



PROYECTO TC 0815.3
EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE CINCO
TECNOLOGÍAS PARA REMOCIÓN DE ARSÉNICO

INFORME FINAL

2010

César G. Calderón Mólgora
Pedro Arroyo Martínez
Flor V. Cruz Gutiérrez
Sofía E. Garrido Hoyos
Silvia Gelover Santiago
Raúl López Corzo
Alejandra Martín Domínguez
Sara Pérez Castrejón
María Laura Quezada Jiménez
María de Lourdes Rivera Huerta
Norberto Segura Beltrán

RESUMEN EJECUTIVO

Debido a la intensa actividad económica de la Comarca Lagunera, y al consecuente crecimiento poblacional, el acuífero granular que es la principal fuente de abastecimiento de la región, ha sido sometido a una fuerte presión hídrica que se ha traducido en el abatimiento de los niveles piezométricos y en el deterioro de la calidad del agua, principalmente por el aumento en la concentración de arsénico, aunque también se ha detectado altos niveles de flúor en algunos pozos de la zona.

Las autoridades locales, conscientes de los riesgos a la salud humana asociados con el arsénico, han llevado a cabo acciones encaminadas a disminuir la exposición de los habitantes al arsénico, como por ejemplo la clausura de pozos cuya concentración de arsénico supera el nivel máximo permisible de la NOM-127-SSA1-1994 (modificación del año 2000), o bien la instalación de pequeñas unidades de ósmosis inversa para llenado de garrafones, esto último en la zona rural. Sin embargo, dado el incremento en la demanda de agua, la baja disponibilidad de agua en la región, la exigencia cada vez mayor de entregar agua de calidad apta para consumo humano, así como la pauta cada vez más estricta en cuanto a la concentración de arsénico en el agua, es necesario buscar alternativas tecnológicas que permitan aprovechar las fuentes existentes en la región y entregar a los usuarios agua en cantidad y calidad suficiente.

Por lo anterior, el Fondo Metropolitano encomendó al IMTA la realización de un estudio comparativo de cinco tecnologías comúnmente utilizadas para remoción de arsénico: nanofiltración, coagulación-floculación convencional, electrocoagulación, adsorción en medios específicos (sorb 33 o equivalente) y deionización capacitiva.

En coordinación con los cinco organismos operadores de agua potable que abastecen a la zona metropolitana, se propusieron distintos pozos en los que se sabe contienen arsénico disuelto en concentraciones superiores a 25 µg/L. Con base en las sugerencias y después de un muestreo en campo se seleccionaron 2 pozos: 32R en Torreón, Coahuila y el 13 en la comunidad de San Felipe, Gómez Palacio, Durango. Uno de los motivos para elegir estos pozos fueron la concentración de sólidos disueltos totales, el pozo 32R presentó una conductividad de 925µS/cm, mientras que el pozo 13 fue de 440 µS/cm.

Estudios piloto de los procesos.

Las tecnologías de remoción de As probadas son: adsorción en medios específicos, coagulación convencional, electrocoagulación, deionización capacitiva, nanofiltración y microfiltración, cabe aclarar que esta última no estaba contemplada originalmente en el estudio. Todas las tecnologías probadas resultaron ser efectivas en la remoción del

metaloides; sin embargo, debido a que la deionización capacitiva no puede tratar caudales mayores a 1 L/s, no es factible instalarla para tratar el agua que se distribuye en la red, su uso se debe enfocar hacia aplicaciones más pequeñas como es el embotellado de agua y puede ser útil en comunidades rurales.

Las otras cinco tecnologías son aptas para tratar la totalidad del agua producida por los pozos con problemas de arsénico, todas ellas pueden producir efluentes con concentraciones menores a 10 µg/L (0.01 mg/L) de este contaminante.

Los lodos de desechos que generan la coagulación convencional, la electrocoagulación y la microfiltración son considerados no peligrosos, el análisis CRETl efectuado a los lodos generados en las pruebas en campo arrojó como resultado que cumplen con lo establecido en el numeral 5.1.1 de la NOM-053-SEMARNAT-1993. Por lo anterior pueden ser dispuestos en un relleno sanitario.

La salmuera de la Nanofiltración tampoco rebasa los límites establecidos en la NOM-002-SEMARNAT-1996, la concentración de arsénico en el agua de rechazo fue inferior a los 0.5 mg/L, por lo que está en cumplimiento de la norma y puede ser vertida al alcantarillado municipal.

Tabla 1. Comparación entre las principales características de las tecnologías evaluadas.

Tecnología	Adsorción	Coagulación convencional	Electro-coagulación	Micro-filtración	Nano-filtración
Demanda de mano de obra (h.h./mes)	240	720	720	360	360
Agua perdida %	2	5	5	2	20 a 25
Lodos de desecho (ton/mes)	6	17.17	10.34	5.24	N.A.
Espacio requerido (m ²)	110	200 ¹	200 ¹	140	140
Remoción de otras sustancias ²	No	No	No	No	Ca ⁺⁺ , Mg ⁺⁺ , SO ₄ ⁼ y Cl
Costo de inversión (M\$)	3.3	4.5	5.284	7.955	5.692
Costo de operación (\$/m ³)	3.25	1.52	2.09	1.13	2.84

¹ Tienen muy poca flexibilidad para la instalación. ² Con base en los parámetros medidos en campo.

Independientemente de los costos de inversión y operación cada una de ellas presenta particularidades que la hacen más o menos atractiva para su instalación (Tabla 1); por



ejemplo, la coagulación convencional y la electrocoagulación demandan mucha mano de obra, ya que aún automatizando las plantas, es necesario tener al menos un operador de tiempo completo por turno en éstas. Las otras tecnologías no demandan personal de tiempo completo por turno, o visto de otra forma, es posible que el operador pueda atender a más de una planta si se cuenta con un vehículo de soporte y la instrumentación necesaria.

Como se observa en la misma Tabla 1, cada una de las tecnologías presenta aspectos de interés que contribuyen a que el proceso sea atractivo para su implementación en un sistema municipal de agua potable.

Análisis económico

El análisis se realizó considerando un tiempo de vida útil de 20 años; los costos de operación se calcularon con base en parámetros medidos en campo durante las pruebas de tratabilidad; el costo de energía eléctrica se calculó con la tarifa 6 de la CFE publicada para el 2010, y como la tarifa varía mes con mes se tomó el promedio aritmético anual. En el caso de los procesos de membrana, los costos de sustitución de membranas se repartieron de manera uniforme cada año, es decir, se consideró que una quinta parte de las membranas se sustituirá al año en vez de reemplazar todas las membranas al quinto año.

El Valor Actual Neto Social (VANS) es una medida de cuánto valor se crea o se agrega al efectuar una inversión hoy. Para determinar cuál de las alternativas propuestas resulta más conveniente se trasladaron a VANS todas ellas, se consideró una tasa de actualización del 12%; dado que no se han cuantificado los beneficios sociales del proyecto atribuibles al ahorro del presupuesto destinado a combatir enfermedades relacionadas con la contaminación del agua con arsénico, todos los VANS resultaron negativos. Cabe destacar que dichos beneficios son los mismos y en la misma proporción para cada una de las alternativas, por consiguiente el VANS más favorable es para aquella tecnología cuya sumatoria de costos de inversión, de operación y mantenimiento sea la más baja, pero que permita al sistema funcionar de manera óptima. La tabla 2 muestra dos indicadores económicos, el costo de inversión y el costo de operación de las tecnologías comparadas.

Con base en el criterio del VANS y en el beneficio costo, se concluye que la coagulación convencional es la tecnología que presenta el mayor beneficio/costo y el mejor VANS, seguida por la microfiltración y después por electrocoagulación, nanofiltración y adsorción. Las dos primeras opciones tecnológicas están en un intervalo semejante de relación beneficio costo y VANS.

Tabla 2. Indicadores económicos.

Tecnología	Inversión*	VANS	B/C	Costo de operación (\$/m ³)
Adsorción en medios específicos	3,300,000.00	-18,113,250.07	0.30	3.25
Coagulación convencional	4,500,000.00	- 6,846,180.23	0.52	1.52
Electrocoagulación	5,284,332.00	-11,793,195.14	0.40	2.09
Microfiltración	7,955,000.00	- 8,326,832.17	0.49	1.13
Nanofiltración	5,692,000.00	-13,407,932.29	0.36	2.84

* La inversión incluye caseta de control o cobertizos para resguardo de la infraestructura y proyecto eléctrico, este último se estimó en \$500,000.00 y se consideró que es el mismo costo para todos.

Desde un punto de vista estrictamente económico, las plantas a adoptar deberían ser en primera instancia del tipo de coagulación convencional, seguidas por microfiltración, la tercera opción sería la electrocoagulación, seguida de la nanofiltración y por último las de adsorción en medios específicos.

Por otra parte, si la inversión es a fondo perdido, la microfiltración se plantea como una alternativa muy atractiva, ya que presenta el menor costo de operación (1.13 \$/m³), por requerir poca mano de obra, generar menos lodos y consumir menos reactivos, lo que además permitiría impactar menos al ambiente.

Sin embargo, no hay una solución única ya que no en todos los predios en que se ubican los pozos con problemas de arsénico hay mucho espacio disponible. La tecnología a adoptar debe acoplarse a cada uno de los sitios en los que se instalaría: si hay espacio suficiente y se tiene la seguridad de contar con suficientes operadores capacitados se debe optar por las de coagulación convencional; si el terreno disponible o la disponibilidad de mano de obra son factores limitante la microfiltración y la adsorción en medios específicos son soluciones atractivas. En los pozos en que el agua, además de arsénico, presenta alta dureza y/o conductividad, la nanofiltración es una alternativa a considerar.

Análisis de factibilidad de apropiación de tecnologías

Con el fin de medir la percepción de la población de la región sobre el servicio y la calidad de agua se diseñó la encuesta en la que se abordan los siguientes aspectos:

- percepción de los efectos de la calidad del agua en el estado de salud general;

- origen del agua para beber y para preparación de alimentos;
- credibilidad del sistema de abastecimiento de agua; y
- capacidad y voluntad de pago para contar con un suministro de agua libre de arsénico.

Se diseñaron dos formatos de encuesta: uno para la zona urbana de Torreón, Coah., y otro para los otros tres municipios y la zona rural de Torreón. Los cuestionarios son los mismos sólo hay una diferencia en cuanto a la publicación de información de la calidad de agua suministrada. SIMAS Torreón muestra dicha información en su portal de internet, mientras que los otros organismos operadores no lo hacen.

La población total de los cuatro municipios incluidos en el estudio es de 1,110,890, el tamaño de muestra para un nivel de confianza del 95%; con un error estadístico del 3.1%, es de 1000 habitantes, pero considerando que en las comunidades más pequeñas se aplicarán 4 cuestionarios, el tamaño de la muestra final es de 1,247 habitantes. Sin embargo, al revisar la base de datos se detectaron inconsistencias en 166 cuestionarios por lo que fueron desechados, así el tamaño final de la muestra fue de 1081, aún así la validez estadística no se altera.

Algunos datos relevantes aportados por la encuesta son:

- La cantidad y la oportunidad del servicio de agua son el factor más importante para el 83% de la población, sólo el 17% de los encuestados considera más importante la calidad del agua.
- El 43% de la población está conciente de la presencia de arsénico en el agua de la región.
- Aproximadamente el 53% de la población encuestada consume agua de garrafón para beber ya sea como única opción o en combinación con agua de la llave.
- En promedio los hogares pagan \$107.10 pesos al mes por el servicio de agua y en los hogares en los que consumen agua de garrafón tienen una erogación mensual de \$181.00, cerca del 41% de ese costo es por garrafones.
- El 91 % de la población que consume agua de garrafón (48% de los encuestados) estaría dispuesto a transferir ese pago hacia el sistema municipal de agua, si tuviera la garantía que el agua de suministro es apta para beber.

Evaluación técnica de la posibilidad de tratamiento centralizado.

Se llevó a cabo una revisión de las redes de distribución de agua de las ciudades de Torreón, Coahuila, y Gómez Palacio, Durango. En ambos casos se buscó agrupar pozos que excedieran la concentración máxima permisible de arsénico establecida en la NOM-127-SSA1-1994 (0.025 mg/L), y cuya ubicación física permitiera conducirlos hacia un mismo punto para ser tratados.



En los planos hidráulicos de ambas ciudades se localizaron los pozos con problemas de calidad del agua y se revisó que su ubicación física y la conformación de la red existente permitiera conectarlos, sin necesidad de colocar tubería adicional. Por su dispersión geográfica y la configuración de la red hidráulica, sólo los pozos 4R, 10 21, 22, 23, 35, 36, 49, 57 de Torreón, Coah., y 1,14, 24 y 39 de Gómez Palacio, Dgo., tienen la posibilidad de ser agrupados.

Mediante el paquete informático Scadred se realizó la simulación hidráulica de los sectores Jacarandas, Fresno, San Isidro, Estrella y Residencial del Norte de Torreón, Coah., y en los subsectores abastecidos por los pozos 1,14, 24 y 39 de Gómez Palacio, Dgo., en los que se encuentran los pozos antes mencionados. En los escenarios estudiados al agrupar los pozos la red tendría presiones negativas, lo que se interpreta como que generaría déficit de agua en los sectores analizados. Los únicos pozos susceptibles de ser agrupados son 10R, 23R y 52, en Torreón, Coahuila y 39 y 14 de Gómez Palacio, Durango.

La gran mayoría de los pozos en Torreón, Coahuila y en Gómez Palacio, Durango, no son susceptibles de ser agrupados y las plantas de remoción de arsénico tendrán que colocarse a pie de pozo.

Conclusiones

Todas las tecnologías probadas son aptas para la remoción de arsénico, el ámbito de aplicación de la deionización capacitiva es para pequeñas operaciones como el embotellado de agua; por su parte la adsorción en medios específicos, la coagulación convencional, la electrocoagulación, la microfiltración y la nanofiltración son susceptibles de aplicarse directamente a los pozos en la región.

El análisis del Valor Actual Neto Social indica que la tecnología más rentable es la coagulación convencional, seguida por la microfiltración, la electrocoagulación, la nanofiltración y la adsorción en medios específicos.

No hay una solución única para la adopción de tecnologías, ya que además del criterio económico es necesario tomar en cuenta el espacio disponible en los predios donde se ubican los pozos, la seguridad de contar con suficientes operadores calificados para asegurar el funcionamiento correcto de la tecnología seleccionada y la calidad del agua del pozo.

El tratamiento centralizado no es factible de llevarse a cabo, la conformación de las redes municipales en la zona y la dispersión de los pozos con problemas de arsénico no permiten su agrupación a menos que se tiendan nuevas tuberías para llevar el agua de



las fuentes a la planta potabilizadora y de regreso a la zona de influencia de cada fuente.

El tratamiento del agua es complementario a la búsqueda de nuevas fuentes de abastecimiento, no son opciones excluyentes, es decir, aun obteniendo agua de la presa para suministro de la zona metropolitana, los pozos no pueden cerrarse ya que habría déficit de agua.



CAPÍTULO I CONTEXTO DEL ESTUDIO

I.	CONTEXTO DEL ESTUDIO.....	I-1
I.1.	SITUACIÓN ACTUAL.....	I-1
I.2.	ORIGEN DEL ARSÉNICO EN EL AGUA DE BEBIDA.....	I-4
I.3.	ARSÉNICO Y SALUD	I-6
I.3.1.	Carcinogenicidad	I-7
I.3.2.	Toxicidad sistémica.....	I-9
I.3.2.1.	Efectos bioquímicos.....	I-9
I.3.2.2.	Genotoxicidad	I-10
I.3.2.3.	Efectos durante la gestación.....	I-11
I.3.2.4.	Lesiones en la piel	I-11
I.3.2.5.	Enfermedades respiratorias.....	I-12
I.3.2.6.	Enfermedades cardiovasculares.....	I-12
I.3.2.7.	Hepatotoxicidad	I-13
I.3.2.8.	Diabetes mellitus.....	I-13
I.3.2.9.	Toxicidad gastrointestinal.....	I-13
I.3.2.10.	Neurotoxicidad	I-13
I.3.2.11.	Neurotoxicidad durante el desarrollo	I-14
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	I-16

Índice de Tablas

Tabla I.3.1	Niveles significativos de exposición oral a arsénico inorgánico en humanos para efectos carcinogénicos	I-7
Tabla I.3.2	Estudios de porfiria asociados con la toxicidad del arsénico	I-10

Índice de Figuras

Figura I.1.1	Ubicación de la Comarca Lagunera	I-1
--------------	--	-----

I. CONTEXTO DEL ESTUDIO

I.1. SITUACIÓN ACTUAL

La Comarca Lagunera es una región con intensa actividad ganadera, agrícola, minera e industrial que se ubica en el centro-norte de México; está conformada por parte de los estados de Coahuila y Durango y debe su nombre a los cuerpos de agua que se formaban, alimentados por los ríos Nazas y Aguanaval, hasta antes de la construcción de las presas Lázaro Cárdenas y Francisco Zarco.

La comarca se conforma por 16 municipios, 11 en el estado de Durango y cinco en Coahuila; Gómez Palacio, Lerdo, Tlahualilo de Zaragoza, Mapimí, San Pedro del Gallo, San Luis Cordero, Rodeo, Nazas, Cuencamé de Ceniceros, General Simón Bolívar y San Juan de Guadalupe en Durango y Torreón, Matamoros, San Pedro de las Colonias, Francisco I. Madero y Viesca en el estado de Coahuila (Figura I.1.1).

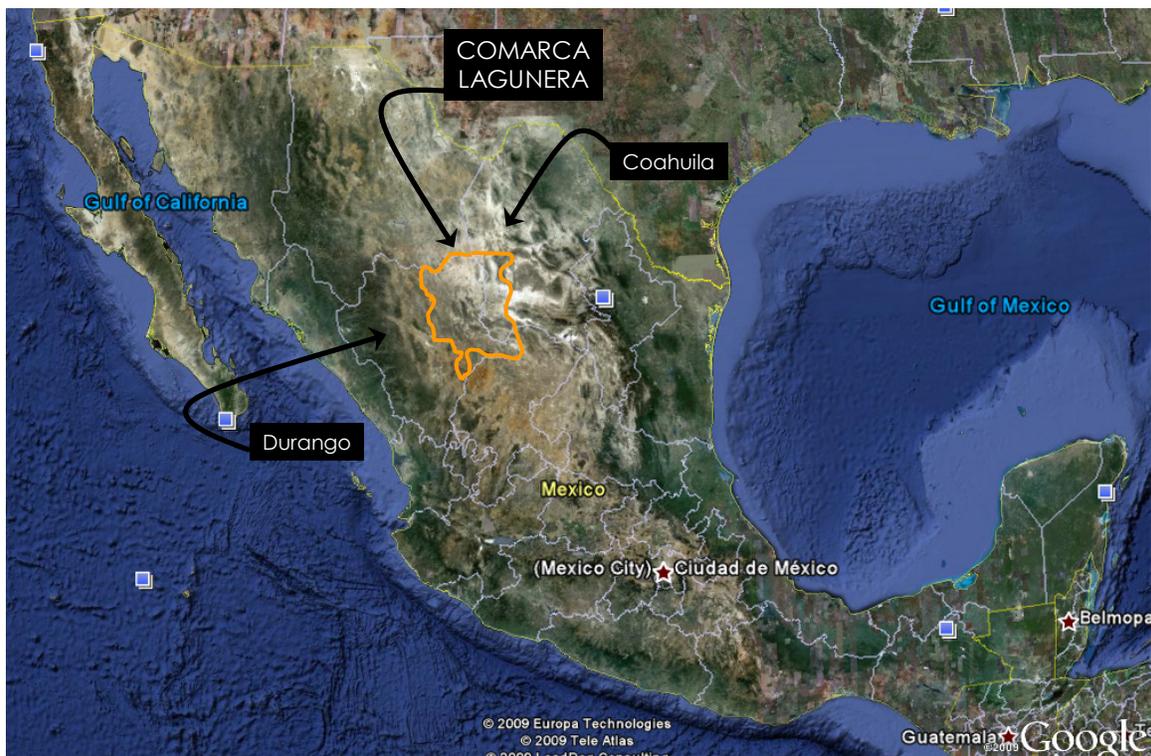


Figura I.1.1 Ubicación de la Comarca Lagunera

Debido a la actividad económica y al crecimiento poblacional, el acuífero granular, que

es la principal fuente de abastecimiento de la región, ha sido sometido a una fuerte presión hídrica que se ha traducido en el abatimiento de los niveles piezométricos y en el deterioro de la calidad del agua, esto último se debe principalmente al aumento generalizado de la concentración de arsénico y, en algunos pozos de la zona, a los altos niveles de flúor.

