotamiento de la capacidad de la zeolita fina respecto al manganeso, fig. 2, y su inmediata recuperación al agregar el hipoclorito de sodio a partir de las 27 hrs de operación. La concentración de manganeso en el efluente de la zeolita fina se reduce aún más, quedando por debajo del límite de la NOM-127-SSA, cuando a partir de 46 horas de operación se aumenta la dosis del cloro aplicado. Hasta el final de esta corrida la concentración de Mn en el efluente de la columna de la zeolita fina se mantuvo por debajo de 0.018 mg/L, alcanzando una eficiencia hasta de 100% en la remoción de Mn.

La zeolita gruesa no logró reducir el manganeso abajo de los límites indicados por la NOM a pesar de la evidente mejoría del efluente debido al aumento del oxidante aplicado. La concentración remanente del manganeso no sufrió cambios significativos aún cuando el espesor del lecho de esta columna fue aumentado a 0.6 m; es importante mencionar que la zeolita adicionada en la columna, obtuvo un color negro en el lapso de las siguientes 24 horas de operación de la misma.



**Fig. 3. PÉRDIDAS DE CARGA**

Las pérdidas de carga, fig. 3, marcan un rápido aumento en el lapso de 49 a 72 horas de operación cuando la remoción de manganeso fue mayor. En este mismo lapso fue observada la máxima remoción del color y la turbiedad del agua cruda durante la prueba.

A las 72 horas de operación cuando las pérdidas de carga alcanzaron 36.5 y 29.5 cm para la zeolita fina y la zeolita gruesa respectivamente fue efectuado el retrolavado de las dos columnas, indicado por el cambio de la pendiente en la fig. 3. Las pérdidas se redujeron hasta 9.5 cm y 4.0 cm para la columna de la zeolita fina y gruesa respectivamente.

La remoción de fierro fue superior de 67% para ambas columnas. Este parámetro no fue monitoreado frecuentemente durante el estudio porque sus concentraciones en todo el sistema es inferior al límite establecido por la NOM-127-SSA.

Los análisis indican que la remoción de la dureza (total y cálcica) en el lecho de la zeolita es despreciable, por lo que **no habrá competencia de parte de  $Ca^{2+}$  y el  $Mg^{2+}$  por los sitios activos de adsorción en el medio de contacto.**

Las pruebas efectuadas en este lugar muestran la **alta eficiencia de la zeolita fina en la remoción del Mn, siempre y cuando la concentración del  $Cl_2$  residual libre en el efluente sea mayor de 0.7 mg/L y su alimentación continua asegura la regeneración del medio en línea.** La alta tasa de operación ( $15 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ ) afecta la eficiencia de la columna de la zeolita gruesa, por lo que en las siguientes pruebas efectuadas en la **Válvula de Expulsión de Aire** esta columna se operó a una tasa menor.

### Válvula de Expulsión de Aire

En la Válvula de Expulsión de Aire se obtiene una mezcla de agua característica para todos los pozos de Abastecimiento del Sistema, con concentración promedio de 0.55 mg/L de manganeso. La calidad de agua cruda en este punto es muy similar a la del Pozo \_ 1. De los parámetros monitoreados en este lugar sólo la concentración de Mn sobrepasa el límite establecido en la NOM-127-SSA.

Con base en los análisis del agua y el nomograma de Merrilly Sanks, 1977 se estimaron los valores de equilibrio del agua y el **Índice de Saturación (Índice de Langelier)**,  $I=0.285$ , el cual indica que el agua cruda tiene muy ligera tendencia a incrustar depósitos de carbonatos. El efecto de la incrustación, evaluado a través del índice de Rynzar,  $RI=7.03$ , es despreciable. Estas estimaciones indican que **el agua cruda es estable**, las incrustaciones carbonáceas prácticamente no afectan el funcionamiento del Sistema de Abastecimiento.

Los dos filtros: zeolita fina y zeolita gruesa se retrolavaron con agua cruda a través de una llave colocada en la válvula de expulsión de aire; de esta misma llave se efectuó la alimentación de las columnas durante las pruebas.