Las autoridades locales, conscientes de los riesgos a la salud humana asociados con el arsénico, han llevado a cabo acciones encaminadas a disminuir la exposición de los habitantes a este elemento, como por ejemplo la clausura de pozos cuya concentración supera el nivel máximo permisible de la NOM-127-SSA1-1994 (modificación del año 2000), o bien la instalación de pequeñas unidades de ósmosis inversa para llenado de garrafrones, esto último en la zona rural.

El incremento en la demanda de agua, su baja disponibilidad en la región y la pauta cada vez más estricta en cuanto a la concentración de arsénico en ella hacen necesario buscar alternativas tecnológicas que permitan aprovechar las fuentes existentes en la región.

Esta situación, por supuesto, ha alertado a los habitantes de la comarca lagunera quienes muestran una exigencia cada vez mayor de recibir agua cuya calidad sea apta para el consumo humano. Por su parte, los medios de información continuamente cuestionan la calidad y la inocuidad del agua de suministro a nivel municipal. Es frecuente que aparezcan notas, con o sin fundamentos, denunciando la presencia de arsénico en alguna fuente actual o potencial de suministro, pronósticos sobre la agudización de la sequía y la escasez del agua (Anexo I.1).

Las autoridades del agua en la Comarca Lagunera han recibido todo tipo de propuestas para la remoción de arsénico en el agua, cada uno de los ofertantes clama tener la mejor solución. Sin embargo, hasta la fecha no ha habido un estudio comparativo que pueda poner en claro cuales son los resultados reales que se obtendrán al aplicarlos, ni el costo real de operación de los distintos sistemas posibles. Hay un interés real por atender el problema, pero tienen dudas de cual sería la mejor forma de hacerlo.

Por ello el Fondo Metropolitano encargó al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua llevar a cabo un estudio comparativo en campo en el que se analicen cinco de las tecnologías que han sido ofertadas y consideradas viables de aplicarse para la remoción de arsénico en la región.

Las variables a analizar serán el consumo de reactivos, el consumo de energía eléctrica, la eficiencia de remoción de arsénico y la posibilidad de remover otras sustancias del agua, el costo de la disposición de residuos líquidos y sólidos, el nivel de calificación de la mano de obra y el costo de capital de cada una de las tecnologías.



I.2. ORIGEN DEL ARSÉNICO EN EL AGUA DE BEBIDA

Existen diferentes vías de exposición humana al arsénico, los alimentos, el agua y el aire, son las principales vías de ingesta de este elemento; la peligrosidad de esta exposición depende del estado de oxidación en el que se encuentre el metaloide; en términos generales, el arsénico inorgánico es mucho más peligroso que aquel que está ligado a compuestos orgánicos [Harte *et al.*, 1991].

El arsénico (As), es un metaloide ubicuo en la naturaleza, componente de más de 245 minerales, es el 20° elemento más abundante en la corteza terrestre, el 14° en agua de mar y 12° en el cuerpo humano. El As y sus compuestos entran a los compartimientos ambientales como polvo o en disolución [Mandal y Suzuki, 2002]. En el ambiente, se transforma y es frecuente encontrar especies inorgánicas (As_i) y orgánicas en aguas naturales [Braman y Foreback, 1973; Croal, *et al.*, 2004]. Las fuentes antrópicas de los organoarsenicales, ácidos monometilarsónico (MMA) y dimetilarsónico (DMA), se deben a su uso como herbicidas en la agricultura, y los ácidos nitro aminobencenoarsénicos son utilizados como aditivos de alimentos para aves [Jackson y Berstch, 2001].

El arsénico se encuentra en forma natural en rocas sedimentarias y volcánicas, principalmente en forma de sulfuro (As₂S₃) y arsenopirita (FeAsS) en una gran variedad de minerales que contienen cobre, plomo, hierro, níquel, cobalto y otros metales; por lo que su presencia en el agua es resultado de la disolución del mineral presente en el suelo por donde fluye el agua.

Asimismo, una importante proporción del arsénico inorgánico disperso en el ambiente es resultado de actividades humanas como la fundición de metales, quema de carbón y la producción y uso de pesticidas [Harte *et al.*, 1991].

El arsénico inorgánico existe en cuatro estados de oxidación: -III, 0, +III y +V; en el agua, los estados de oxidación más comunes son el **arsenato** [As (V)] y el **arsenito** [As (III)] [OMS, 2001]. En aguas superficiales con alto contenido de oxígeno, la especie más común es el arsenato [As (V)]; en tanto que en condiciones de reducción, por ejemplo, en los sedimentos de lagos o en aguas subterráneas, predomina el arsenito [As (III)].

La especiación de cada estado de oxidación del arsénico depende directamente del pH del agua; en el intervalo de pH natural del agua las especies de As (V) se encuentran cargadas negativamente y las de As (III) son eléctricamente neutras.

En México, la presencia de arsénico en forma natural se debe a que el país se encuentra dentro de un cinturón volcánico con suelos ricos en arsénico que contaminan los mantos freáticos [Castro, 2004]. Actualmente se tienen identificados once estados



de la república con problemas de contaminación por arsénico: Durango, Coahuila, Zacatecas, Morelos, Aguascalientes, Chihuahua, Puebla, Nuevo León, Guanajuato, San Luis Potosí y Sonora, donde se han detectado concentraciones superiores al límite señalado en la modificación a la norma de agua potable, la NOM-127 SSA1 1994, de 0.025 mg/L [Castro, 2004; Fuentes, 2005; Rivera *et al.*, 2004].

I.3. ARSÉNICO Y SALUD

Los humanos están expuestos al As y sus compuestos, principalmente a través del consumo de alimentos y agua, ingestión e inhalación de partículas, y en algunas zonas por la inhalación de emisiones [NRC, 1999; ATSDR, 2000]. Para miles de personas, el agua de consumo es la principal fuente de exposición a As_i [Piamphongsant, 1999; NRC, 1999; ATSDR, 2000; WHO, 2004]. Sin embargo, para la mayor parte de la población mundial, la exposición es básicamente por consumo de alimentos [ATSDR, 2000]; p. ej., los peces contienen especies inorgánicas y orgánicas de As, y aunque en general se plantea que el contenido de formas inorgánicas de As es menor en los peces dulceacuícolas que en los marinos, poco se conoce sobre la proporción de éstas [NRC, 1999] y por tanto del impacto de la exposición a través de esta fuente. Huang, *et al.* [2003], reportaron que en *Oreochromis mosambicus* (tilapia), el 7.4% es As_i lo cual es superior a lo reportado por otros estudios en el mar adriático (0.47-3.5%) [Storelli y Marcotrigiano, 2000]

La toxicidad del arsénico depende de los procesos metabólicos que ocurren en el organismo expuesto, lo cual se ha documentado en estudios epidemiológicos relacionados con el consumo de agua contaminada, observándose diferencias asociadas no sólo a la dosis de exposición, sino también a polimorfismos genéticos, sexo y factores ambientales entre otros [Tseng, 2009].

En humanos, el metaloide inorgánico se absorbe por todas las vías; en el tracto gastrointestinal se absorbe más del 90% del metaloide ingerido; la absorción dérmica es baja, aunque puede facilitarse cuando la piel se encuentra irritada [Tchounwou, *et al.*, 2003], incluyendo especies de las formas pentavalente y trivalente [Sakurai, 2003].

El As es rápidamente depurado de la sangre (90% en dos a tres horas), y por esto no se utiliza como un biomarcador, a menos que se pretenda determinar exposiciones muy recientes, dosis relativamente altas [ATSDR, 2000; NRC, 1999; Ellenhorn, 1997], o bien en casos de exposiciones crónicas estables. Dado que la principal vía de excreción es la orina, y la proporción de metabolitos depende de las diferentes especies químicas, ésta puede ser una buena matriz para evaluar la exposición-riesgo [Le, *et al.*, 1994].

El As (V) es metabolizado en un proceso secuencial que involucra la reducción a la forma trivalente (que es la más tóxica), seguida por una mutación oxidativa a una forma orgánica pentavalente (menos tóxica, pero posiblemente con potencial carcinógeno). La reducción puede o no ser enzimática en presencia de un tiol como el GSH. El metabolito predominante de As inorgánico es el ácido monometilarsónico (MMA), el cual es rápidamente excretado. El óxido de trimetilarsina es el producto final, pero se encuentra en muy bajas cantidades en la orina. Se ha manejado que la

mutilación es un mecanismo de detoxificación; sin embargo algunos autores plantean la falta de conocimiento existente sobre la toxicidad de estas formas metiladas para el organismo humano.

I.3.1. Carcinogenicidad

Basado en la evidencia de estudios epidemiológicos en humanos (Tabla I.3.1), el As_i , es un carcinógeno reconocido de humanos, incrementa el riesgo de cáncer de pulmón, de piel, de vejiga y de hígado [IARC, 1999; ATSDR, 2000; IRIS, 2007].

Tabla I.3.1 Niveles significativos de exposición oral a arsénico inorgánico en humanos para efectos carcinogénicos

EXPOSICIÓN/DURACIÓN/FRECUENCIA (ESPECÍFICO DE LA VÍA)	LOAEL (mg/kg/día)	NIVEL DEL EFECTO CARCINOGENÉTICO
Continuo/Agua. As (+5)	0.022	Cáncer de piel
Continuo/Agua	0.064	Cánceres de vejiga, pulmón e hígado
Continuo/Agua	0.064	Neoplasmas malignos de la vejiga, piel, pulmón e hígado
2 semanas a 2 años/Ingestión. As (+3)	3.67	Riesgo de cáncer de vejiga
No específica/Agua	0.0011	Cáncer de pulmón
No específica/Agua	0.0017	Cáncer de pulmón
No específica/Agua	0.018	Cáncer de pulmón y mortalidad. Cáncer de vejiga (estudios independientes)
No específica./Agua	0.052	Incremento en la incidencia de células transicionales de carcinomas de vejiga, riñón y uréteres, y todos los cánceres uretrales
No específica/Agua	0.0049	Células escamosas de carcinoma de piel
> 1 año. Agua	0.0075	Carcinoma basal o de piel escamosa
16 años (promedio). Ingestión. As (+5)	0.04	Hombres. Células basales y células escamosas de carcinoma de piel, células pequeñas y células escamosas de carcinoma de pulmón
60 años continuos. Agua	0.038	Carcinoma intraepidérmico
≥ 45 años. Agua	0.014	Células escamosas de carcinoma de piel
~ 5 años. Agua. As (+3)	0.033	Cáncer de pulmón, tracto urinario
12 años. Agua	0.015	Hombres. Células escamosas de carcinoma de piel
	0.018	Mujeres. Células escamosas de carcinoma de piel
22-34 años. Agua	0.014	Mujeres. Células basales y escamosas de carcinomas de piel, hemangioendotelioma de hígado

Fuente: ATSDR, 2007

La USEPA [1998], clasifica al arsénico inorgánico en el grupo A, esto es un carcinógeno de humanos, con los siguientes valores:

- Unidad de riesgo oral: $5.00E-02$ (mg/L)⁻¹
- Factor de pendiente $1.50E+00$ (mg/kg-día)⁻¹. El órgano blanco para estimar el factor de pendiente es cáncer en piel, basado en el estudio de Tseng *et al.* [1968] para la población taiwanesa
- Factor de pendiente por inhalación: $1.51E+01$ (mg/kg-día)⁻¹. Unidad de riesgo por inhalación: $4.3E+00$ (mg/m³)⁻¹, basado en el estudio de Brown y Chu [1983]
- Factor de pendiente dérmico: $3.66E+00$ (mg/kg-day)⁻¹, basado en el factor de absorción gastrointestinal de 0.41
- Las concentraciones de arsénico específicos para el nivel de riesgo es el siguiente [IRIS, 2007]

Nivel de riesgo	Concentración
E-04 (1 en 10,000)	2E+00 µg/L
E-05 (1 en 100,000)	2E-01 µg/L
E-06 (1 en 1,000,000)	2E-02 µg/L

El cáncer infantil asociado al consumo de As, no ha sido muy estudiado, por lo que se han identificado pocos estudios. En Estados Unidos, Moore, *et al.* [2002], detectaron un ligero incremento en la tasa de incidencia de algunos cánceres diferentes a la leucemia asociados a concentraciones de entre 35 y 90 µg/L; el riesgo relativo en los niños expuestos al nivel superior fue 1.25 veces el riesgo de los no expuestos (IC al 95% fue de 0.91-1.69) para todos los cánceres combinados.

En el norte de Chile, con concentraciones superiores a 860 µg/L, Liaw, *et al.* [2008], si bien no detectaron mayor riesgo para los cánceres combinados, la mortalidad por cáncer hepático fue significativamente mayor en individuos menores de 20 años (estos eventos son en general muy raros) que habían experimentado exposiciones altas a arsénico en periodos de vida tempranos, el riesgo relativo en estos pacientes fue 10.6 veces más que el de los no expuestos con un IC 95% 2.9 a 39.2 con una significancia <0.001 (no incluye el valor de no asociación).

En adultos de la misma región Norte de Chile, específicamente en la cohorte que nació en el período anterior al de mayor exposición a As (1950-1957), la tasa de mortalidad estandarizada para cáncer de pulmón fue de 7 y para bronquiectasis (destrucción y ensanchamiento de las vías respiratorias mayores) de 12.4, en tanto que para quienes nacieron en el período de mayor exposición (1958-1971), con probable exposición *in*

utero y en los primeros años de vida, estas tasas fueron de 6.1 para cáncer de pulmón y 46.2 para bronquiectasis [Smith *et al.*, 2006].

I.3.2. Toxicidad sistémica

La toxicidad sistémica es la relacionada con efectos adversos en órganos y sistemas, sin incluir cáncer. De acuerdo con la revisión realizada por Vega [2001], la toxicidad de los compuestos arsenicales, decrece con el siguiente orden:

As(III) > óxido de monometilarsina (MMAO(III)) > DMA(III)GS > DMA(V) > MMA(V) > Asi(V)

Lo cual sugiere que los metabolitos metilados pueden ser parcialmente responsables de los efectos adversos a la salud, y la estimación de la concentración de arsénico total puede proporcionar información relevante sobre la exposición-efectos.

Desde el punto de vista molecular, la toxicidad del As inorgánico está determinada por la conducta de los diferentes arsenicales en la disrupción de los procesos metabólicos normales, bloqueando la actividad de algunas enzimas o interfiriendo en la actividad del fosfato. El mecanismo tóxico de los organoarsenicales está en investigación [Wang *et al.* 2002a]. Los efectos sistémicos incluyen: piel, sistemas cardiovascular, reproductivo, respiratorio, hematológico, renal, gastrointestinal y nervioso [NRC, 1999; ATSDR, 2000; Tchounwou, 2003].

La Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos, basado en la literatura científica establece que los valores de toxicidad asociada con arsénico para efectos no cáncer o sistémicos son los siguientes:

- Dosis crónica de referencia oral $3.00E-04$ (mg/kg-día), basado en el estudio de Tseng, 1977 (efectos cardiovasculares)
- Dosis de referencia dérmico crónica: $1.23E-04$ (mg/kg-día)
- Concentración crónica de referencia por inhalación: $5E-05$ mg/m³
- Dosis crónica de referencia por inhalación: $1.43E-05$ mg/kg-día

I.3.2.1. Efectos bioquímicos

Una de las respuestas del organismo a la exposición a metales, son cambios en el patrón o perfil de la excreción de porfirinas urinarias [Woods, 1995]. Las alteraciones en la biosíntesis heme, han sido utilizadas por algunos años como un biomarcador temprano de toxicidad celular a agentes inorgánicos como el arsénico [Fowler, 2001].

Woods, *et al.* [1995], en modelos animales, describieron cambios específicos de acuerdo con el metal en la excreción de porfirinas urinarias, en animales expuestos a As, Hg, Pb y otros metales pesados. Se considera que la etiología de estos cambios involucra efectos específicos de los metales sobre la síntesis y metabolismo de porfirinas en tejidos blanco como el hígado, riñones o células sanguíneas. Existen diferentes reportes sobre bloqueo de la síntesis heme como consecuencia de la afectación de enzimas presentes en el metabolismo de las porfirinas.

Entre las enzimas que afecta el As, se encuentran las responsables de la biosíntesis y degradación del grupo heme, incluyendo la inhibición de la coproporfirinógeno oxidasa y la heme sintetasa, antes de que se presenten síntomas en la piel [Ng, 2005] o posiblemente en otros tejidos, órganos o sistemas.

Hernández-Zavala, *et al.* [1999], observaron alteraciones en el perfil de porfirinas urinarias excretadas por sujetos humanos crónicamente expuestos a As a través de la ingestión de agua en la Comarca Lagunera, observaron que el incremento en la excreción de porfirinas se debe principalmente a coproporfirina III y uroporfirina III, así como incrementos en las proporciones de copro/uro y de copro III/copro I. En trabajadores expuestos a As_i, observaron también incremento en la excreción de algunos homólogos de porfirinas [Apostoli, *et al.*, 2002; Wang, *et al.*, 2002b]. En síntesis, diversos autores han reportado alteraciones en la concentración de porfirinas asociadas con la toxicidad del As, tanto en animales como en humanos (Tabla I.3.2).

Tabla I.3.2 Estudios de porfiria asociados con la toxicidad del arsénico

PRINCIPAL RESULTADO	REFERENCIA	PRINCIPAL RESULTADO	REFERENCIA
Uro, copro (alta proporción I/III)	García-Vargas, <i>et al.</i> , 1994	Copro I y III en ratones	Wu, <i>et al.</i> , 2004
Uro, copro I, copro III, proto IV por As (V), en ratas	Ng <i>et al.</i> , 2002	Incremento de uroporfirina y Copro III en jóvenes humanos	Ng, <i>et al.</i> , 2005
Uro y penta en humanos expuestos a As (III)	Apostoli, <i>et al.</i> , 2002	Copro I y III en ratones	Krishnamohan, <i>et al.</i> , 2007
Copro I, III y copro IV en ratas y humanos	Wang, <i>et al.</i> , 2002b	Copro I y alta proporción I/III	Mateo, <i>et al.</i> , 2006

1.3.2.2. Genotoxicidad

El As como pro-oxidante, tiene el potencial de causar peroxidación [Scenk, *et al.*, 1997], oxidación de proteínas y enzimas y decaimiento de GHS, oxidación de ADN y formación de aductos de ADN [Lynn, *et al.*, 1997]. También genera especies reactivas de oxígeno [Lynn, *et al.*, 1998], que se sabe inducen poli ADP-ribosilación, lo cual implica reparación de ADN, señal de transducción y apoptosis. El arsenito puede inducir ruptura de las cadenas de ADN y disminución de NAD [Bernstam y Nriagu, 2000; Lynn, *et al.*,

1997], por lo que los efectos genotóxicos puedan estar conectados con la inhibición de la reparación de ADN o la inducción de estrés oxidativo [Gebel, 1997]. La metilación a DMA está involucrada en la inducción de daño a ADN, inhibiendo la polimerización para la reparación [Zhao, *et al.*, 1997; Yamanaka, *et al.*, 1997].

1.3.2.3. Efectos durante la gestación

Entre los principales hallazgos por exposición a As en agua potable, se encuentran la pérdida fetal por aborto espontáneo (menos de 28 semanas de gestación), pérdida fetal después de 28 semanas de gestación, nacimientos pretérmino y bajo al nacer, documentados en algunos países, entre los que para Smith y Steinmaus [2008], destacan los siguientes:

- Hungría. Incremento en el número de nacimientos de fetos muertos (después del segundo trimestre de gestación o durante la labor de parto) y abortos espontáneos (170 a 330 µg/L)
- Chile. Incremento en el número de nacimientos de feto muerto y mortalidad infantil (860 µg/L); bajo peso al nacer (>50 µg/L)
- Bangladesh. Incremento en abortos espontáneos, nacimientos pretérmino y nacimiento de fetos muertos (≥ 100 µg/L); bajo peso al nacer (>734 µg/L)

En Bengala, India, von Ehrenstein, *et al.* [2006], determinaron en un grupo de 202 mujeres casadas, que la exposición a altas concentraciones de As (≥ 200 Ig/litro) durante el embarazo, se asoció con un riesgo de muerte fetal (después del segundo trimestre) seis veces mayor (OR de 6.07, IC del 95%: 1.54, 24.0; $p= 0.01$) y la proporción de la probabilidad de muerte neonatal fue de 2.81 (CI 95 %: 0.73, 10.8). Los autores no encontraron asociación entre la exposición a arsénico y aborto espontáneo o mortalidad general.

1.3.2.4. Lesiones en la piel

La pigmentación y queratosis de la piel son manifestaciones típicas de la toxicidad asociada con la exposición crónica al arsénico. La aparición de manchas semeja finas gotas con un patrón particularmente pronunciado en el tronco y extremidades con distribución bilateral y simétrica. Esta pigmentación puede involucrar también membranas mucosas tales como la superficie sublingual y la boca; otros patrones incluyen hiperpigmentación difusa, pigmentación irregular localizada y leucomelanosis, en la cual las máculas hipopigmentadas toman una apariencia de grano blanco [Guha, 2008]. Diversos autores, han reportado pacientes con lesiones en la piel, aún cuando

las exposiciones crónicas se asocian a agua de consumo con concentraciones menores a 50 µg/L [Smith y Steinmaus, 2009].

1.3.2.5. *Enfermedades respiratorias*

Diversos investigadores han reportado enfermedad respiratoria crónica en forma de tos o bronquitis crónicas asociadas con el consumo prolongado de agua contaminada con As [Guha, 2008].

El primer reporte de efectos tóxicos no cancerosos en pulmón, se registró en Antofagasta, Chile en residentes expuestos a aproximadamente 800 µg/L de arsénico en agua de consumo, aproximadamente 28% tenían pigmentación anormal de la piel acompañada de tos crónica, comparado con el 3.1% de participantes con tos y sin lesiones de piel o pigmentación anormal [Borgoña, *et al.*, 1977]. Posteriormente, Guha, *et al.* [1998], reportaron enfermedad pulmonar crónica en 89 de 156 casos de pacientes con síntomas de exposición crónica a As

En el Este de Bengala, se ha reportado disminución en la función respiratoria asociada al consumo crónico de agua contaminada con As (500 µg/L), en una cohorte de 287 participantes de 20 o más años. Los hombres fueron el subgrupo más susceptible a la toxicidad respiratoria [von Ehrenstein, *et al.*, 2005]. Guha, *et al.* [2005], conformaron un grupo de 108 pacientes quienes padecían lesiones en la piel y 150 pacientes sin lesiones a partir de una población de 7000 individuos crónicamente expuestos a As a través del agua de consumo; en general, los sujetos con lesiones de piel asociadas a arsénico tuvieron una prevalencia 10 veces mayor de bronquiectasis con respecto a los participantes que no presentaron dichas lesiones.

1.3.2.6. *Enfermedades cardiovasculares*

Una de las principales complicaciones de la toxicidad a través de la exposición crónica a As en agua de consumo en Taiwan, es la *enfermedad de pie negro* o síndrome de Reynud, este padecimiento es una forma de enfermedad vascular periférica aparentemente circunscrita a la población de la costa de este país. Se trata de una enfermedad arterial periférica única, caracterizada por arterioesclerosis sistémica severa así como por gangrena seca que con frecuencia requiere amputación de la extremidad afectada en las fases tardías [Tseng, 1977; Chen, *et al.*, 1994; Tseng, 2005].

La ingestión de As se ha asociado con incremento en la incidencia de enfermedades cardiovasculares, especialmente la enfermedad isquémica del corazón ha sido

ampliamente estudiada y documentada por diversos autores [ATSDR, 2007; Guha, 2008; Smith y Steinmaus, 2009].

1.3.2.7. Hepatotoxicidad

El daño hepático asociado con la exposición crónica a As ha sido descrito por algunos autores. Guha, *et al.* [1988], reportó hepatomegalia en 62 de 67 miembros de familias que bebían agua cuyas concentraciones de As oscilaban entre 20 y 2000 µg/L en Bengala del Este, en tanto que esta sintomatología se observó en 6 individuos de 96 no expuestos al metaloide (la concentración de As en agua fue <50 µg/L) en la misma área. Posteriormente, se estudiaron 13 pacientes con hepatomegalia en detalle, quienes presentaron diversos grados de expansión en la zona portal fibrosis hepática confirmada mediante histopatología, y cuatro presentaron síntomas que sugerían hipertensión portal.

1.3.2.8. Diabetes mellitus

La exposición a arsénico inorgánico en agua potable ha sido recientemente relacionado con diabetes mellitus. En México, Coronado, *et al* [2007], llevaron a cabo en 2003, estudio de casos y controles en una región de arsenismo endémico en Coahuila, con una alta incidencia de este padecimiento. Los casos (200) se obtuvieron a partir de un estudio transversal anteriormente realizado en esa región y la exposición a As se evaluó través de las concentraciones del metaloide total en orina. Los autores concluyen que el As puede ser diabetogénico, ya que con una concentración de As total de entre 63.5–104 µg/g creatinina tuvieron un riesgo dos veces mayor de tener diabetes (OR = 2.16; IC 95 %: 1.23, 3.79) con respecto al grupo de referencia (OR=1), pero este riesgo fue casi tres veces mayor en sujetos con altas concentraciones de arsénico total en la orina (OR = 2.84; IC 95 %: 1.64, 4.92).

1.3.2.9. Toxicidad gastrointestinal

En Bengala del este, se han documentado pacientes expuestos crónicamente a As en agua potable con síntomas como dispepsia, sin que haya evidencia epidemiológica que pueda ser considerada adecuada para establecer causalidad.

1.3.2.10. Neurotoxicidad

Los primeros reportes de daño neurológico causado por el As, fueron principalmente neuropatías seguidas por la inhalación o ingestión de As. Una dosis aguda de al menos $200 \mu\text{g.kg}^{-1}.\text{día}^{-1}$ da lugar a encefalopatía, con dolor de cabeza, letargia, confusión mental, alucinaciones, ataques y coma [Armstrong *et al.* 1984; Danan *et al.*, 1984; Fincher y Koerker 1987; Levin-Scherz *et al.* 1987; Quatrehomme *et al.* 1992].

Las exposiciones repetidas a dosis de entre 30 y $100 \mu\text{g.kg}^{-1}.\text{día}^{-1}$, pueden generar neuropatía periférica simétrica [Foy *et al.* 1992; Franzblau y Lilis 1989; Guha *et al.* 1988], que generalmente comienza con entumecimiento de manos y pies, y posteriormente puede evolucionar a sensación de piquetes con dolor. Se alteran tanto nervios sensoriales como motores [Mukherjee, *et al.*, 2003] y con frecuencia se presenta debilidad muscular, ocasionalmente inicia con falta de control en las muñecas o los tobillos [Chhuttani *et al.* 1967; Heyman *et al.* 1956]. En 77 villas de Xinjiang, China, con dosis de $5 \mu\text{g.kg}^{-1}.\text{día}^{-1}$, Lianfang y Jianzhong [1994], observaron fatiga, dolor de cabeza, debilidad, insomnio, pesadillas y entumecimiento de extremidades

Los efectos sobre sistema nervioso central, han sido un hallazgo importante en pacientes con arsenicosis en Bengala del Este [Rahman, *et al.*, 2001]. Independientemente de los síntomas de neuropatía, los pacientes presentaron cambios de humor con depresión, irritabilidad, ansiedad o falta de concentración en las actividades ocupacionales y familiares [Freeman y Couch, 1978]. Las alteraciones del sueño, dolor de cabeza y efectos neuroconductuales, también se presentaron con mayor frecuencia en el grupo expuesto que en el control de las mismas localidades [Kilburn, 1997]. El aumento en las concentraciones basales de neurotransmisores, que alteran la velocidad de conducción en los nervios periféricos, podrían estar relacionados con algunas neuropatías reportadas en la toxicidad crónica del As, cuyos síntomas disminuyen al cesar la exposición [Bolla-Willson y Bleker, 1987].

1.3.2.11. Neurotoxicidad durante el desarrollo

Siripitayakunkit, *et al.* [1999], en Ronpiboo, Tailandia, reportaron asociación significativa entre la concentración de As en cabello de 529 escolares (de entre 6 y 9 años de edad) y el desempeño en una prueba de inteligencia (Weschler Intelligence Scale Test). En niños de entre 6 y 8 años de la ciudad de Torreón, Rosado *et al.* [2007], mediante un estudio transversal, concluyen que el metaloide afecta el desarrollo cognitivo de los niños, independientemente del efecto del plomo. Watanebe *et al.*, [2003], encontraron que la edad es un factor muy importante para los efectos, en las generaciones jóvenes la manifestaciones no son siempre obvias lo que resulta en una mala interpretación de las complicaciones futuras. Wasserman, *et al.* [2004], reportaron que la función intelectual de niños de Araihasar, Bangladesh expuestos a agua de pozo cuyas concentraciones fueron $<5.5 \mu\text{g/L}$ o $>50 \mu\text{g/L}$ sufrió deterioro o reducción dosis-



dependiente, y los niños que estuvieron expuestos a altas concentraciones del metaloide tuvieron un desempeño significativamente inferior al de los niños con agua poco contaminada, después de controlar por nivel educativo, socioeconómico y concentración de manganeso en agua.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Apostoli P, Sarnico M, Bavazzano P, and Bartoli D. 2002. Arsenic and porphyrins. *Am J Ind Med.* 42(3):180-187
- Armstrong, C. S., Rubio R. B., 1984. Outbreak of fatal arsenic poisoning caused by contaminated drinking water. *Arch. Environ. Health* 39(4): 76-279
- ATSDR. 2007. Toxicological profile for arsenic. U. S. Department of Health and Human Services. Public Health Service. Agency for Toxic Substances and Disease Registry. USA
- Bolla-Wilson, K., and Bleecker, M. 1987. Neuropsychological impairment following inorganic arsenic exposure. *J Occup Med.* 29: 500–503
- Borgoño, J., Vicent, P., Venturino, H., and Infante, A. 1977. Arsenic in the drinking water of the city of Antofagasta: epidemiological and clinical study before and after the installation of a treatment plant. *Environmental Health Perspectives.* 19: 103-105
- Braman, R. S., and Foreback, C. C. 1973. Methylated forms of arsenic in the environment. *Science.* 187: 1247
- Castro, M. L. 2004. Arsénico en el agua de bebida de América Latina y su efecto en la salud pública. OPS/CEPIS/05/134(LAB). HDT-95
- Chen, S., Dzung, S., Yang, M., Chlu, K., Shleh, G., and Wai, C. 1994. Arsenic species in groundwaters of the Blackfoot Disease area, Taiwan. *Environ. Sci. Technol.* 28: 877-881
- Chhuttani, P. N., Chawla, L. S., and Sharma, T. D. 1967. Arsenical neuropathy. *Neurology* 17: 269-274
- Coronado, J., Del Razo, L., García-Vargas, G., Sanmiguel, F., y Escobedo, J. 2007. Inorganic arsenic exposure and type 2 diabetes mellitus in Mexico. *Environmental Research.* 104(3): 383-389
- Croal, L., Gralnick, J., Malasarn, D., and Newman, D. 2004. The genetics of geochemistry. *Annu Rev. Genetic.* 38: 175-202
- Croal, L.R., Johnson, C.M., Beard, B.L., Newman, D.K. 2004. Iron isotope fractionation by Fe(II)- oxidizing photoautotrophic bacteria, *Geochimica et cosmochimica acta*, 68, 6, 1227 – 1242.
-
- Danan, M., Dally, S., and Conso, F. 1984. Arsenic-induced encephalopathy. *Neurology* 34: 1524
- Ellenhorn, M., Barceloux, D. 1997. Medical toxicology. Diagnosis and treatment of human poisoning. New York. Elsevier. pp 1007-1065
- Fincher R. M., and Koerker, R. M. 1987. Long-term survival in acute arsenic encephalopathy: Follow-up using newer measures of electrophysiologic parameters. *Am. J. Med.* 82: 549-552
- Fowler, B. 2001. Porphyrinurias induced by mercury and other metals. *Toxicological Science.* 61: 197-198
- Foy, H. M., Tarmapai, S., Eamchan, P., et al. 1992. Chronic arsenic poisoning from well water in a mining area in Thailand. *Asia Pac. J. Public. Health.* 6(3): 150-152
- Franzblau, A., and Lilis, R. 1989. Acute arsenic intoxication from environmental arsenic exposure. *Arch. Environ. Health.* 44(6): 385-390
- Freeman, J., and Couch, J. 1978. Prolonged encephalopathy with arsenic poisoning. *Neurology.* 28:853-855

- García, G., Del Razo, L., Cebrián, M., Albores A, Ostrosky-Wegman, P., Montero, R., Gonsebatt, M., Lim, C., and De Matteis, F. 1994. Altered urinary porphyrin excretion in a human population chronically exposed to arsenic in Mexico. *Hum Exp Toxicol.* 13(12):839-47
- Gebel, T. 1997. Arsenic and antimony: comparative approach on mechanistic toxicology. *Chem Biol Interact.* 107(3): 131-44
- Guha-Mazumder, D., Chakraborty, A., Ghose, A., Gupta, J., Chakraborty, D., Dey, S., and Chatropadhyay, S. 1988. Chronic arsenic toxicity from drinking tubewell water in rural west Bengal. *Bull WHO* 66(4): 499-506
- Guha-Mazumder, D. 2008. Chronic arsenic toxicity & human health. A Review. *Indian J Med Res* 128: 436-447
- Guha- Mazumder, D., Steinmaus, C., Bhattacharya, P., von Ehrenstein, O., Ghosh, N., Gotway, M., Sil, A., Balmes, J., Haque, R., Hira-Smith, M., and Smith, H. 2005. Bronchiectasis in persons with skin lesions resulting from arsenic in drinking water. *Epidemiology.* 16(6): 760-765
- Hernandez-Zavala, A., Del Razo, L., Garcia-Vargas, G., Aguilar, C., Borja, V., Albores, A. and Cebrián, E. 1999. Altered activity of heme biosynthesis pathway enzymes in individuals chronically exposed to arsenic in Mexico. *Arch. Toxicol.* 73(2): 90-95
- Huang, Y., Lin, K., Chen, H., et al. 2003. Arsenic species at aquaculture farm and farmed mouthbreeder (*Oreochromis mossambicus*) in blackfoot disease hyperendemic areas. *Food Chem. Toxicol.* 41(11): 1491-1500
- IARC. International Agency for Research for Cancer. 2004. Arsenic in drinking water. In: IARC Monographs on the Evaluation of Carcinogenic Risks to Humans. Volume 84. pp 41-229
- IRIS. 2007. Arsenic, inorganic (CASRN 7440-38-2). U. S. Environmental Protection Agency. Integrated risk Information System. USA. URL: <http://www.epa.gov/iris/subst/0278.htm>
- Jackson, B. P., and Berstch, P.M., 2001. Determination of arsenic speciation in poultry wastes by IC-ICP-MS. *Environ. Sci. Technol.* 35: 4868
- Kilburn, K. 1997. Neurobehavioral impairment from long term residential arsenic exposure. In: *Arsenic Exposure and health effects.* Abernathy, C. O., Calderon, R. L, and Chappell, W. R. Eds. Chapman and Hall. London. 159-175
- Krishnamohan, M., Qi, L., Lam, P., Moore, M and Ng, J. Urinary arsenic and porphyrin profile in C57BL/6J mice chronically exposed to monomethylarsonous acid (MMAIII) for two years *Toxicology and Applied Pharmacology.* 224(1): 89-97
- Le, X., Cullen, W., and Reimer, K. 1994. Human urinary arsenic excretion after one-time ingestion of seaweed, crab, and shrimp. *Clin Chem.* 40(4): 617-624
- Levin-Scherz, J. K., Patrick, J. D., and Weber, F. H. 1987. Acute arsenic ingestion. *Ann. Emerg. Med.* 16(6): 702-704
- Lianfang, W., and Jianzhong, H. 1994. Chronic arsenism from drinking water in some areas of Xinjiang, China. In: Nriagu JO, ed. *Arsenic in the environment: Part II: Human health and ecosystem effects.* New York, NY: John Wiley and Sons, Inc., 159-172
- Liaw J., Marshall, G., Yuan, Y., Ferreccio, C., Steinmaus, C., and Smith, A. 2008. Increased childhood liver cancer mortality and arsenic in drinking water in Northern Chile. *Cancer Epidemiol. Biomarkers Prev.* 17:1982-87

- Lynn, S., Lai, H., Gurr, J. and Jan, K. 1997. Arsenite retards DNA break rejoining by inhibiting DNA ligation. *Mutagenesis*.12(5): 353-358
- Lynn S, Shiung, J., Gurr, J., and Jan, K. 1998. Arsenite stimulates poly(ADP-ribosylation) by generation of nitric oxide. *Free Radic Biol Med*. 24(3):442-449
- Mandal, B., and Suzuki, K. 2002. Arsenic round the world: a review. *Talanta*. 58: 201-235
- Moore, L., Lu, M., and Smith, A. 2002. Childhood cancer incidence and arsenic exposure in drinking water in Nevada. *Arch. Environ. Health*. 57:201-6
- Ng, J., Wang, J., Zheng, B., Maddalena, R., Liu, F., and Moore M.. 2005. Urinary porphyrins as biomarkers for arsenic exposure among susceptible populations in Ghizhou province, China. *Toxicol. Appl. Pharmacol*. 206(2): 176-184
- Ng, J., Qi, L., and Moore, M. 2002. HPLC measurement of harderoporphyrin in the harderian glands of rodents as a biomarker for sub-lethal or chronic arsenic exposure. *Toxicology Letters* 133(1): 93-101
- NRC. 1999. Arsenic in drinking water. National Research Council. Washington, DC: National Academy Press
- Piamphongsant, T. 1999. Chronic environmental arsenic poisoning. *International Journal of Dermatology*. 38: 401-410
- Quatrehomme, G., Ricq, O., Lapalus, P., et al. 1992. Acute arsenic intoxication: Forensic and toxicologic aspects (an observation). *J. Forensic. Sci*. 37(4): 1163-1171
- Rahman, M., Choudhury, U., Mukherjee, S., Mondal, B., Paul, K., Lodh, D., Biswas, B., Chanda, C Basu, G : Saha, K. Roy, S : Das, R : Palit, S K : Quamruzzaman, Chakraborti, D. 2001. Chronic arsenic toxicity in Bangladesh and West Bengal, India-A review and commentary. *Clinical Toxicology* 39(7): 683-700
- Rivera, M.L. and Piña, M. (2004) A pilot study for arsenic removal from water by adsorption in natural zeolite adsorption in presence of iron and manganese. In: A.M. Sancha (ed): Third International Seminar on Evaluation, and Management of Drinking Water Resources contaminated by Arsenic (in Spanish) (proceedings available as CD), Universidad de Chile, 8-11 November 2004, Santiago de Chile, Chile, 2004. <http://www.cepis.ops-oms.org/bvsacd/arsenico/Arsenic2004/theme3/paper3.14.pdf>.
- Rosado, J., Ronquillo, D., Kordas, K., Rojas, O., Alatorre, J., Lopez, P., Garcia-Vargas, G., Caamaño, M., Cebrián, M., and Stoltzfus, R. 2007. Arsenic exposure and cognitive performance in mexican schoolchildren. *Environ Health Perspect*. 115(9): 1371-1375.
- Sakurai, T. 2003. Biomethylation of arsenic is essentially detoxicating event. *Journal of Health Science*. 49(3): 171-178
- Schlenk, D., Wolford, L., Chelius, M., et al. 1997. Effect of arsenite, arsenate, and the herbicide monosodium methyl arsonate (MSMA) on hepatic metallothionein expression and lipid peroxidation in channel catfish. *Comp Biochem Physiol C Pharmacol Toxicol Endocrinol*. 118(2): 177-83
- Siripitayakunkit, U., Visudhiphan, P., Pradipasen, M. and Vorapongsathron, T. 1999. Association between chronic arsenic exposure and children's intelligence in Thailand. In: Chappell, W.R., Abernathy, C.O. & Calderon, R.L., eds, *Arsenic Exposure and Health Effects*, Amsterdam, Elsevier Science, pp. 141-149
- Smith, A., Marshall, G., Yuan, Y., Ferreccio, C., Liaw, J., Ehrenstein, O., Steinmaus, C., Bates, M., and Selvin, S. 2006. Increased mortality from lung cancer and bronchiectasis