Durante las primeras 23 horas las columnas operaron a las siguientes tasas:  $V_{Ze,f}=15 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$  y  $V_{Ze,gr}=6.5 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ . A las 23 horas fue suspendida temporalmente la operación de las columnas por problema de alimentación del filtro de la zeolita fina. Esta columna fue retrolavada con agua de la llave y la corrida continuó a las siguientes tasas de operación:  $V_{Ze,f}=10 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$  y  $V_{Ze,gr}=11 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ . El NaOCl fue aplicado en línea a las dos columnas durante todo el tiempo de la prueba.

La evolución de la concentración de manganeso se presenta en la fig. 4.

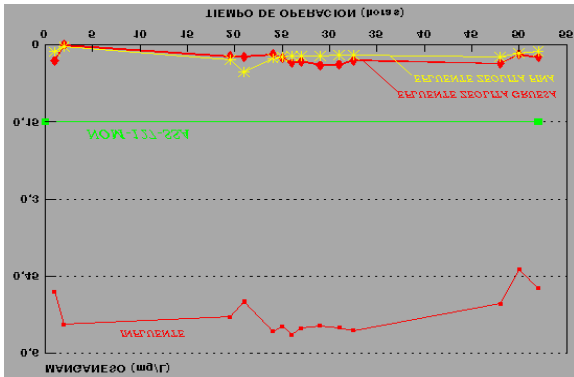


Fig. 4. MONITOREO DE MANGANESO

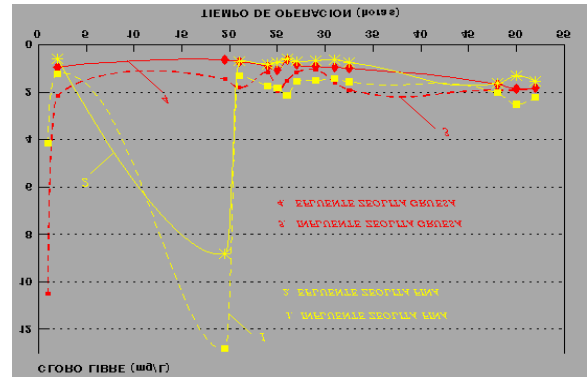


Fig. 5. MONITOREO DE CLORO

La concentración del manganeso en los dos efluentes se mantuvo muy por debajo de la indicada por la NOM-127-SSA durante toda la corrida de 52 horas, aún cuando la tasa de operación del filtro de la zeolita gruesa fue aumentada de 6.5 a 11 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h; la máxima concentración de manganeso en el efluente de esta columna fue de 0.039 mg/L, lo que equivale a una remoción de 93%.

La concentración de Cl<sub>2</sub> residual libre en los dos efluentes fue mayor de 0.5 mg/L como se muestra en la fig. 5. Los dos picos en el gráfico se refieren a la columna de la zeolita fina; la sobredosis del Cl<sub>2</sub> fue causada por el problema de la alimentación de la columna con agua cruda, comentado anteriormente.

El color y la turbiedad, visualizados en las figuras 6 y 7, muestran un comportamiento similar al de la figura anterior.

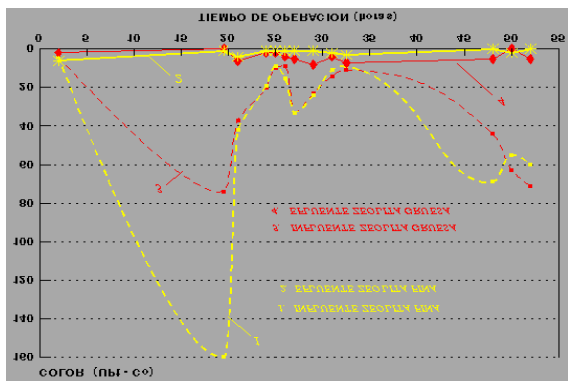


Fig. 6. EVOLUCIÓN DE COLOR

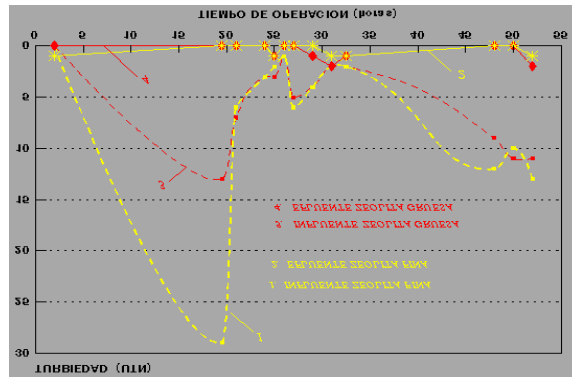


Fig. 7. EVOLUCIÓN DE TURBIEDAD

En los gráficos se observa una alteración del color y la turbiedad de los influentes debido a la oxidación de hierro, manganeso, materia orgánica y demás sólidos presentes en el agua cruda. Como se puede apreciar, los efluentes de las columnas no son afectados por el efecto de  $\text{Cl}_2$  puesto que los contaminantes y sus precipitados son retenidos en el lecho de las columnas y como resultado se obtiene un filtrado libre de color y turbiedad.

Durante esta corrida fue comprobada nuevamente la selectividad del medio, evaluando la remoción del  $\text{Mg}^{2+}$  y  $\text{Ca}^{2+}$ . Los resultados de esta evaluación se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. SELECTIVIDAD DEL MEDIO DE CONTACTO ( $\text{MnO}_{x(s)}$ ).

PUNTO DE MONITOREO	ALCALINIDAD (mg/L)	DUREZA (mg/L)			CALCIO $\text{Ca}^{2+}$ , (mg/L)	MAGNESIO $\text{Mg}^{2+}$ , (mg/L)	MANGANESO $\text{Mn}^{2+}$ , (mg/L)
		TOTAL	DE CALCIO	DE MAGNESIO			
INFLUENTE	209.0	271.0	202.0	69.0	80.8	16.8	0.480
EFLUENTE ZEOLITA FINA	202.0	264.0	203.0	61.0	81.2	14.8	0.030
EFLUENTE ZEOLITA GRUESA	205.0	270.0	206.0	64.0	82.4	15.6	0.013

Como se puede apreciar, **la competencia de  $\text{Ca}^{2+}$  y  $\text{Mg}^{2+}$**  por los sitios activos de adsorción en el medio es reducida hasta el mínimo; el medio exhibe **selectividad** a los iones de manganeso.

### EVOLUCIÓN DE LAS CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DEL MEDIO DE CONTACTO. PARÁMETROS OPERACIONALES DURANTE LA EXPLOTACIÓN DE LOS FILTROS.

A continuación se presentan una serie de análisis con el fin de proveer una evaluación preliminar de las **propiedades físicas del medio recubierto con óxidos de manganeso** y su impacto a los parámetros operacionales.

Con el fin de evaluar el "crecimiento" del grano por la cantidad del  $MnO_2$  retenido sobre el mismo, se separaron 200 gr de cada material de contacto utilizado en las pruebas (zeolita fina y zeolita gruesa). Las muestras fueron sometidas a análisis granulométrico; fue evaluada la cantidad del  $MnO_{x(s)}$  retenido sobre el medio y la densidad del mismo.

La cantidad total del manganeso retenido sobre el grano del medio fue evaluada por la extracción del  $Mn^{2+}$  con ácido nítrico ( $HNO_3$ ) a  $pH=1.0$  en presencia de un agente reductor (sulfato de hidroxilamina) con el fin de solubilizar el  $MnO_2$ . La extracción a  $pH=5.0$  muestra la fracción adsorbida, sin ser oxidada sobre la superficie del medio. La cantidad del  $MnO_2$  adsorbido por un gramo del medio fue calculada con base al peso molar. Los resultados se muestran en la tabla 4. La última fila muestra las características de la zeolita fina sometida a un crecimiento acelerado durante 3 semanas.

Tabla 3. EXTRACCIÓN de Mn y Fe DE LOS MEDIOS DE CONTACTO UTILIZADOS

TIPO DE MEDIO	METAL EXTRACTABLE (mg de metal/g del medio)						DENSIDAD DEL MEDIO (ton/m <sup>3</sup> )
	EXTRACCIÓN a pH = 1.0				EXTRACCIÓN a pH = 5.0		
	Mn	MnO <sub>2</sub>	Fe	Fe(OH) <sub>3</sub>	Mn	Fe	
ZEOLITA VIRGEN	0.0259	0.041	0.0235	0.045	0.00065	0.000	2.04
ZEOLITA FINA DE USO	8.0	<b>12.65</b>	0.22	0.421	0.0569	0.00125	
ZEOLITA GRUESA DE USO	2.0	3.16	0.044	0.084	0.0355	0.001	
ZEOLITA, CRECIMIENTO ACCELERADO	10.0	<b>15.82</b>	--	--	--	--	2.057