- in young adults after exposure to arsenic in utero and in early childhood. *Environ. Health Perspect.* 114:1293–96
- Smith, A., and Stenmaus, C. 2009. Health Effects of Arsenic and chromium in drinking water: Recent human findings. *Annu. Rev. Public Health.* 30: 9.1–9.16
 - Storelli, M., and Marcotrigiano, G. 2000. Organic and inorganic arsenic and lead in fish from the South Adriatic Sea, Italy. *Food Addit. Contam.* 17(9): 63-768
 - Tchounwou, P., Patolla, A., and Centeno, J. 2003. Carcinogenic and systemic health effects associated with arsenic exposure-A critical review. *Toxicologic Pathology.* 31: 575-588
 - Tseng, C. 2009. A review on environmental factors regulating arsenic methylation in humans. *Toxicol. Appl. Pharmacol.* doi:10.1016/j.taap.2008.12.016
 - Tseng, T. 1977. Effects and dose response relationships of skin cancer and Blackfoot Disease with arsenic. *Environmental Health Perspectives.* 19: 109-119
 - Vega, L., Styblo, M., Patterson, R., Cullen, W., Wang, C., and Germolec, D. 2001. Differential effects of trivalent and pentavalent arsenicals on cell proliferation and cytokine secretion in normal human epidermal keratinocytes. *Toxicol Appl Pharmacol.* 172(3):225–232
 - von Ehrenstein¹, V., Guha, D., Hira-Smith, M., Ghosh, N., Yuan, Y., Windham, G., Ghosh, G., Haque, R., Lahiri, S., Kalman, D., Das, S., and Smith, H. 2006. Pregnancy Outcomes, Infant Mortality, and Arsenic in Drinking Water in West Bengal, India. *Am J Epidemiol.* 163:662–669
 - von Ehrenstein O., Guha- Mazumder, D., Yuan, Y., Samanta, S., Balmes, J., Sil A., Ghosh, N., Hira-Smith, M., Haque, R., Purushothamam, R., Lahiri, S., Das, S., and Smith, A. 2005. Decrements in lung function related to Arsenic in drinking water in West Bengal, India. *Am J Epidemiol.* 162: 533-541
 - Wang, J., Qi, L., Moore, M., and Ng, J. 2002a. A review of animal models for the study of arsenic carcinogenesis. *Toxicol. Lett.* 133: 17-31
 - Wang, J., Qi, L., Zheng, B., et al. 2002b. Porphyrins as early biomarkers for arsenic exposure in animals and humans. *Cell. Mol. Biol (Noisy-le-grand).* 48(8):835-843
 - Wasserman, G., Liu, X., Parvez, F., Ahsan, H., Factor-Litvak, P., van Geen, A., Slavkovich, V., Lolacono, N., Cheng, Z., Hussain, I., Momotaj, H., and Graziano, J. 2004. Water arsenic exposure and children intellectual's function in Araihasar, Bangladesh. *Environmental Health Perspectives.* 112 (13): 1329-1333
 - Watanabe, C., Inaoka, T., Matsui, T., Ishigaki, K., Murayama, N., and Ohtsuka R. 2007. Effects of arsenic on younger generations. *J. Environ. Sci. Health.* A38: 129-139
 - WHO. 2001. Arsenic and arsenic compounds. *Environmental Health Criteria* 224. Geneva: United Nations Environment Programme. International Labour Organisation. World Health Organization. <http://www.inchem.org/documents/ehc/ehc/ehc224.htm>
 - WHO. 2004. World Health Organization. United Nations synthesis report on arsenic in drinking water. United Nations Administrative Committee on Cooperation Sub-Committee on Water Resources, with active participation of UNICEF, UNIDO, IAEA and the World Bank. Geneva
 - Woods, J. S. 1995. Porphyrin metabolism as indicator of metal of metal exposure and toxicity. In: *Handbook of experimental pharmacology.* Vol. 115. Chapter 2. Toxicology of metals, biochemical aspects. Goyer, R., and Cherian, Ed.

- Wu, H.; Manonmanii, K., Lam, P., Huang, S., Wang, J., and Ng, J. 2004. Urinary arsenic speciation and porphyrins in C57Bl/6J mice chronically exposed to low doses of sodium arsenate. *Toxicology Letters*. 54:149-157
- Yamanaka, K., Hayashi, H., Tachikawa, M., et al. 1997. Metabolic methylation is a possible genotoxicity-enhancing process of inorganic arsenics. *Mutat Res*. 394(1-3): 95-101
- Zhao, C., Young, M., Diwan, B., et al. 1997. Association of arsenic-induced malignant transformation with DNA hypomethylation and aberrant gene expression. *Proc Natl Acad Sci U S A*. 94(20): 10907-12



CAPÍTULO II PROCESOS DE ELIMINACIÓN DE ARSÉNICO

II.	PROCESOS DE ELIMINACION DEL ARSÉNICO	II-1
II.1.	ADSORCIÓN	II-4
II.1.1.	Alúmina activada (AA).....	II-7
II.1.1.1.	Efecto del pH	II-7
II.1.1.2.	Efectos del estado de oxidación del arsénico	II-8
II.1.1.3.	Efecto de la presencia de otros iones competitivos	II-9
II.1.1.4.	Efecto del tiempo de contacto en el lecho.....	II-9
II.1.1.5.	Regeneración.....	II-10
II.1.2.	Arena recubierta de óxido de hierro	II-10
II.1.2.1.	Efecto del pH	II-11
II.1.2.2.	Efecto del estado de oxidación del arsénico	II-11
II.1.2.3.	Efecto de los iones presentes	II-11
II.1.2.4.	Efecto del tiempo de contacto.....	II-12
II.1.2.5.	Regeneración.....	II-12
II.1.3.	Adsorción sobre otros medios.....	II-13
II.2.	COAGULACIÓN QUÍMICA	II-16
II.2.1.	Química de la coagulación con sales metálicas.....	II-19
II.2.2.	Factores que afectan la eficiencia del proceso	II-20
II.2.2.1.	Estado de oxidación del arsénico	II-20
II.2.2.2.	pH	II-21
II.2.2.3.	Tipo de coagulante	II-21
II.2.2.4.	Dosis de coagulante	II-22
II.2.2.5.	Presencia de otro solutos inorgánicos	II-23
II.2.2.6.	Intensidad y tiempo de mezcla rápida.....	II-23
II.3.	DEIONIZACIÓN CAPACITIVA	II-25
II.4.	ELECTROCOAGULACIÓN	II-27
II.4.1.	Bases teóricas de la electrocoagulación	II-27
II.4.2.	Descripción del proceso de electrocoagulación	II-28
II.4.3.	Principales tipos de reactores electroquímicos	II-31
II.4.4.	Aplicación de la electrocoagulación para remover arsénico	II-33
II.5.	PROCESOS DE SEPARACIÓN A TRAVÉS DE MEMBRANAS	II-37
II.5.1.	Factores de consideración en el empleo de membranas.....	II-39
II.5.2.	Aplicaciones de la Nanofiltración (NF) en el tratamiento del agua	II-40
II.5.2.1.	Remoción de arsénico a través de la Nanofiltración (NF).....	II-41
II.5.2.2.	Remoción de arsénico a través de la Microfiltración (MF)	II-44
	REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	II-47

Índice de Tablas

Tabla II.1 Procesos aplicados a la remoción de arsénico (V).....	II-2
Tabla II.1.1 Resultados obtenidos en la aplicación de medios ferrosos para la adsorción de arsénico.....	II-13
Tabla II.1.2 Ejemplos de productos adsorbentes comerciales con base en hierro.....	II-14
Tabla II.5.1 Características generales de los procesos de separación por membranas de filtración.....	II-38
Tabla II.5.2 Eficiencias de remoción para arsénico en aguas sintéticas y superficiales.....	II-42
Tabla II.5.3 Eficiencias de remoción para arsénico en aguas superficiales y subterráneas.....	II-42

Índice de figuras.

Figura II.2.1 Etapas de la clarificación fisicoquímica del agua mediante el uso de coagulantes	II-16
Figura II.2.2 Mecanismos presentes en el proceso de coagulación con Al (III).....	II-18
Figura II.3.1 Proceso de deionización capacitiva.....	II-25
Figura II.4.1 Etapas de la electrocoagulación por disolución anódica de metales.....	II-29
Figura II.4.2 Eficiencia en la producción y remoción de hierro en función del Gt (a) y Remoción de arsénico con respecto a la remoción de hierro (b).....	II-36
Figura II.5.1 Principio de funcionamiento de las membranas de filtración.....	II-37
Figura II.5.2 Dominio de separación entre las operaciones de filtración	II-38

II. PROCESOS DE ELIMINACION DEL ARSÉNICO

Existe una amplia gama de tecnologías para la eliminación del arsénico del agua; entre las más comunes se encuentran la coagulación-floculación, la adsorción o el intercambio iónico; recientemente se han desarrollado tecnologías emergentes que incluyen la degradación de arsénico a partir de bacterias, modificación de medios adsorbentes o su remoción por procesos de filtración por membranas.

La eficiencia de remoción y el desempeño de las tecnologías se encuentran directamente relacionados con la especiación del arsénico en el agua; se ha observado que todas las operaciones presentan mejores eficiencias de remoción para el arsénico en su estado de oxidación pentavalente [As (V)] que para el arsénico trivalente [As (III)]. Por lo anterior, para obtener resultados óptimos muchas veces resulta necesaria una etapa de oxidación del As (III) a As (V), ya sea por adición de aire, oxígeno, ozono, cloro libre, hipoclorito, permanganato, agua oxigenada/Fe (reactivo Fenton).

Las llamadas tecnologías convencionales (p. ej. adsorción, coagulación-floculación, intercambio iónico) permanecen dentro del grupo de procesos fisicoquímicos:

- Precipitación: dan lugar a que el arsénico disuelto forme sólidos de baja solubilidad que pueden ser posteriormente eliminados a través de sedimentación o filtración. Si se añaden coagulantes, otros compuestos disueltos también pueden ser eliminados.
- Adsorción/Intercambio Iónico: emplean diversos materiales sólidos, usualmente de Fe y Al, que tienen una fuerte afinidad por el As disuelto.

El tratamiento convencional de coagulación-floculación con coagulantes como sulfato de aluminio, cloruro férrico y sulfato férrico es efectivo en la eliminación de As del agua. Las sales de hierro han demostrado ser más efectivas que las de aluminio en un amplio intervalo de pH [EPA, 1999]; independientemente del tipo de coagulante empleado, la eficiencia de remoción es mayor para el arsénico pentavalente que para el trivalente [Liu *et al.*, 2009].

En cuanto a la adsorción se han reportado diversos medios con altas eficiencias de eliminación; entre ellos se encuentran arcillas rojas [Altundogan *et al.*, 2002], hidróxido férrico [Wilkie y Hering, 1996], arena recubierta de óxido de hierro [Gupta *et al.*, 2005], minerales naturales de hierro [Zhang *et al.*, 2004], carbón activado [Lorenzen *et al.*, 1995; Manjare *et al.*, 2005], hierro valencia cero [Zhang *et al.*, 2004], mineral de manganeso ferroginoso [Chakravarty *et al.*, 2002] y recientemente el dióxido de titanio [Wrigley y Vance, 2009].

Entre las tecnologías avanzadas se encuentra la filtración con membranas, esta tecnología están siendo cada vez más utilizada en la remoción de elementos como el arsénico. De los cuatro tipos de operaciones de filtración con membranas¹, la nanofiltración es la que por sus características ha presentado mejores desempeños en la eliminación del As; por otro lado, la microfiltración acoplada con la coagulación también presenta interesantes eficiencias de remoción.

La Tabla II.1 muestra un compendio de diversos tipos de tratamientos aplicados a la eliminación del As (V) con las eficiencias de remoción usualmente obtenidas.

Tabla II.1 Procesos aplicados a la remoción de arsénico (V)

TRATAMIENTO	Condiciones de pH/SDT	EFICIENCIA DE REMOCIÓN		PERDIDA DE AGUA
		As (III)	As (V)	
Procesos de adsorción				
Alúmina activada	5.5 – 6		95%	
Adsorbentes basados en Fe [p. ej. Fe(OH) ₃]	~ 8	30 – 60	Hasta 98 %	1 – 2%
Intercambio iónico	[SO ₄ ²⁻] < 20 mg/L [SDT] < 500 mg/L	< 30	80 – 95	
Remoción usando hierro y manganeso				
Oxidación y filtración			50 – 90 %	≤ 2%
Procesos de membrana				
Ósmosis inversa		80 – 95	> 95%	15 – 20%
Nanofiltración		60 – 90	> 95%	
MF asistida por Coagulación			90%	5%
Procesos precipitativos				
Con Sulfatos (Al, Cu, NH ⁴⁺)	6 – 6.5	< 30	85 – 90	1 – 2%
Con FeCl ₃	6 – 8		90 – 95%	

Adaptado de Farfán (2007) y Duarte *et al.*, (2009)

Los procesos electroquímicos como la electrocoagulación (EC) y la deionización capacitiva, son otras alternativas tecnológicas para el control de arsénico en el agua.

La deionización capacitiva se basa en el principio de capacitor eléctrico, como sistema de carga electrostática se ha configurado como un filtro de agua compuesto de electrodos de carbón de bajo costo. Los electrodos son alimentados con corriente continua generando superficies con carga positiva y negativa. Los compuestos iónicos que contienen hierro, cloro, fluoruros, arsénico y nitratos entre otros, son atraídos y se

¹ Microfiltración, Ultrafiltración, Nanofiltración y Ósmosis Inversa

fijan electrostáticamente en los electrodos obteniéndose un efluente libre de estos contaminantes. Los compuestos contaminantes que quedan fijados en los electrodos, son eliminados periódicamente de la celda como una pequeña cantidad de solución concentrada [Pinisakul, 2002].

Por su parte la electrocoagulación es un método electroquímico en el que se utiliza un reactor con ánodos de sacrificio que se corroen mediante la aplicación de una corriente eléctrica con el objetivo de liberar un catión coagulante en el agua contaminada. La electrocoagulación tiene el potencial de eliminar o disminuir las desventajas de las técnicas de tratamiento convencionales. Varios parámetros como el pH del agua, tipo y concentración de contaminante, tamaño y posición de los electrodos, influyen en la operación de la unidad de EC. En realidad es una combinación de mecanismos que funcionan sinérgicamente. El mecanismo dominante cambiará según las condiciones de operación y tipos de contaminantes [Holt, 1999]. Estudios preliminares [Martín *et al.*, 2006] permitieron verificar la influencia que tiene la hidráulica del sistema sobre la eficiencia del proceso.

Actualmente, los esfuerzos en investigación se dedican a mejorar los costos de aplicación de las tecnologías, para lo cual se han mejorado las técnicas ya existentes, p. ej. por medio de la modificación de medios adsorbentes o introduciendo nuevos métodos de oxidación para el arsénico [Duarte *et al.*, 2009].

Considerando la factibilidad de aplicación de los procesos, así como diversas propuestas que han recibido las autoridades del agua en la Comarca Lagunera para la eliminación del arsénico, se eligieron los siguientes procesos para su evaluación:

1. Adsorción (diferentes medios adsorbentes para la remoción específica del arsénico)
2. Procesos de Coagulación: Coagulación convencional
3. Procesos electroquímicos: Deionización capacitiva y Electrocoagulación
4. Procesos de membranas: Nanofiltración y Coagulación acoplada con Microfiltración.

En las páginas siguientes se describen con más detalle los principios de funcionamiento de estas tecnologías y su aplicación directa para la remoción de arsénico.

II.1. ADSORCIÓN

La adsorción es uno de los métodos más utilizados en la remoción de metales pesados y metaloides en el tratamiento del agua. En los últimos 15 años, se han realizado investigaciones para poder encontrar adsorbentes, eficientes y económicamente factibles de utilizar en la remoción de metales pesados y metaloides de soluciones acuosas [Cheung *et al.*, 2001].

La adsorción de una sustancia es un proceso de transferencia de masa entre dos fases, un líquido o un gas hacia partículas sólidas. La molécula que se transfiere, y se acumula o adsorbe, es llamada adsorbato y el sólido en el que se lleva a cabo la adsorción es llamado adsorbente. Este proceso es un fenómeno superficial, por lo que cuanto mayor es la superficie del medio adsorbente, mayor es la capacidad de acumular material.

La adsorción de un soluto (adsorbato) en la superficie de un sólido (adsorbente) ocurre como resultado de la acción de una de las propiedades características que tiene un sistema soluto-sólido-solvente, o una combinación de la acción de ambas. Una de las fuerzas de inducción primaria proviene del carácter liófilo (no afinidad por el solvente) del soluto por el solvente, o por una gran afinidad del soluto por el sólido. En este caso, la solubilidad del soluto es, por mucho, el factor más significativo para determinar la intensidad de esta primera fuerza de inducción. Esto es, mientras más grande sea la afinidad del soluto por el solvente, o mayor su solubilidad en el mismo, será menor la atracción hacia la interfase del sólido para que esta sustancia pueda ser adsorbida. Contrariamente, mientras más pequeña sea su solubilidad, será mayormente adsorbido por el sólido. En el caso de soluciones acuosas, lo anterior aplica dependiendo del carácter hidrófobo o hidrófilo del soluto o compuesto en cuestión [Weber, 1972].

La segunda fuerza de inducción primaria proviene de la afinidad del soluto por el sólido. En este contexto, es conveniente distinguir entre tres tipos principales de adsorción que pueden ser regidos por la atracción eléctrica del soluto por el solvente, fuerzas de atracción de Van der Waals, o de naturaleza química.

La adsorción física está causada principalmente por las fuerzas de atracción de Van der Waals y electrostáticas, dándose éstas entre las moléculas del adsorbato y los átomos que componen la superficie del adsorbente. Estos adsorbentes están caracterizados principalmente por las propiedades de la superficie, como su área superficial y su polaridad. El ión es adsorbido por el sólido dependiendo de la carga relativa entre ambos. Este proceso puede ser lento o rápido, dependiendo de la composición del adsorbente, del adsorbato y de la temperatura.

La adsorción química o quimiadsorción es debida a fuerzas de naturaleza química y es un proceso que depende de la temperatura, la naturaleza química del sólido y la concentración de la especie a adsorber.

Los dos tipos diferentes de adsorción no tienen que darse de forma independiente; así, en los sistemas naturales es frecuente que ambos se den en la misma superficie sólida.

El adsorbente se caracteriza por su alta porosidad, con poros de tamaño extremadamente pequeño que dan lugar a que la superficie interna del adsorbente sea mucho mayor que la externa.

Algunos de los principales adsorbentes de acuerdo a su uso en diferentes procesos de adsorción son: carbón activado, alúmina activada, sílica gel y zeolitas. El carbón activado y los aluminosilicatos son los adsorbentes más usados en la eliminación de metales pesados. El carbón activado, por su superficie no polar y su bajo costo, es el adsorbente elegido para eliminar una amplia gama de contaminantes, sin embargo, como no es selectivo, puede adsorber también componentes inocuos que se encuentren en proporciones más elevadas que otros contaminantes más peligrosos como los metales pesados.

En el caso particular del arsénico se han probado materiales geológicos naturales como la hematita ($\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$) [Petkova, 1999], goethita ($\alpha\text{-FeO(OH)}$) [Alvarez-Silva, 2009 y Garrido, 2009], gibsitita ($\gamma\text{-Al(OH)}_3$) y otros suelos y sedimentos que contienen estos minerales (oxisols y laterita), los cuales han sido probados en Iberoamérica a nivel de laboratorio con agua naturales. También se ha investigado materiales como arcillas [Dousavá *et al.*, 2009], la montmorillonita, bentonita y caliza [Armienta *et al.*, 2009], arena sílica, green sand [Petruševski *et al.*, 2002] y materiales cerámicos, que se recubren de óxidos-hidróxidos de hierro y manganeso, para mejorar la eficiencia de adsorción.

También se ha desarrollado investigación a nivel piloto en materiales adsorbentes naturales modificados en su superficie con un surfactante catiónico; entre ellos las arcillas y las zeolitas [Kim *et al.*, 2001]. Cumbal y SenGupta (2009) ha evaluado la eficiencia de remoción de As por nanopartículas de óxido de Fe (III) en lechos poliméricos que funcionan como intercambiadores aniónicos (HAIX-M). Rivera y Piña, (2004) evaluaron la remoción de arsénico con zeolita (clinoptilolita) acondicionada con óxidos de Fe y Mn.

La eficiencia de remoción de arsénico está en un rango entre 40 a 85% para estos medios adsorbentes.

Por otra parte los óxidos de lantano y zirconio parecen ofrecer buenos resultados en la adsorción del As; sin embargo, aun hay muy poca información disponible. El óxido e hidróxido de titanio ofrecen una mejor selectividad en comparación con medios de hierro y la alúmina con diferentes tipos de aguas.

Para la remoción de arsénico Los medios adsorbentes pueden ser, o no, regenerables. Los medios que se regeneran son usualmente impregnados de hierro y son sensibles a un ambiente oxidante. Todos los medios son afectados por los diferentes iones presentes susceptibles de ocupar los sitios activos y que compiten con el arsénico. De los medios no regenerables, la alúmina activada (AA) esta siendo remplazada por los medios con base en hierro ya que estos ofrecen mejor selectividad con respecto al arsénico y disminuyen, en consecuencia la cantidad de lixiviados que se presenta con elevados pHs.