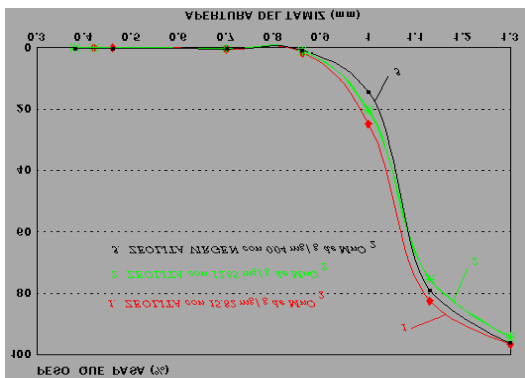


Fig. 8. GRANULOMETRÍA

El análisis granulométrico, fig. 8, muestra que prácticamente no hay un cambio significativo del grano a pesar de que se tienen adsorbidos 12.65 y 15.82 mg de  $MnO_2$  por cada gramo del medio, Tabla 3. Los óxidos acumulados sobre la superficie del medio no afectan las características físicas del mismo como el tamaño efectivo, C.U. y la densidad del medio. Esto indica que los óxidos de Mn que cubren la superficie de los granos no afectarán los parámetros operativos durante la filtración normal, puesto que las pérdidas hidráulicas por el lecho no cambiarán significativamente, y respectivamente el funcionamiento de la unidad durante la filtración.

Los resultados obtenidos se pueden explicar con las masas relativas del medio y el óxido involucrados en el proceso. La gran cantidad de medio en comparación con el óxido retenido en el lapso de las pruebas, minimiza el efecto causado por la acumulación de la película de  $MnO_{x(s)}$ .

La evaluación de las características del medio de contacto se debe de hacer durante la operación de una planta real lo que requiere un largo tiempo de observación en la explotación de la misma; la acumulación de  $MnO_2$  afecta en mayor grado la densidad del medio lo que influye en los parámetros de **retrolavado del filtro**. El aumento de tamaño del grano durante la explotación de la planta es despreciable, y no afecta la calidad del filtrado como fue comprobado en el estudio. El objetivo principal de retrolavado en este caso, es evitar la colmatación del medio filtrante y mantener la porosidad del lecho.

Varios estudios muestran que el retrolavado puede ser muy eficiente cuando se utiliza simultáneamente agua-aire, sin necesidad de aplicar la tasa que asegura la fluidización completa del lecho. El flujo agua-aire ocasiona gran fricción entre los granos del medio y el desprendimiento de los sólidos adheridos a los granos. El flujo

simultáneo de agua no permite la penetración de los sólidos desprendidos en la profundidad del lecho. La abrasión y la gran velocidad del flujo en los poros del lecho aseguran una eficiente limpieza del lecho aún cuando éste no está fluidificado completamente

La ecuación empírica que relaciona la tasa del aire ( $Q_a$ -ft<sup>3</sup>/ft<sup>2</sup>min), la velocidad mínima de fluidización del lecho ( $V_{mf}$ ), basada a  $d_{60}$  y la tasa de agua aplicada en el retrolavado ( $V$ ), Amirtharajah, A., 1984, es la siguiente:

$$0.45Q_a^2 + 100\left(\frac{V}{V_{mf}}\right) = 41.9$$

Los parámetros relacionados según la fórmula anterior aseguran la mejor abrasión entre los granos y condiciones óptimas para el retrolavado aire+agua a baja tasa, sin fluidificar completamente el lecho. A través de varias ecuaciones empíricas y/o teóricas se obtienen los mismos resultados en el rango de tasas de aire de 37 a 110 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h.

El sistema más apropiado para el retrolavado de los filtros en este caso, es aire-agua, efectuado en las siguientes fases:

1) Evacuar el agua del filtro hasta 5-10 cm por arriba de la superficie del lecho. Inducir simultáneamente aire a 60 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h y agua a baja tasa (15 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h) en 5 min. Cuando el nivel del agua llega a 5-10 cm del borde-vertedor de las canaletas de recolección de agua se suspende el aire y el lavado se sigue sólo con agua. La fase simultánea de aire-agua puede durar hasta 10 min. cuando se han instalado baffles inclinados a 45° alrededor de las canaletas de recolección con el fin de evitar las pérdidas del material filtrante durante el retrolavado.