Entre los factores que están directamente involucrados en una mayor eficiencia en la remoción del arsénico son:

Estado de Oxidación del As:

Todos los medios adsorbentes anteriormente descritos son más efectivos en la remoción de As(V) que As(III), sin embargo, el arsénico puede pre-oxidarse, facilitando de esta manera su eliminación. Oxidantes como el cloro y el permanganato se han empleado con este propósito.

Potencial de hidrógeno, pH

La especiación del arsénico en el agua está en función del pH y el potencial redox. Un aspecto sobresaliente es que el As(III) se presenta como una especie soluble sin carga en el intervalo de pH neutro y el As(V) como anión para todo el intervalo de pH. En la mayoría de los estudios realizados se obtienen mejores remociones de As a pHs ácidos. Según Benjamín *et al.*, (1998) hay una disminución del porcentaje de remoción hasta el 30% con un incremento del pH de 5.5 a 8.5.

Iones competitivos

Existe una competencia por los sitios activos presentes en los medios adsorbentes, siendo principalmente los nitratos, fosfatos y materia orgánica.

Otros factores que influyen son: tiempo de contacto del lecho y regeneración del mismo, dependiendo de la naturaleza del medio adsorbente.

Por su importancia se describirá a continuación más ampliamente la alúmina activada, arena recubierta de óxido de hierro y otros adsorbentes comerciales.

II.1.1. Alúmina activada (AA)

La adsorción con alúmina activada (AA) es un proceso físico-químico donde algunos de los iones presentes en el agua de alimentación se adsorben sobre la superficie oxidada de la alúmina; este proceso es considerado una adsorción aun cuando hay reacciones de intercambio iónico durante el proceso [AWWA, 1990].

La AA se prepara por medio de la deshidratación del hidróxido de aluminio $[Al(OH)_3]$ con altas temperaturas, dio lugar a al óxido de aluminio que presenta una consistencia de sólido amorfo [Clifford y Lin, 1995].

La AA es utilizada para eliminar contaminantes como fluoruros, selenio, sílice, materia orgánica y arsénico, entre otros. El agua por depurar es alimentada a lechos empacados con AA que elimina los iones en solución; los contaminantes se intercambian en los sitios activos de la superficie de la alúmina; una vez que estos se encuentran saturados, el lecho debe ser regenerado. La regeneración se lleva a cabo por una secuencia de enjuagues con una solución regenerante, retrolavados con agua limpia y neutralizados con una solución ácida. La solución regenerante es una solución de una base fuerte, usualmente hidróxido de sodio (NaOH); la solución neutralizadora es un ácido fuerte, en general, ácido sulfúrico (H_2SO_4).

Diversos estudios han demostrado que la adsorción con AA es un método efectivo para la eliminación de As; factores como el pH, el estado de oxidación del As, la presencia de otros iones en solución, el tiempo de contacto con el lecho y el proceso de regeneración, presentan una importante influencia en el proceso. Otros factores a tener en consideración para la aplicación de la AA son los costos para la disposición de los residuos de la regeneración y la disposición de la alúmina.

II.1.1.1. Efecto del pH

El pH puede tener efectos significativos en el proceso de adsorción por AA. El pH 8.2 es considerado el zero point charge para la AA; por debajo de este pH la alúmina tiene una carga neta positiva que tiene como consecuencia la adsorción preferencial de aniones, incluyendo al As [AWWA, 1999] por lo que los pHs ácidos se consideran como preferenciales para la remoción de As.

Algunas investigaciones llevadas a cabo con aguas sintéticas han mostrado que el pH óptimo para la eliminación del As se encuentra en el intervalo de 5.5 a 6.0 [Singer y

Clifford, 1981; Rosenblum y Clifford, 1984]; aunque otros estudios han mostrado mejores eliminaciones a pHs más bajos.

Simms y Azizian (1997) demostraron que una ligera disminución del pH de 7.5 a 6 aumentaba el número de volumen del lecho que podría ser tratado de 2 a 12 veces. Hathaway y Rubel (1987) reportaron que la adsorción para As (V) disminuye con forme se incrementa el pH de 6 a 9, para una remoción del 50% de As (V) encontraron que:

pH	Volumen de lecho tratado
5.5	15,500
6.0	13,391
9.0	800

Estudios similares (en columna) llevados a cabo por Clifford y Lin (1985) mostraron la misma tendencia, para una concentración inicial de 0.05 mg/L:

pH	Volumen de lecho tratado
6.0	8,760
7.3	1,944

En contraste con los resultados presentados, Benjamin et al., (1998) no encontraron una dependencia del pH; los estudios llevados a cabo a pH de 5.5, 7.0 y 8.5 no presentaron diferencias en la adsorción del As (V) sobre la alúmina.

II.1.1.2. Efectos del estado de oxidación del arsénico

Como para otros procesos de eliminación del arsénico, el estado de oxidación de este elemento tiene una fuerte influencia sobre la eficiencia de remoción; el As (V) es mas fácilmente adsorbido que el As (III).

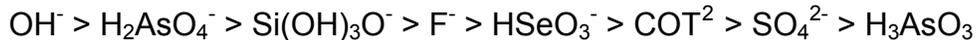
Frank et al., (1986) realizaron experimentos en columna a pH 6; la concentración de la columna fue de 0.1 mg/L de As (V), la columna 2 tenía 0.1 mg/L As (III). La columna 1 trató 23,400 BVs antes de que la concentración de As (V) en el agua tratada llegara a 0.05 mg/L. La columna 2 mostró un punto de quiebre casi inmediato, con un volumen de lecho tratado de 300 antes de llegar a la concentración de 0.05 mg/L.

Benjamin et al. (1998) encontraron que la adsorción de As (V) era más rápida con respecto al As (III); asimismo mostraron que el proceso de adsorción era mucho mas rápido durante las primeras horas. La relación de densidad de adsorción del As (V) a las 2 y 24 h fue de aproximadamente 88%; mientras que para el As (III) la densidad de adsorción fue de 60%.

II.1.1.3. Efecto de la presencia de otros iones competitivos

Como en otros procesos como el intercambio iónico, la adsorción con alúmina tiende a tener preferencia por ciertos iones. En el caso del arsénico, la AA parece ser un proceso específico para su eliminación, por lo que no se ve fuertemente afectada por presencia de iones competitivos [AWWA, 1999].

En general se encuentra la siguiente secuencia de selectividad [Clifford y Lin, 1995]; la AA adsorbe preferencialmente H_2AsO_4^- [As(V)] sobre H_3AsO_3 [As(III)]:



Diversos estudios han mostrado los efectos de la selectividad, particularmente aquellos asociados con los sulfatos y cloruros. Benjamin et al., (1998) encontraron que el incremento de la concentración de sulfatos de 0 a 100 mg/L solo tiene un mínimo impacto en la adsorción de As (V); la presencia de cloruros tampoco afecta la adsorción de As (V). En contraparte, la presencia de materia orgánica (COT) tiene un efecto mucho mayor, la adición de 4 mg/L de carbón orgánico disuelto puede disminuir hasta en 50% la adsorción del As (V).

Clifford y Lin (1986) encontraron un efecto significativo con la presencia de sulfatos y sólidos disueltos totales (SDT) en la adsorción de As (V); la adición de 360 mg/L de sulfatos y alrededor de 1000 mg/L de SDT disminuyen en 50% la adsorción del As (V) en comparación con la adsorción de arsénico en agua desionizada.

Simms y Azizian (1997) reportaron competición con silicatos. En este estudio la AA se saturaba mucho más rápido con silicatos que con arsénico y no se observó desorción de los silicatos después de la saturación.

II.1.1.4. Efecto del tiempo de contacto en el lecho

La operación de lechos de AA, en particular el tiempo de contacto en el lecho, juega un papel esencial en el proceso de remoción de arsénico. El tiempo de contacto en el lecho es el tiempo durante el cual el agua por tratar esta en contacto con el medio adsorbente.

² COT: Carbón orgánico total

Benjamin et al., (1998) llevaron a cabo pruebas en columnas utilizando agua del Lago Washington enriquecida con arsénico, ajustando el pH a 7. Los puertos de muestreo colocados en las columnas permitieron tomar muestras del agua a los 2.5 y 15 minutos de pruebas. En estas condiciones de operación se obtuvieron bajas concentraciones de arsénico (<5 µg/L) después de 2,000 h de operación.

II.1.1.5. Regeneración

La regeneración del lecho de AA se encuentra acompañada de una solución de una base fuerte (NaOH); en general se requiere de poco volumen, algunos volúmenes de lecho. Posterior a la regeneración, el medio debe ser neutralizado utilizando una solución de ácido fuerte, usualmente H₂SO₄ al 2%.

El As es más difícil de eliminar durante el proceso de regeneración que otros iones como los fluoruros [Clifford y Lin, 1995; en consecuencia, deben utilizarse soluciones regenerantes ligeramente más concentradas (~4% de NaOH). Clifford y Lin (1986) observaron que durante este proceso únicamente del 50 al 70% del As era removido de las columnas.

Otras investigaciones han documentado la dificultad de regeneración de las columnas para la eliminación de As; pruebas de regeneración llevadas a cabo por Benjamin et al., (1998) mostraron que la exposición del medio de AA a una solución 0.1 N de NaCl, o bien, 0.2 N de NaOH, no regeneraba de forma efectiva el medio de alúmina. La recuperación de As se limitaba a menos del 50%. Sin embargo, otros autores obtuvieron mayores recuperaciones, Hathaway y Rubel (1987) obtuvieron que el 80% del As adsorbido era eluido utilizando una solución 1.0 a 1.25 M de NaOH. Simms y Azizian (1997) encontraron que utilizando una solución de NaOH obtenían eficiencias por arriba del 85%.

La regeneración también afecta la vida útil y la efectividad del lecho. La vida del lecho se acorta y la eficiencia de adsorción del lecho disminuye con las regeneraciones. Clifford y Lin (1986) observó que la regeneración mostraba efectos negativos en la capacidad de adsorción de la alúmina, las concentraciones de As (V) y modificaciones en la superficie de la AA debidas a las regeneraciones podían ocasionar que la adsorción disminuyera de 10 a 15% después de cada regeneración.

II.1.2. Arena recubierta de óxido de hierro

El uso de arena recubierta de óxidos de hierro, o arena verde, es un proceso poco común. El material empleado consiste en granos de arena cubiertos de hidróxido de hierro, mismos que son empleados en lechos fijos para eliminar diversos contaminantes metálicos disueltos en el agua.

Los iones metálicos se intercambian en la superficie de los hidróxidos. La arena recubierta presenta cierta selectividad en la adsorción e intercambio por algunos de los iones presentes en el agua. Una vez que el lecho está saturado, este debe ser regenerado a través de una secuencia de operaciones que consisten en el enjuague del lecho con una solución regenerante, lavado con agua y una neutralización con una solución de un ácido fuerte. El hidróxido de sodio (NaOH) es la solución regenerante más común y el ácido sulfúrico la solución neutralizante más empleada.

Diversos estudios han demostrado que este proceso es efectivo en la eliminación del arsénico. Al igual que en la adsorción de la AA, los factores que afectan el desempeño del proceso son: pH, estado de oxidación del As, iones competitivos, tiempo de contacto del lecho y regeneración del mismo.

II.1.2.1. Efecto del pH

El pH presenta cierta influencia en el desarrollo del proceso. Benjamin et al. (1998) realizaron estudios en columna para obtención de isothermas con arena recubierta a diferentes pHs. Los resultados mostraron que el incremento del pH de 5.5 a 8.5 disminuye la adsorción del As (V) en aproximadamente 30%.

II.1.2.2. Efecto del estado de oxidación del arsénico

El estado de oxidación del arsénico juega un rol primordial en el proceso, el As (V) parece ser más fácilmente eliminado que el As (III). Benjamin *et al.* (1998), mostraron que la adsorción del As (V) en arena recubierta fue mucho más rápida que la del As (III) durante las primeras horas de contacto; la tasa de adsorción disminuye con el tiempo paulatinamente. La tasa de adsorción del As (V) después de 2 y 24 horas fue aproximadamente de 60%; mientras que para el AS (III) fue de 50%.

II.1.2.3. Efecto de los iones presentes

La concentración de los iones presentes que pueden presentar competencia con el arsénico para adsorberse sobre la arena verde es un factor que afecta el proceso.

Benjamin *et al.* (1998), evaluaron el efecto de la presencia de sulfatos y cloruros en solución sobre la adsorción del arsénico. Sus estudios mostraron que incrementando la concentración de sulfatos de 0 a 100 mg/L no se presentaban efectos significativos sobre la adsorción de As (V); la presencia de cloruros en solución parece no tener ningún efecto sobre la eliminación de As (V).

Por otro lado, la presencia de materia orgánica afecta significativamente el proceso ya que muestra cierta competitividad por los sitios de adsorción con el arsénico. La adición de 4 mg/L de carbón orgánico disuelto disminuye la adsorción en 50%.

II.1.2.4. Efecto del tiempo de contacto

El tiempo de contacto del agua con el lecho adsorbente afecta la eficiencia del proceso. Benjamin *et al.* (1998), llevaron a cabo procesos en continuo utilizando columnas de adsorción con agua del lago Washington. Las pruebas se realizaron a pH 7. Los puertos de muestreo en las columnas fueron colocados de forma que se pudiese muestrear a los tiempos 2.5 a 15 minutos; después de más de 2000 horas de operación se alcanzaron bajas concentraciones de arsénico (<5 µg/L).

La tasa de adsorción parece incrementarse ligeramente al aumentar el tiempo de contacto. Con base en la densidad de adsorción en el punto de quiebre, la capacidad inicial de la arena verde, para ambos tipos de As, fue entre 175 y 200 µg de As/L de medio.

II.1.2.5. Regeneración

La regeneración que se lleva a cabo con la arena verde tiene el mismo principio de operación que con la alúmina; se emplea una base fuerte (NaOH) para la regeneración y un ácido para la neutralización (H₂SO₄).

Ensayos de regeneración llevado a cabo por Benjamin *et al.* (1998), mostraron que la exposición del medio a una solución 0.1 N de NaCl, o 0.2 N de NaOH, no regenera suficientemente la arena verde; en cuanto a la recuperación de arsénico, esta fue limitada a menos del 50%. El punto de quiebre para la arena recubierta fueron cuantitativamente similares a aquellos que emplearon arena nueva; sin embargo, las eficiencias de remoción fueron disminuyendo progresivamente después de dos secuencias de retrolavado.

II.1.3. Adsorción sobre otros medios

La adsorción sobre nuevos medios con base en hierro es una técnica emergente en la eliminación del arsénico. Entre los últimos avances se encuentra la adsorción sobre lechos fijos de hidróxido de hierro granular [EPA, 1999]. Driehaus *et al.* (1998), reportaron la aplicación de la adsorción medios ferrosos mostrando una importante capacidad de tratamiento de 30,000 a 40,000 volúmenes de lecho con una concentración siempre inferior a los 10 $\mu\text{g/L}$ en el efluente. La masa residual se encontraba en el intervalo de 5 – 25 g/m^3 de agua tratada y los residuos sólidos tenían una concentración de 1 – 10 g/kg de arsenato. Los resultados de estas experiencias se presentan en la Tabla II.1.1.

Tabla II.1.1 Resultados obtenidos en la aplicación de medios ferrosos para la adsorción de arsénico

Calidad del agua	UNIDADES	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3	PRUEBA 4
pH		7.8	7.8	8.2	7.6
Arsenato	$\mu\text{g/L}$	100 – 800	21	16	15 – 20
Fosfato	$\mu\text{g/L}$	0.70	0.22	0.15	0.30
Conductividad	$\mu\text{S/cm}$	780	480	200	460
Capacidad de adsorción para arsenato	g/kg	8.5	4.5	3.2	nd
Adsorbente					
Altura del lecho	m	0.24	0.16	0.15	0.82
Tasa de filtración	m/h	6 – 10	7.6	5.7	15
Capacidad de tratamiento	BV	34,000	37,000	32,000	85,000
Concentración máxima en el efluente	$\mu\text{g/L}$	10	10	10	7
Contenido de arsenato en el medio adsorbente	g/kg	8.5	1.4	0.8	1.7
Masa de medio adsorbente gastado (masa seca)	g/m^3	20.5	12	18	8.6

nd: no determinado

BV: bed volumes, volúmenes de lecho

Se observa que la competencia entre el sulfato y el arsenato por los sitios activos no fue muy marcada; sin embargo, el fosfato compite marcadamente con el fosfato, lo que

disminuye la capacidad de adsorción para el As por parte del medio ferroso adsorbente. La adsorción del arsenato disminuye con el pH, lo que es usual en los sistemas de adsorción de aniones. La mayor desventaja que parece presentar este sistema son los altos costos del medio adsorbente mas la disposición de los desechos generados por el tratamiento.

Otros ejemplos de adsorbentes con base en hierro se presentan en la Tabla II.1.2. La adsorción sobre medios de base en hierro es una técnica emergente en la eliminación del arsénico. El proceso ha sido descrito como una adsorción química de carácter irreversible [Selvin *et al.*, 2000]; esta puede llevarse a cabo en columnas presurizadas, similares a las empleadas en la adsorción con alúmina activada.

Tabla II.1.2 Ejemplos de productos adsorbentes comerciales con base en hierro

PRODUCTO	COMPAÑÍA	TIPO DE MATERIAL
G2	ADI International	Hierro modificado
SMI III	SMI	Hierro/Azufre
GHF	U.S. Filter/General Filter Products	Hidróxido férrico granular
Bayoxide E 33	Bayer AG	Óxido de fierro

Diversos esfuerzos se han focalizado en mejorar el proceso de adsorción, ya sea por modificación de los medios tradicionales o bien, utilizando nuevos materiales. En este rubro cabe señalar la inmovilización de oxido de titanio (TiO₂) sobre una superficie de PET, que combinada con co-precipitación con hidróxido de fierro mejora notablemente la remoción de arsénico del agua.

Bang *et al.* (2005), reportaron que un medio granular de dióxido de titanio mostró una capacidad de adsorción de 41.4 mg de As por gramo de medio para tratar agua conteniendo arsenato (AsV). Con el mismo medio empacaron un filtro para un tiempo de contacto en lecho vacío (EBCT por sus siglas en inglés) de 3 minutos, el filtro (medio adsorbente) fue alimentado con agua que contenía 39 µg/L de arsénico (V) a pH neutro y fue capaz de tratar hasta 45,000 volúmenes de lecho antes que el efluente alcanzara una concentración de 10 µg/L.

Pena *et al.* (2006), investigaron las interacciones del arsenito y arsenato en la interface sólido-líquido con nanocristales de TiO₂ utilizando movilidad electroforética (ME), espectroscopía infraroja transformada de Fourier (FTIR por sus siglas en inglés), espectroscopía de estructuras finas para la absorción extendida de rayos X (EXAFS por sus siglas en inglés) y la modelación de complejación de superficie. El estudio sugiere que el dióxido de titanio es un adsorbente efectivo para la remoción de arsénico debido



a su gran área superficial y la presencia de gran afinidad por los grupos hidroxilo superficiales.

Los óxidos de titanio tienen una mayor selectividad sobre el arsénico, lo que disminuye la competitividad con otros iones; esta alta selectividad con el As implica un menor riesgo de lixiviación del medio saturado así como una menor cantidad del mismo. Los medios con base en titanio pueden operar en una amplia gama de pHs con una alta cinética de adsorción [Wrigley y Vance, 2009].

II.2. COAGULACIÓN QUÍMICA

La coagulación-floculación es uno de los procesos fisicoquímicos más utilizado en el tratamiento de agua, y básicamente consiste en la aglutinación de las partículas contaminantes (coloides) en pequeñas masas con peso específico superior al del agua, denominadas flóculos.

La coagulación inicia en el mismo instante en que se agrega el coagulante al agua y dura fracciones de segundo. Esta etapa consiste en una serie de reacciones físicas y químicas entre los coagulantes, la superficie de las partículas, la alcalinidad del agua y el agua misma [Arboleda, 2000]. La etapa siguiente se denomina floculación y durante ésta, las partículas ya desestabilizadas chocan entre ellas para aumentar su tamaño y favorecer su posterior eliminación por sedimentación y/o filtración.

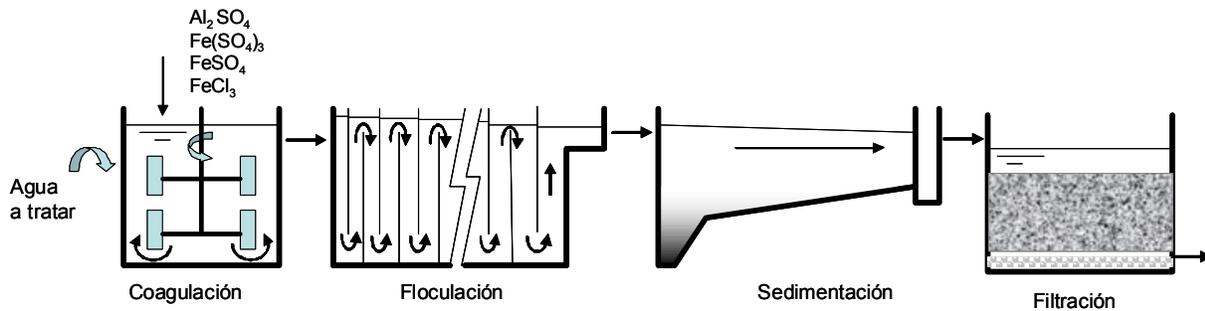


Figura II.2.1 Etapas de la clarificación fisicoquímica del agua mediante el uso de coagulantes

Una vez desestabilizados los coloides en presencia del coagulante, se aglutinan para formar microflóculos, lo que puede tardar menos de 60 segundos, luego se aglutinan en partículas mayores y por último se hidratan aumentando su volumen. La rapidez de estos fenómenos depende del tamaño de las partículas en relación con la agitación del líquido, de su concentración y de su grado de desestabilización, por lo tanto, uno de los aspectos importantes para que se lleve a cabo la coagulación es la dispersión de los coagulantes en el agua, por ejemplo, la coagulación por adsorción-neutralización se realiza entre 0.01-1.0 segundos [O'Melia, 1972] y la coagulación por barrido se completa entre 1 y 7 segundos [Letterman *et al.*, 1973], citados por la AWWARF (1991).

Existen básicamente los siguientes tipos de coagulación:

- a) Por neutralización de cargas.- Por cambio de la concentración de los iones que determina el potencial del coloide y por la adsorción de iones con carga opuesta a los determinantes del potencial. En este caso los coloides pueden adsorber iones o productos de hidrólisis simples como $Al(OH)^{++}$ y $Fe(OH)^{++}$ o polímeros formados durante las reacciones hidrolíticas del coagulante con la alcalinidad.
- b) Por compresión de la doble capa.- Al incrementar la concentración del electrolito se incorporan contraiones en la capa difusa o de Gouy-Chapman, ésta se retrae y se disminuye la magnitud de las fuerzas repulsivas, lo que facilita la aglomeración de las partículas. Debido a esto, la cantidad de coagulante que debe ser agregado a una suspensión dependerá más de la carga de los productos de hidrólisis que se formen que del número de partículas de la suspensión.
- c) Por puente químico.- Si la adsorción de contraiones es debida a fuerzas químicas se establecen enlaces de hidrógeno, covalentes, iónicos, etcétera, entre las moléculas adsorbidas y las superficies de los coloides. En estos casos las moléculas se quedan adheridas a puntos fijos de adsorción hasta cambiar la carga del coloide con lo que se producirá la estabilización. Esto explica por qué, si las dosis son muy altas, puede llegar a no ocurrir la coagulación, debido a que en lugar de adsorción electrostática se ha producido adsorción química.
- d) Por incorporación o de barrido.- Esta se produce cuando se agrega una concentración tan alta de coagulante, que se excede el límite de solubilidad de ese compuesto en el agua. Al precipitarse los hidróxidos formados con la alcalinidad, se induce la producción de una masa esponjosa (flóculo de barrido) que atrapa en su caída a los coloides y partículas suspendidas (Figura II.2.2).

Las primeras tres etapas se conocen como coagulación por adsorción-neutralización y es recomendable cuando se quiere utilizar filtración directa, es decir, sin floculación ni sedimentación previas. La coagulación por barrido tiende a producir muchos sólidos y da mejores resultados al flocular y sedimentar para remover los flóculos [Arboleda, 2000].

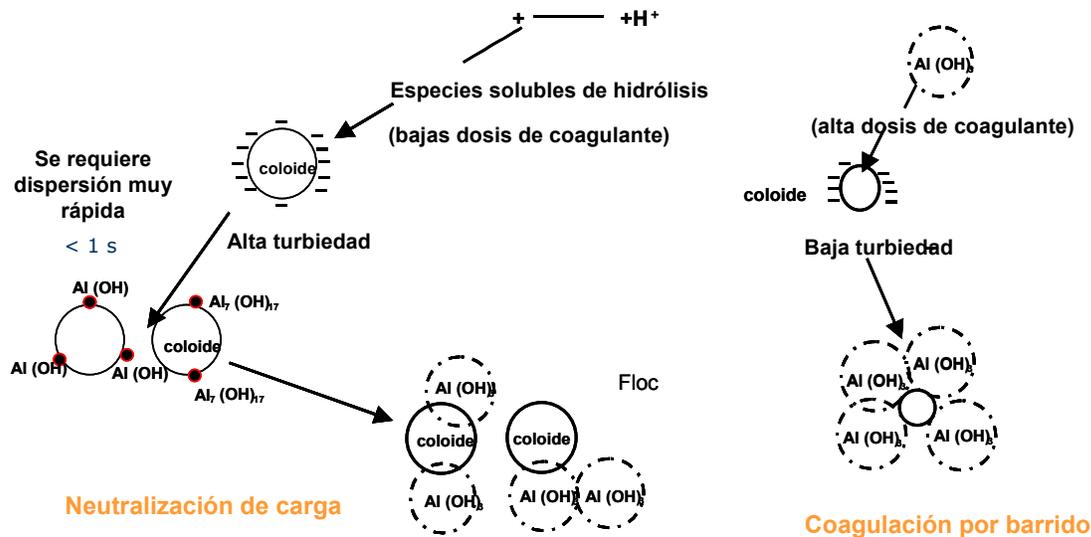


Figura II.2.2 Mecanismos presentes en el proceso de coagulación con Al (III)

El proceso de coagulación ha sido utilizado tradicionalmente para remover sólidos suspendidos del agua para abastecimiento público. Sin embargo, contaminantes inorgánicos disueltos tales como el arsénico pueden removerse durante la coagulación con sales de aluminio o sales férricas a través de adsorción (asociación del contaminante con la superficie del precipitado), oclusión (atrapamiento del contaminante adsorbido en el interior de los flóculos en crecimiento) y formación de fases sólido-solución (productos insolubles en sí y no sólo sobre la superficie de otros precipitados). A altas dosis de coagulante la adsorción de los contaminantes inorgánicos sobre hidróxidos metálicos precipitados es probablemente el mecanismo predominante. La precipitación de fases sólidas con el ión contaminante formando parte del sólido (como arsenito férrico o soluciones sólidas de arsenato férrico con hidróxido férrico) puede ocurrir solamente si el producto de solubilidad del sólido es excedido, lo cual es improbable a bajas concentraciones del contaminante [Hering, *et al.*, 1996].

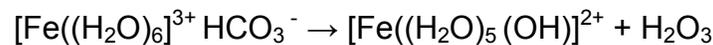
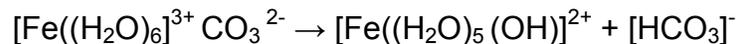
Los principales componentes de una planta de tratamiento con un proceso de coagulación química incluye sistemas de dosificación de productos químicos, equipo de mezclado, una unidad de mezclado rápido en el que se lleva a cabo la coagulación, una unidad de floculación o mezcla lenta, una unidad de sedimentación, filtros generalmente de lechos granulares, equipo para el manejo de lodo e instalaciones para efectuar el retrolavado de filtros y la recuperación del agua de retrolavado. El sedimentador puede no ser necesario en situaciones donde la concentración de partículas en el influente es muy baja.

II.2.1. Química de la coagulación con sales metálicas

Los coagulantes más usados son el sulfato de aluminio, sulfato férrico y el cloruro férrico. La química de la coagulación es semejante tanto para sales de aluminio como para sales de hierro. A continuación se explica brevemente las principales reacciones químicas de los coagulantes de sales de hierro en el agua.

El Fe (III) en solución acuosa se encuentra hidrolizado como $[\text{Fe}((\text{H}_2\text{O})_6)]^{3+}$ y al ser agregado al agua reacciona, primero con la alcalinidad (OH^- , $(\text{CO}_3)^{2-}$, (HCO_3^-)) y luego con la molécula de H_2O .

a) Las reacciones con la alcalinidad son de este tipo:

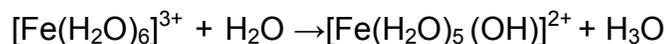


El $[\text{Fe}((\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH}))]^{2+}$ se hidroliza formyo sucesivamente $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{OH})_2]^+$ y $\text{Fe}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3$. La reacción de estos productos monoméricos entre sí crea productos poliméricos.



Esta reacción continúa con el tiempo, hasta llegar como producto final a un hidróxido de hierro neutro $\text{Fe}(\text{OH})_3$ o negativo $\text{Fe}(\text{OH})_4^-$.

b) Las reacciones del $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6]^{3+}$ con la molécula de H_2O son también del tipo ácido-base y pueden escribirse así:



En la reacción con la alcalinidad, el $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})]^{2+}$ se hidroliza hasta formar hidróxidos neutros o negativos y se polimeriza. El descenso del pH cuyo no hay alcalinidad es todavía más pronunciado debido a la formación de ácidos fuertes (H_3O^+).

c) La composición de las diferentes especies de productos de hidrólisis, que existen en equilibrio con hidróxido de hierro recién precipitado, depende del pH.

A pH inferior a 4 las especies primariamente presentes están constituidas por los iones de hierro hidratados $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6]^{3+}$, monohidróxidos simples $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})]^{2+}$ o compuestos poliméricos. A pH mayor que 4 lo constituyen los hidróxidos de hierro insolubles.

Los iones de hierro trivalentes hidratados son los responsables de la compresión o neutralización de la doble capa. Los compuestos polinucleares poliméricos cargados positivamente son adsorbidos rápidamente por la superficie del coloide estableciendo puentes químicos. La agitación lenta del líquido estimula este proceso.

II.2.2. Factores que afectan la eficiencia del proceso

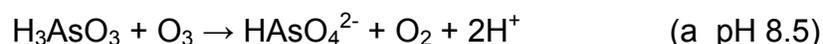
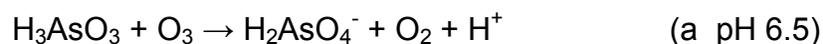
Los factores que influyen sobre el desempeño de la coagulación para remover arsénico son el pH de la solución, el tipo y dosis de coagulante, la fuerza iónica, la temperatura, la forma química del arsénico presente, arseniato As(V) o arsenito As(III), además de los parámetros operacionales de los procesos de coagulación y floculación en general como son los gradientes de velocidades, los tiempos de residencia del agua en cada una de estas etapas.

II.2.2.1. Estado de oxidación del arsénico

La remoción de arsénico trivalente As(III) durante la coagulación con sales de aluminio, cloruro o sulfato férrico es menos eficiente que para especies de As(V) bajo condiciones comparables de operación [Hering, et al., 1996; Edwards, 1994; Shen, 1973; Gullledge y O'Conner, 1973; Sorg y Logsdon, 1978]. Si solamente están presentes especies de As(III) debe considerarse la aplicación de un oxidante antes de la coagulación para convertir estas especies a As(V).

Termodinámicamente es posible oxidar el arsenito, As(III), a arsenato, As(V), por ozono (O_3), cloro (Cl_2) o permanganato (MnO_4^-) [Kang, 1995].

La reacción de la oxidación de As(III) a As(V) por ozono se resume como sigue, con una estequiometría teórica de 1:1.



La reacción de oxidación del arsenito con cloro, en la forma de hipoclorito de sodio (NaOCl), es como sigue, con una estequiometría teórica de 1:1.



El mecanismo de reacción usando como oxidante permanganato de potasio (KMnO_4) procede a un valor de pH de 8.5 como sigue, con una relación estequiométrica de 2:3.



II.2.2.2. pH

Sorg y Logsdon (1978) demostraron que la remoción de arsénico usando como coagulante aluminio es más efectiva en un intervalo de pH de 5 a 7, mientras la coagulación con sales férricas es más efectiva a valores de pH entre 5 y 8. Edwards (1994) estableció que para dosis significativas de coagulante, la remoción de As(V) fue similar para coagulantes basados en sales de aluminio o en sales de hierro, a valores de pH de 7.6 o menores. Sin embargo, a valores de pH mayores a 7.6 el promedio de remoción fue 87% para 10 mg/L de cloruro férrico y sólo 67% para 20 mg/L de sulfato de aluminio.

Analizando datos de remoción de As (III) mediante coagulación, Edwards (1994) demostró que la remoción de arsenitos es mucho más alta durante la coagulación con sales de hierro que con sales de aluminio. Además, la remoción de As(III) por adsorción sobre los hidróxidos de aluminio decrece sustancialmente a valores de pH superiores a 8.0.

Hering et al (1996) observó en experimentos de coagulación con cloruro férrico en un intervalo de pH de 4 a 9, que esta variable parece no influir sobre la remoción de As(V), sin embargo observó una fuerte dependencia para la remoción de As(III) en experimentos de coagulación con cloruro férrico obteniendo un mínimo en la eficiencia de remoción a un valor de pH de 6.0.

II.2.2.3. Tipo de coagulante

Los coagulantes más comunes utilizados en el tratamiento de agua son el sulfato de aluminio $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ y sales de hierro, sulfato férrico $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ y cloruro férrico FeCl_3 .

Gulledge y O'Conner (1973) realizaron un estudio en la Universidad de Illinois con la finalidad de demostrar la remoción de As(V) por coagulación, sedimentación y filtración. El agua cruda tenía una concentración de 0.05 mg/L de As(V), como coagulante se usó

sulfato de aluminio o sulfato férrico variando las dosis. El pH se varió entre 5.0 y 8.0, que es más alto que el intervalo óptimo de pH de 5.0 a 7.0 para coagulación con sulfato de aluminio, pero dentro del intervalo óptimo para coagulación con sulfato férrico. Los resultados de este estudio demostraron que la coagulación con sulfato férrico dentro del intervalo óptimo de pH logró mejor remoción que con sulfato de aluminio. Arriba del 90% de As(V) fue removido con sulfato de aluminio pero solamente a dosis mayores que 30 mg/L. Con coagulación con sulfato férrico, más del 95% del As (V) fue removido en un intervalo de pH de 5.0 a 7.5 para dosis entre 10 y 50 mg/L.

Logsdon *et al.* (1974), mostró que para una concentración de 0.3 mg/L de As(III), la remoción va de 40 a 60 % con sulfato férrico, comparado con 5 a 15 % usando sulfato de aluminio. Se lograron remociones más altas de As(III) en el rango de pH de 5.0 a 8.5 para sulfato férrico y entre 5.0 y 7.0 para sulfato de aluminio. Cuando el As(III) se oxidó con 2 mg/L de cloro la remoción se incrementó para ambos coagulantes sulfato de aluminio y sulfato férrico dentro del mismo rango de pH, pero el sulfato férrico logró mayores remociones. Alrededor del 95% del As (III) oxidado fue removido con sulfato férrico y entre el 83 y 90 % con sulfato de aluminio.

McNeill y Edwards (1997 a) reportaron que la solubilidad y estabilidad de los flóculos de hidróxidos metálicos juega un rol importante en la remoción de arsénico. Cuando se trabaja con coagulantes férricos la mayor parte del ión Fe^{3+} se convierte en hidróxido férrico (insoluble). En la coagulación con sulfato de aluminio, sin embargo una porción significativa del aluminio adicionado permanece como complejos solubles. Debido a que solamente los hidróxidos metálicos particulados pueden remover el arsénico, las plantas de tratamiento que usan sulfato de aluminio deben tener en consideración la solubilidad del aluminio si se requiere la remoción de As, los complejos de aluminio pueden pasar a través del filtro y disminuir por lo tanto la remoción global de arsénico.

II.2.2.4. Dosis de coagulante

En general pueden lograrse eficiencias de remoción más altas incrementando la dosis de coagulante [Cheng, *et al.*, 1994; Edwards, 1994; Gullledge y O'Conner, 1973]. Hering *et al.* (1996), demostraron con algunos experimentos de coagulación con cloruro férrico a pH igual a 7.0 que ambos el As(III) y el As(V) dependen de la dosis de coagulante. La remoción "completa" de As(V) fue observada para dosis de coagulante superiores a 5 mg/L de cloruro férrico. Mientras que la remoción completa de As(III) no se observó bajo el intervalo de condiciones examinada.

En una base de datos compilada por Edwards (1994) que contiene resultados de muchos trabajos publicados previamente sobre coagulación para remover arsénico indica que a dosis mayores de 20 mg/L como cloruro férrico o 40 mg/L como sulfato de

aluminio, siempre se lograron eficiencias de remoción de As mayores del 90%. Para dosis más bajas de coagulantes se encontró una dispersión considerable de datos atribuidos a la pobre remoción de partículas, concentraciones iniciales de As altas y posibles interferencias de otros aniones en las diferentes aguas estudiadas.

II.2.2.5. Presencia de otro solutos inorgánicos

Algunos solutos inorgánicos como sulfatos y calcio pueden competir por los sitios de adsorción en la superficie de los óxidos e influyen en la adsorción de elementos traza, tales como el arsénico. Hering *et al.* (1996), investigaron los efectos del sulfato y el calcio sobre la eficiencia de remoción de As(III) y As(V) durante la coagulación con 4.9 mg/L de cloruro férrico. Los resultados indicaron que a un pH inferior a 7.0, la remoción de As(III) disminuyó significativamente en la presencia de sulfato. Sin embargo, sólo se observó un ligero decremento en la remoción de As(V). A pH más alto, la remoción de As(V) se incrementó con la presencia de calcio.

II.2.2.6. Intensidad y tiempo de mezcla rápida

En general en los procesos de coagulación tanto la intensidad de mezcla como el tiempo de la misma son factores básicos para la eficiencia del proceso.

Para poder llevar a cabo una dispersión efectiva de los coagulantes en el volumen de agua a tratar, se requiere de una intensa turbulencia en el punto de aplicación de los mismos. La cantidad de energía disipada y el tiempo de retención requerido para dispersar los químicos no están aún bien definidos. El parámetro más utilizado para expresar la energía aplicada es el gradiente de velocidad G establecido por Camp y Stein (1943).

$$G = \left(\frac{P_w}{\mu V} \right)^{1/2} \quad \text{s}^{-1}$$

Donde:

P_w = Energía disipada en el agua (watts)

V = volumen de líquido donde la energía es disipada (m^3)

μ = Viscosidad dinámica absoluta del líquido (kg/m s)

Para mezcla por coagulación por barrido, la experiencia indica que se pueden seleccionar gradientes (G) de 400-800 s^{-1} y tiempos (t) de 30-180 segundos. Con coagulación por adsorción-neutralización los gradientes aconsejables están entre 700 y



1000 s⁻¹ para retomezcladores y entre 3000 y 5000 para mezcladores en línea con tiempos de retención de 1 a 7 segundos. Sin embargo los valores óptimos de G y t dependen de la composición del agua y de la naturaleza y cantidad de coloides presentes en la misma. [AWWARF, 1991]

La mezcla rápida se puede realizar utilizando mezcladores en donde la turbulencia puede inducirse hidráulica o mecánicamente, es decir utilizando la energía cinética que trae el agua o introduciendo energía procedente de una fuente externa.

II.3. DEIONIZACIÓN CAPACITIVA

Entre las tecnologías no convencionales se encuentra la deionización capacitiva; este es un proceso electroquímico avanzado que se basa en la deionización por capacitor eléctrico como sistema de carga electrostática. Este sistema se ha configurado como un filtro compuesto de electrodos de carbón, de bajo costo, en el que se hace pasar una corriente eléctrica.

Los compuestos iónicos que contienen hierro, cloruros, arsénico, nitratos, fluoruros, entre otros, son atraídos y se fijan electrostáticamente a los electrodos, obteniéndose un agua libre de contaminantes (Figura II.3.1a). Los compuestos iónicos que se fijan en los electrodos son eliminados periódicamente de la celda como una pequeña cantidad de solución concentrada (Figura II.3.1b) [Pinisakul *et al.*, 2002].