2) La segunda fase consiste en lavar únicamente con agua a una tasa de 30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h durante 5-7 min, y

3) La última fase de lavado se lleva a cabo sólo con agua aumentando la tasa a 45 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h durante 2 ó 3 min para expulsar los óxidos desprendidos y el aire retenido en el lecho filtrante. Esta tasa corresponde a la fluidificación del lecho en las condiciones iniciales, cuando  $\rho=2.04$  ton/m<sup>3</sup>. En los 10 años de operación cuando teóricamente  $\rho=2.84$  ton/m<sup>3</sup>, esta tasa fluidificará parcialmente el medio, lo que combinado con aire asegura un lavado eficiente.

Con el fin de controlar la evolución de las características del medio se puede efectuar periódicamente un **retrolavado químico** del material filtrante. Para asegurar mayor extracción de los óxidos y la máxima reducción de la densidad y el tamaño del grano se recomienda el uso de un agente reductor y ajuste de pH a un valor menor de 3.0 con HNO<sub>3</sub>.

## CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos en el estudio comprueban la eficiencia de la técnica aplicada en remoción de manganeso y muestran que el manejo de la dosis del oxidante aplicado en línea durante la filtración es la herramienta más poderosa para controlar la concentración remanente del manganeso en el efluente, seguida de la tasa de operación. Un filtrado libre de manganeso se obtiene cuando el cloro residual libre se mantiene por arriba de 0.5 mg/L en el efluente del filtro de la zeolita, no obstante su granulometría. Esta técnica permite largos ciclos de operación, trabajando a tasas de hasta 15 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h con un grado de remoción de manganeso mayor de 95% que garantiza el cumplimiento de la NOM-127-SSA, sin importar la concentración de Mn(II) en el agua cruda.

El cloro se aplica justo antes de los filtros con el fin de oxidar el manganeso sobre la superficie del medio de contacto, y así regenerar su capacidad en línea. Para mantener la eficiencia de remoción continua de



manganeso, la dosis aplicada de cloro tiene que garantizar de 0.5 a 1.0 mg/L de  $\text{Cl}_2$  residual libre en el efluente de los filtros lo que asegura la regeneración del medio, y también el cumplimiento de la NOM-127-SSA respecto a la dosis de  $\text{Cl}_2$  residual libre que es de 0.5 a 1.0 mg/L.

En el caso de utilizar otro tipo de oxidante la dosificación se debe de definir con base en la demanda del mismo a su propio punto de "quiebre", más un residual libre equivalente a 0.5-0.7 mg/L de  $\text{Cl}_2$  para asegurar la oxidación del Mn(II) en el medio de contacto.

El medio de contacto es selectivo para los iones manganeso eliminando la competencia de los iones  $\text{Ca}^{2+}$  que comúnmente se encuentran presentes en el agua.

El aumento de la densidad del medio afecta el retrolavado del filtro, por lo tanto el sistema más apropiado para el retrolavado es aire-agua con lo que se logra mantener la porosidad del lecho y evitar su colmatación. Para controlar las características del medio de contacto se recomienda una extracción periódica del  $\text{MnO}_2$  de la superficie del mismo usando un agente reductor en medio ácido.

Esta tecnología que utiliza medios naturales disponibles en el país, da solución a la problemática ocasionada por el manganeso disuelto en el agua de las fuentes de abastecimiento de Guaymas, Sonora. Comparada con una **planta convencional** compuesta de unidad de oxidación, sedimentación y filtración tiene una serie de ventajas entre las cuales están el menor costo de construcción y operación, mayor eficiencia de remoción de Mn, instalaciones más compactas, y ciclos de operación mucho más largos.

Ofrece parámetros operacionales que permiten el control de la remoción de los contaminantes y la regeneración continua del medio.

Los óxidos de manganeso ( $\text{MnO}_{x(s)}$ ), generados en el proceso son altamente cotizados en el mercado industrial, lo que permite la recuperación de la inversión.

## REFERENCIAS

**Knocke R.**, William, **Occiano C.**, Suzane, and **Hungate**, Robert. Removal of Soluble Manganese by Oxide Coated Filter Media, *Jour. AWWA*, Aug.(1991).

**Morgan J.**, James and **Stumm**, Werner. Colloid-Chemical Properties of Manganese Dioxide, *Jour. of Colloid Science*, **19**, 347-359,(1964).