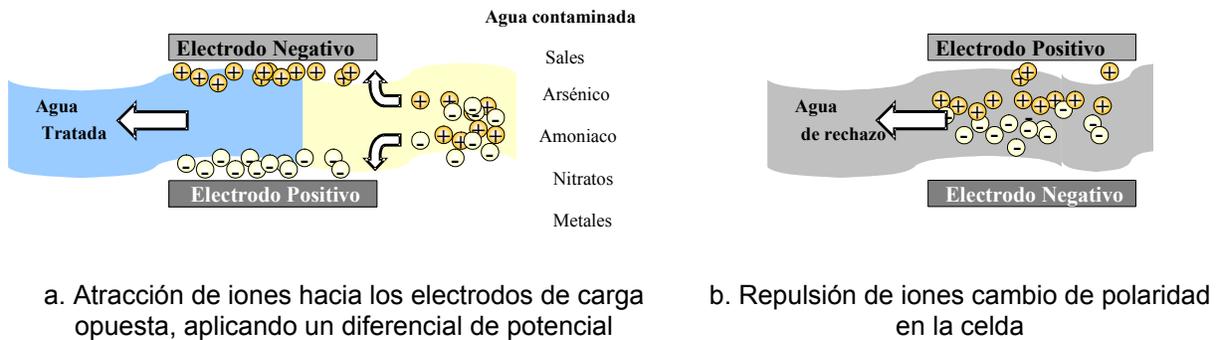


Figura II.3.1 Proceso de deionización capacitiva

El carbón es un buen conductor de la electricidad y tiene una alta capacitancia debido a su gran área superficial, su volumen de poro es de aproximadamente de 1 cm³/g. Este volumen de poro pasivamente retiene las sales como si fuera una esponja, permitiendo que los iones contaminantes del agua tratada y del agua de rechazo pasen a través del capacitor.

Lo anterior, causa una eficiencia coulombica menor a 1. Al incrementarse los valores en la concentración de los sólidos disueltos totales hay un aumento en el consumo de energía, lo que implica una disminución de la eficiencia en la remoción de los iones presentes en el agua. Esta tecnología se recomienda para un agua que contenga concentraciones menores que 3,000 mg/L de sólidos disueltos totales.

Para resolver este problema se ha diseñado una barrera de energía conformada por

membranas de cargas iónicas opuestas colocadas paralelamente a la superficie de los electrodos de carbón para evitar la contaminación cruzada de los poros por los iones lo que causa la colmatación de éstos, y la vida útil de la celda. La eficiencia coulombica la cual es cíclica es menor del 90% para altas concentraciones de sólidos disueltos [Kuran *et al.*, 2003].

La concentración de los iones se realiza muy cerca de los electrodos, no por transformaciones del tipo Faraday, las cuales implican procesos de oxido-reducción entre los iones y los electrodos. Por lo que los electrodos no se corroen y no se obtienen subproductos electrolíticos como la precipitación de iones hidroxilos los cuales son formados en el proceso.

Una vez que el capacitor es saturado con los iones se cambia la polaridad de los electrodos y los iones fijados se desprenden y son arrastrados por una pequeña cantidad de agua obteniéndose un concentrado que es purgado del sistema.

Por lo tanto se obtiene un agua tratada libre de compuestos iónicos, en este caso arseniato y arsenito, y un agua de rechazo con una alta concentración de sólidos disueltos. El agua de rechazo representa de un 3 al 7% del volumen total tratado.

La corriente eléctrica máxima que se aplica debe ser de 1.3 V para prevenir la electrólisis de la solución. Sí se deriva la corriente durante unos pocos segundos (shunt), se producen dos picos secuenciales de solución pura y seguidamente dos picos secuenciales de solución concentrada. Sí la polaridad se cambia sólo se produce un pico de cada solución. Sólo los cationes se mueven a través del electrodo superior (figura II.3.1), mientras que los aniones a través del electrodo inferior. Estos iones también son absorbidos en la superficie del electrodo de carbón. No existe una contaminación del agua de alimentación debido al balanceo de cargas que se realiza de los iones que se encuentran en la solución con los que se encuentran absorbidos en los electrodos por las barreras de cargas.

Esta tecnología tiene como ventajas sobre la ósmosis reversa y la electrólisis de no utilizar reactivos para la regeneración; remueve el As(III); un bajo porcentaje de agua de rechazo del 3 al 7% del volumen total tratado; y es una alternativa a la ósmosis inversa, nanofiltración o electrólisis por su bajo costo en operación y mantenimiento.

Durante 2006 se realizaron pruebas de tratabilidad de remoción de arsénico con la tecnología de deionización capacitiva, para remoción de arsénico del agua del pozo N° 36, ubicado en el Ejido de Aquiles Serdán, Gómez Palacio, Durango. Se obtuvieron 36 valores en el agua tratada para la conductividad de 107.6 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y de arsénico total de 0.005 mg/L. El volumen de agua de rechazo fue del 7% del volumen total del agua tratada [Garrido *et al.*, 2006; 2008].

II.4. ELECTROCOAGULACIÓN

II.4.1. Bases teóricas de la electrocoagulación

El proceso de la electrocoagulación se basa en una reacción de oxidación – reducción en la que se tiene lugar la transferencia de electrones conectados mediante un conjunto externo de circuitos.

En un electrodo (ánodo) el agente reductor transfiere uno o más electrones al electrodo metálico, mientras que el cátodo cede un número igual de electrones al oxidante. Se requiere de dos conductores para establecer el flujo, uno para la entrada y el otro para la salida de electrones. El circuito eléctrico se completa entonces mediante los iones que se mueven a través de la solución entre los dos electrodos, pasando por un instrumento externo. Para cada electrón que sale del generador uno debe retornar. El ánodo es el electrodo donde ocurre la oxidación y el cátodo donde ocurre la reducción.

La cantidad de electrones que fluyen por el conductor es llamada *corriente* cuya unidad es el coulomb por segundo o ampere ($1 \text{ C/s} = 1 \text{ A}$). La presión aplicada (en analogía con un flujo de agua impulsado a través de un medio) corresponde al *voltaje* (o *diferencia de potencial*) medida entre ambos conductores. La unidad para medir el potencial eléctrico es el Volt o Joule por coulomb ($1 \text{ V} = 1 \text{ J/C}$); el producto de la corriente por el potencial genera la energía de flujo o la potencia ($AV=J/s=W$).

La corriente que pasa a través de un circuito es $I = Ai$. Donde A es el área del electrodo e i es la densidad de corriente.

En reacciones espontáneas, el instrumento externo mostrará una diferencia de potencial (E) entre los dos electrodos, indicando la tendencia de los electrones de circular fuera de la celda. Este potencial es una medida de la energía libre (ΔG):

$$E = -\frac{\Delta G}{nF}$$

En donde el signo significa que una reacción espontánea tiene energía libre negativa, n es la cantidad de electrones intercambiados y F es la constante de Faraday (96,486.33 coulombs/mol). Para que la corriente eléctrica pase a través de la celda, deberán ocurrir los procesos redox (farádicos) en ambos electrodos:

La ley de Faraday establece que el número de moles producidos (*m*) en un electrodo durante algún proceso electroquímico, es directamente proporcional a la cantidad de

carga que pasa por el circuito. Puesto que la carga q (en coulombs) está dada por el producto de la corriente (en amperes) y el tiempo (en segundos) se tiene que:

$$\text{Número de moles que reaccionan} = m = \frac{q}{nF} = \frac{1}{nF} \int I(t) dt$$

En general, en sistemas electroquímicos es necesario considerar tres modos de transporte de masa: difusión, migración y convección.

Difusión: Es el movimiento de las especies debido a un gradiente de concentración; esto puede ocurrir siempre que existan cambios químicos en la superficie de los electrodos que den lugar a una disminución o incremento de la concentración de las especies.

Migración: Es el movimiento de las especies cargadas debido a un gradiente de potencial, por este mecanismo las cargas pasan a través del electrolito. Sin embargo, debido a que las fuerzas de empuje de la migración son puramente electrostáticas, y la carga puede ser transportada por cualquier especie iónica en solución, si la electrólisis se lleva a cabo en presencia de un exceso de electrolito inerte en solución, el transporte poca por migración de la especie electroactiva será mínimo.

Convección: Es el movimiento de las especies debido a fuerzas mecánicas y puede evitarse en ausencia de vibraciones, cambios de temperatura o agitación.

II.4.2. Descripción del proceso de electrocoagulación

En el caso de la electrocoagulación (Figura II.4.1) a diferencia de la clarificación química, el coagulante es generado *in situ* por la oxidación electrolítica del ánodo. En este proceso las especies iónicas son removidas del agua por reacción con:

- a) un ión de carga opuesta y
- b) con los flóculos de hidróxidos metálicos generados

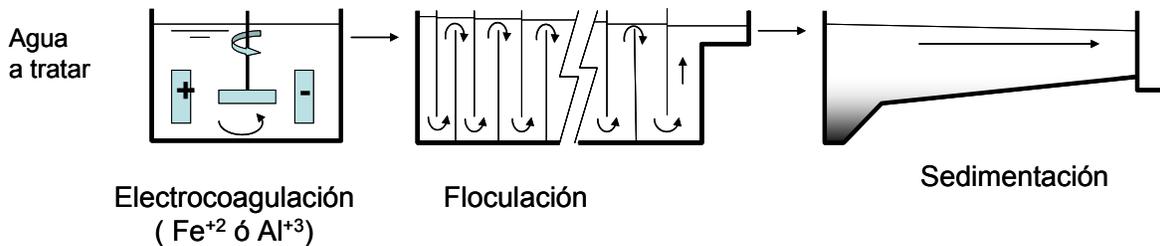


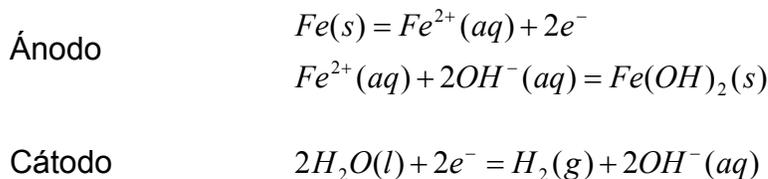
Figura II.4.1 Etapas de la electrocoagulación por disolución anódica de metales

En la electrocoagulación se combinan los efectos de la producción, por electrólisis, de gases como el H_2 y el O_2 y la producción de cationes polivalentes por la oxidación de ánodos de sacrificio como el Fe y el Al.

Las burbujas de los gases pueden arrastrar a los contaminantes (en forma de pequeñas partículas) que se eliminan fácilmente por flotación. Los iones metálicos pueden reaccionar con el OH^- producido en el cátodo durante la formación del H_2 , formando hidróxidos insolubles que adsorben los contaminantes y contribuyen a la coagulación.

La coagulación es llevada a cabo primeramente por la reducción de la carga superficial neta (compresión de la doble capa difusa) hasta un punto donde las partículas coloidales, previamente estabilizadas por repulsión electrostática, pueden aproximarse suficientemente para que las fuerzas de Van der Waals permitan la aglomeración [AWWARF, 1991].

Uno de los mecanismos propuesto para la formación de hidróxidos metálicos cuando se utilizan ánodos de hierro [Yousulf, 2001] es el siguiente:



Esta generación de iones está acompañada por la concentración electroforética de partículas alrededor del electrodo, los cuales neutralizan su carga coagulando. La corriente aplicada fuerza a los iones OH^- a migrar hacia el ánodo, por lo que el pH cerca de éste es más alto que en el resto de la solución, lo que favorece la formación de hidróxido férrico. El $Fe(OH)_3$ forma un coloide café rojizo que, dependiendo del pH y de la disponibilidad de iones ferrosos, puede reaccionar con el oxígeno disuelto para formar Fe_3O_4 .

Los adsorbentes liberados forman largas cadenas de polihidróxidos los cuales son diferentes a los formados por Fe cuando se añaden en sales químicas debido a que tienen diferente estructura hidratada, esta situación permite retirar, retener y desecar con mayor facilidad los lodos residuales. Los flóculos formados de esta manera son menos hidratados, conteniendo menos agua ligada y por lo tanto se compactan más fácilmente.

El hidróxido formado remueve los contaminantes presentes en el agua por complejación o atracción electrostática. En la proximidad de los electrodos, el aumento de la concentración de los polímeros hidróxidos con carga positiva atrae aniones como los bicarbonatos y los sulfatos que propician la precipitación del calcio y el magnesio, originando así un ablandamiento parcial del agua. Los mecanismos de remoción en electrocoagulación incluyen oxidación, reducción, coagulación, absorción, adsorción, precipitación y flotación [Parga *et al.*, 2005].

La utilización de electrodos de aluminio tiende a ser minimizada con respecto a los de hierro, debido a los problemas de disposición de los lodos conteniendo ese metal y a la alta pasivación de los electrodos.

Electrodos inertes, como el titanio, y el paso de una corriente alterna también remueve iones metálicos y promueve la coagulación de sólidos suspendidos. En este caso, el movimiento electroforético concentra las partículas de carga negativa en el ánodo y por neutralización de cargas se facilita la coagulación.

En su forma más sencilla, un reactor de electrocoagulación puede hacerse con una celda electrolítica constituida por un ánodo y un cátodo. Cuando los electrodos se conectan a una fuente de poder externa, el material del ánodo será electroquímicamente corroído por oxidación y el cátodo estará sujeto a reducción. Sin embargo, se han probado arreglos más eficientes como por ejemplo un par de ánodos y un par de cátodos conectados en serie o en paralelo [Mameri, 2001]; este arreglo disminuye la pasivación de los electrodos.

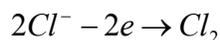
También se han utilizado electrodos bipolares con celdas en paralelo. En este caso el electrodo “de sacrificio” se localiza entre dos electrodos paralelos sin ninguna conexión eléctrica. Sólo los electrodos monopolares se conectan a la fuente externa de poder. Este tipo de arreglos resuelve en parte la disminución de la eficiencia de la electrocoagulación por formación de una capa de óxido sobre los electrodos.

Otra forma de aumentar la eficiencia de esta técnica es utilizar corriente alterna que retarda los mecanismos normales de ataque de los electrodos. Sin embargo, los campos de corriente alterna pueden romper la estabilización existiendo en tales sistemas. También se ha aplicado esta tecnología mediante el uso de unidades de electrodos localizados en serie, a través de los cuales pasa el agua a tratar, o unidades

de lecho fluidizado equipados con metales no consumibles entre los cuales una cama de partículas de aluminio es mantenido en flujo turbulento. La agitación es mantenida con aire comprimido [Xiong, 2001].

En realidad, las condiciones de operación de la electrocoagulación dependen de la química del medio acuoso, especialmente de la conductividad y el pH, pero también influyen el tamaño de partículas, el tipo de electrodos, el tiempo de retención, el espaciamiento entre electrodos y la concentración de los contaminantes. Por otro lado, un valor muy elevado de densidad de corriente puede disminuir significativamente la eficiencia de la corriente debido a la producción de oxígeno, y además influye en la pasivación de los electrodos, algunos autores recomiendan valores entre 20-25 A/m² [Chen, 2004].

Otros estudios muestran [Chen, 2004] que la presencia de NaCl reduce el efecto adverso de la presencia de otros iones como HCO₃⁻, SO₄²⁻, que en presencia de Ca²⁺ o Mg²⁺ forman una película aislante en la superficie de los electrodos que pasiva a los mismos. La presencia de sal también ayuda a disminuir el consumo de energía al aumentar la conductividad, además cuando hay cloruros en el agua, se pueden presentar las reacciones siguientes en presencia de una corriente eléctrica, lo que favorece la desinfección:



Todos estos estudios han estado encaminados a la determinación de la potencia requerida para producir una cantidad controlada de coagulante y las características adecuadas de operación como son las propiedades de transporte, tiempo de residencia, voltaje, potencial Z, pH, constituyentes químicos del agua y características de los electrodos que optimicen el proceso para una condición específica de operación.

Sin embargo, los mecanismos de la electrocoagulación no han sido aún claramente entendidos y hay pocas consideraciones de los factores que influyen en la efectiva remoción de especies iónicas, especialmente iones metálicos de agua.

II.4.3. Principales tipos de reactores electroquímicos

Los reactores considerados como ideales son: el reactor de mezcla perfecta, también conocido como tanque agitado, y el de flujo pistón o reactor tubular.

En el reactor de mezcla perfecta, la concentración de la solución a la salida es igual a la concentración uniforme existente dentro del reactor, salvo en las proximidades de los electrodos. Para un reactor de mezcla perfecta que trabaja en continuo, el tiempo de residencia de los elementos de fluido puede tomar cualquier valor, por lo tanto existe una distribución del tiempo de residencia en torno a un tiempo de residencia medio.

En un reactor tubular o pistón, los elementos del fluido se desplazan todos a la misma velocidad uniforme, por lo que permanecen durante el mismo tiempo en el interior del reactor. La concentración del elemento transformado varía en forma continua entre la entrada y la salida del mismo.

Comparando las tasas de conversión de un elemento dado, en los dos tipos de reactores, el de flujo pistón ofrece mejores resultados [Coeuret, 1992] que el de mezcla perfecta, por lo que el primero es preferible en la mayoría de los casos prácticos, aún cuando la experiencia muestra que el comportamiento real de un reactor se sitúa entre el de los dos reactores ideales.

Tasa de conversión de un elemento A en un reactor de mezcla perfecta:

$$X_A = \frac{\bar{k}_d A_e / Q}{1 + \bar{k}_d A_e / Q}$$

Tasa de conversión de un elemento A en un reactor de flujo pistón:

$$X_A = 1 - \exp\left[-\frac{\bar{k}_d A_e}{Q}\right]$$

\bar{k}_d = coeficiente medio de transporte de materia (m/s)

A_e = superficie de electrodo (m²)

Q = caudal volumétrico (m³/s)

De las tasas de conversión se podría deducir que es favorable el aumentar el área del electrodo y el coeficiente de transporte de materia; sin embargo, este último es función

de $Q^{1/2}$ en régimen laminar y de $Q^{0.8}$ a 1 en régimen turbulento. Como la relación $\left[\frac{\bar{k}_d}{Q}\right]$

es la que interviene en la tasa de conversión, lo ideal es mantener Q a un valor moderado, y para mejorar el coeficiente de transferencia de masa, aportar energía mecánica al sistema por otros medios como por ejemplo promotores de turbulencia. Para mejorar k_d se puede reducir el espesor de la capa límite situada justo sobre el electrodo, y en el interior de la cual se produce toda la variación de concentración entre

el seno del fluido y cero, según una ley de variación lineal. Se sobreentiende que el espesor de la capa límite se reducirá mediante una agitación vigorosa (gasto suplementario de energía mecánica) en las cercanías del electrodo.

Por otro lado se puede aumentar la superficie del electrodo, pero buscando el volumen mínimo, es decir, la mayor superficie de electrodo por unidad de volumen instalado.

El reactor electroquímico será más efectivo si su comportamiento se aproxima al de un reactor de flujo pistón puro, por lo tanto, los parámetros de diseño (longitud, espesor y ancho) deberán elegirse de tal manera que la dispersión axial sea muy pequeña o despreciable. Como no se considera la dispersión radial, el ancho de los electrodos se elegirá con base en criterios de tipo eléctrico, es decir, una relación largo ancho que permita una distribución homogénea de la corriente en toda la superficie del reactor, con respecto al punto de conexión.

Por otro lado, aumentar el flujo en este tipo de reactores ayuda a minimizar la pasivación de los electrodos por arrastre de los depósitos en la superficie de los mismos.

II.4.4. Aplicación de la electrocoagulación para remover arsénico

El proceso de la electrocoagulación no es nuevo, se conoce desde hace casi un siglo y se ha aplicado para remover diferentes contaminantes del agua, en su mayoría de aguas residuales provenientes de procesos industriales [Phutdhawong *et al.*, 2000, Shen *et al.*, 2003, Chen *et al.*, 2003, Chartrand *et al.*, 2003, Holt, 2004]

En particular la aplicación de la electrocoagulación para la remoción de arsénico es reciente, de 2001 a la fecha.

Balasubramanian y Madhavan, (2001) realizaron un estudio a escala laboratorio para remover arsénico de efluentes industriales en un reactor por lotes en donde el cátodo estaba hecho de acero inoxidable mientras el ánodo de acero al carbón. La concentración de arsénico en el agua tratada fue de 100 y 25 mg/L. Después de 6 y 1 hora de reacción respectivamente obtuvieron el 70 y 90% de remoción.

Parga *et al.* (2005) han aplicado la electrocoagulación para la remoción de arsénico de agua para consumo humano usando un reactor con electrodos verticales paralelos y un dispositivo para inyección de aire. El material de los electrodos es acero al carbón y el tiempo de residencia en el reactor es de 1 o 2 minutos.

Hansen *et al.* (2006), trabajaron con un reactor de acrílico de 5.5 L con dos placas de acero al carbón y un área de 2.34 dm², el reactor tenía un volumen destinado a la reacción propiamente y un volumen destinado a sedimentación de los flóculos producidos. Los estudios a escala laboratorio se realizaron a flujo continuo con un caudal de 0.05 L/min. Para asegurar la oxidación de Fe²⁺ a Fe³⁺ y lograr una mayor remoción de arsénico en los experimentos se burbujeo aire entre los electrodos. El espaciamiento entre los electrodos fue de 2 cm.

Lo que se ha observado de forma recurrente es que, en estas aplicaciones, no se consideran los principios básicos de la teoría de la coagulación que sin duda deben cumplirse en un reactor de electrocoagulación para que el proceso se realice de forma eficiente.

Por su parte Martín-Domínguez *et al.* (2006), diseñaron un reactor a flujo pistón con electrodos de acero para realizar un estudio a escala laboratorio y partieron de las siguientes consideraciones: 1) que en la coagulación se requiere que la dosis de reactivo sea la necesaria de acuerdo con las características del agua a tratar y 2) que la energía aplicada en la mezcla optimice el proceso.

Se eligió el reactor de tipo pistón para el estudio debido a que es la configuración hidráulica que presenta menos problemas de zonas muertas y cortos circuitos, ofrece facilidad de adaptar los electrodos en la estructura del mismo y, sobre todo, favorece un control más preciso del tiempo de residencia de toda el agua a tratar durante el mezclado. La agitación en este reactor se lleva a cabo hidráulicamente aprovechando la turbulencia generada por el paso del agua entre los electrodos. Para el diseño del reactor desde el punto de vista de su función como mezclador hidráulico, también se buscó tener gradientes de velocidad altos generando mayores pérdidas de carga hidráulica con la aplicación de suficiente energía cinética en el flujo de entrada. Un parámetro que engloba tanto el gradiente de velocidades en el mezclado como el tiempo de residencia en el reactor es el producto $G \times t$, cuyo valor en el estudio fue de 8000 a 9000. Para aproximar el tiempo de retención real al tiempo nominal escogido durante el diseño del mezclador hidráulico, el reactor utilizado se dividió con pantallas deflectoras que al mismo tiempo fungían como electrodos.

Para calcular la cantidad de coagulante producido en el reactor utilizaron la Ley de Faraday:

$$m = \frac{q}{nF} = \frac{1}{nF} \int_0^t I dt = \frac{It}{nF}$$

por lo tanto:

$$\frac{dm}{dt} = \frac{It}{nFt} = \frac{I}{nF}$$

$$QC_0 + \frac{I}{nF} = QC_N$$

Finalmente, despreciando la concentración de hierro a la entrada del reactor, se calcula la concentración del mismo a la salida considerando el número de electrones intercambiados ($n = 2$ para electrodos de hierro).

$$C_N = C_0 + \frac{I}{QnF} = \frac{I}{QnF}$$

Donde:

Q = Flujo de agua a tratar (L/s)

Co = Concentración inicial de hierro

C_N = Concentración de hierro a la salida del reactor

Con un reactor de este tipo con 25 electrodos y trabajando a flujo continuo los autores realizaron algunas pruebas a escala laboratorio que consistieron en variar el gasto de operación, la conductividad de la solución y la presencia de cloro, para tratar de inferir que parámetros influyen más en la eficiencia electroquímica de producción de hierro, pero también en la remoción fisicoquímica de los flóculos formados, al pasar por la floculación y la sedimentación. Las etapa de floculación se realizó tomando una muestra del efluente del reactor y aplicando agitación en un equipo de prueba de jarras en tres etapas de 7 min cada una a 85, 60 y 30·s⁻¹. Posteriormente, sin agitación, se dejaba sedimentar la muestra durante 30min.

Como resultados del estudio antes mencionado los autores pudieron identificar que la aplicación de cloro en el influente al reactor no influye de manera significativa en la eficiencia de la producción del hierro, pero si mejora de manera importante la remoción del mismo en las etapa de sedimentación (Figura II.4.2a).

La conductividad del agua es otro de los factores que afecta directamente la eficiencia electroquímica, pero el aumentarla añadiendo una sal, eleva considerablemente los costos de operación del sistema. El Gt de la mezcla tiene un claro efecto sobre la eficiencia de la formación del flóculo, y por lo tanto, en la remoción del hierro producido en el reactor. Los autores también demostraron que entre más eficiente sea la formación de los flóculos al precipitar el hierro formado en el reactor, mayor será la cantidad de arsénico que se elimine del agua a tratar. Los resultados de las pruebas de EC después de la etapa de floculación y sedimentación muestran que hay una buena correlación entre la eliminación de los dos contaminantes (Figura II.4.2b).

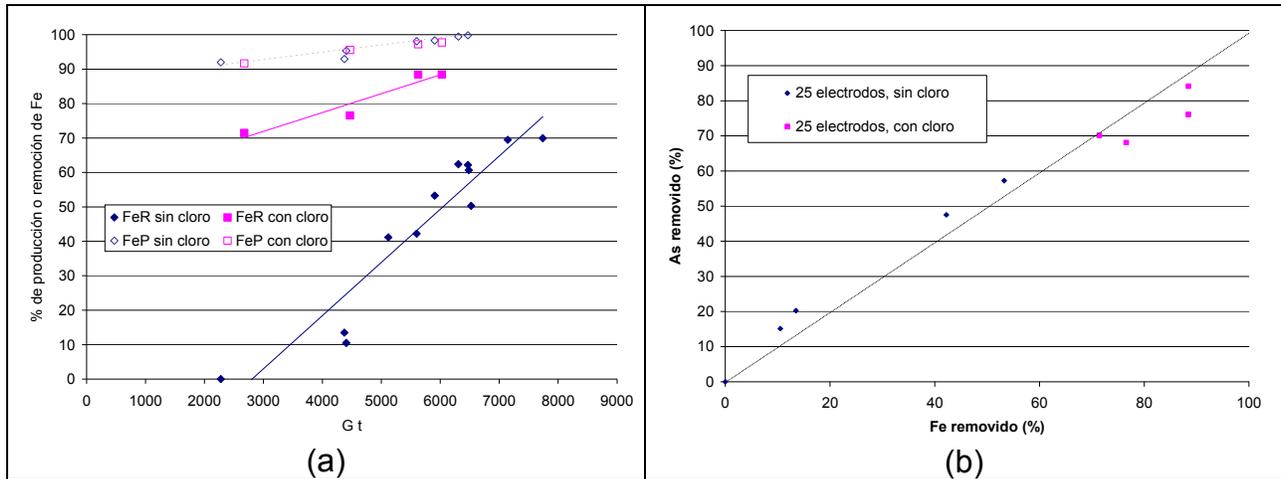


Figura II.4.2 Eficiencia en la producción y remoción de hierro en función del Gt (a) y Remoción de arsénico con respecto a la remoción de hierro (b)

Los mismos autores en un trabajo posterior realizaron pruebas a escala semipiloto utilizando un reactor de EC a flujo pistón a caudales de 6.5 L/min. El tren complementario de tratamiento se componía de un floculador, un sedimentador y un filtro granular de arena-antracita. Pruebas a flujo continuo y aplicando una dosis de 10 mg/L de hierro permitieron remociones de arsénico mayores al 96% con agua cuyo contenido inicial fue de 0.1, 0.2, 0.3 y 0.5 mg/L [Rivera *et al*, 2007].

II.5. PROCESOS DE SEPARACIÓN A TRAVÉS DE MEMBRANAS

El principio de separación de este proceso se basa en el uso de membranas, es decir una barrera selectiva y semipermeable, que permite la transferencia de materia entre los medios que ella separa, es decir entre el agua de alimentación y el agua tratada. El movimiento de las especies a través de la membrana requiere de una fuerza directriz (Figura II.5.1):

- Un gradiente de presión, como en la osmosis inversa, nanofiltración, ultrafiltración y microfiltración
- Un gradiente de potencial eléctrico, como en la electrodiálisis
- Un gradiente de concentración, en el caso de la diálisis

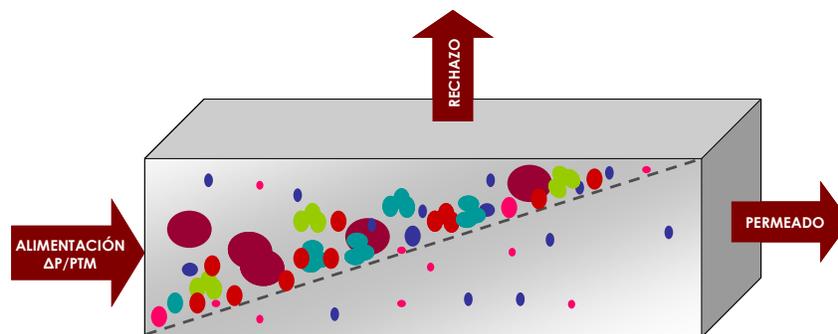


Figura II.5.1 Principio de funcionamiento de las membranas de filtración

Elaboración propia

En la potabilización del agua, la fuerza directriz usualmente aplicada es un gradiente de presión o presión a través de la membrana (ΔP o PTM).

Existen cuatro operaciones de filtración a través de membranas que se rigen bajo un gradiente de presión y cuyas características se resumen en la Tabla II.5.1:

1. Microfiltración, MF
2. Ultrafiltración, UF
3. Nanofiltración, NF
4. Osmosis Inversa, OI

La MF y UF son procesos que operan a baja presión (~ 0.5 a 5 bar), los poros de este tipo de membranas son relativamente abiertos por lo que el principio de separación de las partículas es un tamiz. Por otro lado, las membranas de NF trabajan a presiones intermedias (5 – 40 bar) con un doble principio de separación: un rechazo estérico, en

función del tamaño y forma de los poros de la membrana y los solutos a eliminar del agua, y un rechazo electrostático ocasionado por la carga negativa de la superficie de las membranas al pH natural del agua. Finalmente, las de OI son membranas densas, sin poros aparentes, que operan a altas presiones (> 20 bar); el principio de separación de estas membranas es la difusión química [Aptel y Buckley, 1996].

Tabla II.5.1 Características generales de los procesos de separación por membranas de filtración

OPERACIÓN	TAMAÑO DE PORO	PMC (Da)	PRESIÓN (bar)
Microfiltración, MF	50 – 5000	> 500 kDa	0.5 – 2
Ultrafiltración, UF	5 – 50	2 – 500 kDa	0.5 – 5
Nanofiltración, NF	0.6 – 5	200 – 2000	5 – 40
Ósmosis Inversa, OI	< 0.6	< 200	30 – 70

Adaptado de Thorsen y Fløgstad, 2006

El tipo y tamaño de partículas que son usualmente rechazadas por cada tipo de filtración se presenta de forma resumida en la Figura II.5.2:

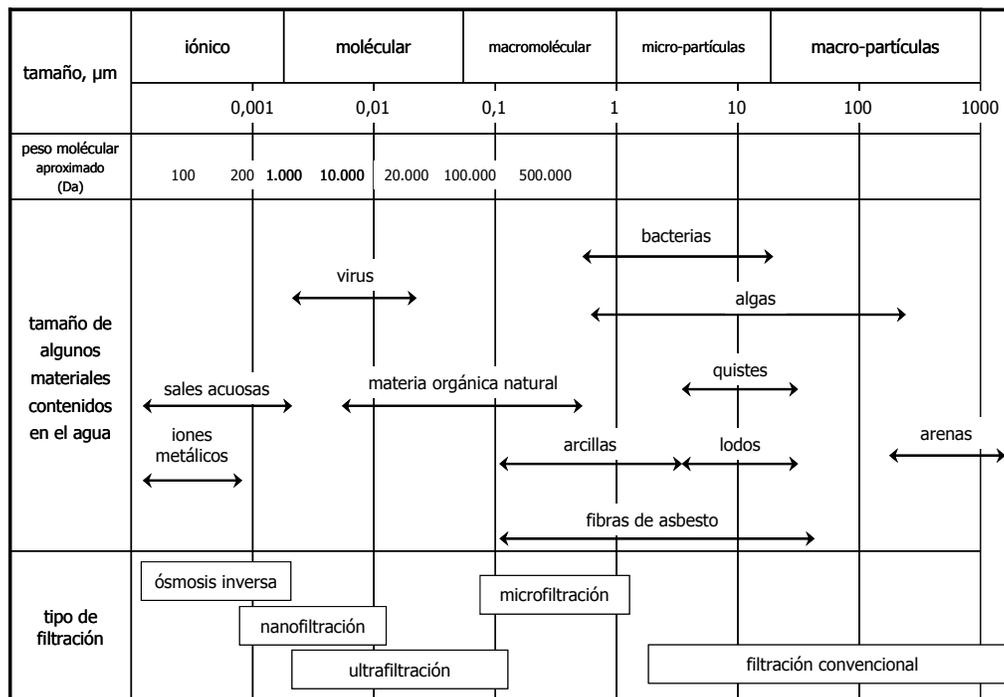


Figura II.5.2 Dominio de separación entre las operaciones de filtración

Los límites entre cada una de las operaciones no están claramente definidos ya que son función de una combinación de factores como el tamaño de las especies por separar o la presión de operación (o a través de la membrana, PTM).

II.5.1. Factores de consideración en el empleo de membranas

Las membranas comerciales se encuentran disponibles en una amplia variedad de materiales y configuraciones. La química del material, en particular la carga superficial y la hidrofobicidad, juegan un papel primordial en el rechazo de los contaminantes ya que estas pueden también eliminarlos a través de un fenómeno de adsorción sobre la misma membrana.

La configuración de la membrana y el peso molecular de corte (PCM³) también tienen influencia en las propiedades de rechazo, así como las condiciones de operación. Por lo anterior, la selección apropiada de la membrana depende fuertemente de la calidad de la fuente del agua a tratar y las necesidades de remoción de los contaminantes presentes.

La calidad del agua de alimentación puede tener efectos significativos en la operación y rechazo del sistema. La temperatura del agua es un factor esencial en estos procesos ya que bajas temperaturas disminuyen la permeabilidad de las membranas cualquiera que sea la presión aplicada; para compensar este efecto se pueden adicionar módulos de membranas que incrementen el volumen tratado.

En comparación con las membranas de MF y UF, el tamaño pequeño de los poros en las membranas de NF y OI las hacen propensas a sufrir un rápido ensuciamiento, por lo que su aplicación va acompañada de un pre-tratamiento para la eliminación del material particulado presente. El rechazo de iones que provocan incrustaciones, como el calcio y magnesio, puede dar lugar a precipitaciones sobre la superficie de la membrana; asimismo, compuestos orgánicos y metálicos, p. ej. de hierro y manganeso, pueden promover el ensuciamiento de la membrana. La precipitación sobre la superficie de la membrana puede dar lugar a un taponamiento irreversible de la misma y debe ser evitado por medio de un pre-tratamiento adecuado que incluya la adición de químicos anti-incrustantes y/o ácido en el agua.

En cuanto a la eficiencia de estos procesos, ésta se maneja en términos de la recuperación del agua producto; la MF y UF tienen típicamente altas recuperaciones: MF hasta 99%, UF hasta 95%; mientras que para la NF puede ser hasta del 85% y la OI del 30 al 85%.

³ El Peso Molecular de Corte expresa el peso molecular del soluto más pequeño que es rechazado en un 90%.

II.5.2. Aplicaciones de la Nanofiltración (NF) en el tratamiento del agua

La nanofiltración (NF) es considerada como un proceso intermedio entre la ultrafiltración y la ósmosis inversa [Van der Bruggen y Vandecasteele, 2003] que permite aprovechar ciertas ventajas de ambos procesos. En relación con la ultrafiltración, la NF presenta una mayor selectividad ya que la retención se basa en efectos estéricos y de carga; con respecto a la ósmosis inversa, la NF requiere una presión de operación menor (4 a 40 bar) y produce un mayor flux de permeado, asimismo, la NF permite hasta cierta medida el paso de sales monovalentes, lo que disminuye el grado de regeneración requerida para el agua producida; todo lo anterior representa ventajas energéticas y económicas de este proceso [Maurel, 1993].

Sus aplicaciones en el campo del tratamiento de las aguas, residuales y para consumo humano, son relativamente recientes. Inicialmente fue empleada en la eliminación de la dureza del agua al tener un alto poder de rechazo para las sales divalentes, sin necesidad, como en el caso de la OI, de remineralizar el agua con sales monovalentes como el NaCl.

Puesto que el tamaño de poro promedio de las membranas de NF es del orden de un nanómetro, *a priori*, las moléculas superiores a este tamaño deben ser retenidas y en consecuencia el agua por filtrada debe estar exenta de materia en suspensión [Ku *et al.*, 2005; Wang y Chung, 2005]. Cabe mencionar que el peso molecular de corte de estas membranas se encuentra entre 200 y 1,000 Da [Wang y Chung, 2005] aunque algunos autores indican un intervalo más estrecho, de 100 a 500 Da [Tchobanoglous *et al.*, 2003 en Ku *et al.*, 2005].

Con respecto al rechazo basado en la repulsión electrostática, la mayoría de las membranas de NF posee una carga eléctrica que depende en primera instancia de la presencia de grupos funcionales en su superficie, en general se trata de ácidos sulfónicos o carboxílicos [Petersen *et al.*, 1993 en Wang y Chung, 2005]. En segundo término, el carácter eléctrico de las membranas dependerá de las características químicas del agua de alimentación (pH, concentración de electrolitos y presencia de materia orgánica natural, polaridad, etcétera.) [Thanuttamavong *et al.*, 2002; Bellona y Drewes, 2005]. Este fenómeno permite que, por ejemplo, una membrana cargada negativamente sea de gran utilidad para la división de mezclas salinas (separación selectiva de iones [Wang y Chung, 2005], por ello, el gran interés en realizar estudios sobre la caracterización electrocinética de la superficie de estas membranas y de su comportamiento con diferentes tipos de soluciones.

Como consecuencia del doble principio de eliminación, las sustancias disueltas son retenidas en un porcentaje variable en función de la naturaleza de las moléculas y del tipo de membrana empleada; en términos generales las sales ionizadas monovalentes y

los compuestos orgánicos no ionizados de peso molecular inferior a 200 - 250 g/mol no son retenidos por este tipo de membrana; sin embargo, las sales ionizadas multivalentes (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Al^{3+} , SO_4^{2-}) y los compuestos orgánicos no ionizados de peso molecular superior a 250 g/mol sí lo son [Maurel, 1993]. Globalmente, el paso de sales es del 30 al 60% para los iones monovalentes y del 5 al 15% para los bivalentes.

A diferencia del resto de las operaciones de filtración por membranas, en la NF hay una gran variedad interacciones entre las propiedades de los solutos, solventes y la membrana, lo que permite obtener buenos resultados para remover una amplia gama de contaminantes. Pese al conocimiento de estas interacciones, no se considera aún que se tenga una comprensión total de los mecanismos por los que los compuestos orgánicos son rechazados, o bien, pasan a través de las membranas de nanofiltración. Al permitir un paso, prácticamente libre, de iones monovalentes, la membrana de NF reduce el incremento del gradiente de presión osmótica, a la que contribuyen las sales monovalentes, lo que coadyuva a producir una mayor cantidad de permeado. Por lo anterior, la NF es usada cuando no es necesaria una alta remoción de sodio (típica de la ósmosis inversa), sino donde otras sales como el magnesio y el calcio (iones divalentes) deben ser removidas [Scott y Hughes, 1996].

Desde hace algunos años el uso de la NF para producir agua potable se ha extendido a la desinfección y a la eliminación de contaminantes específicos como metales, pesticidas, nutrientes y materia orgánica natural (ácidos húmicos y fúlvicos, precursores de moléculas organocloradas y el carbón orgánico disuelto biodegradable). Lo anterior, coadyuva a evitar el desarrollo de bio-películas en la red de distribución del agua potable y en consecuencia a disminuir la concentración de cloro residual necesaria para asegurar la desinfección [Sethi *et al.*, 2000; Orecki *et al.*, 2004].

II.5.2.1. Remoción de arsénico a través de la Nanofiltración (NF)

Se han llevado a cabo diversos estudios para la remoción de As por membranas de NF y los resultados han mostrado su efectividad; sin embargo es importante mencionar que el proceso se ve afectado por parámetros de operación, propiedades de la membrana y la especiación del arsénico.

La AWWARF (1998) llevo a cabo estudios piloto con soluciones preparadas de As y con agua de un lago; se probaron módulos de membranas comerciales y pruebas con membranas planas; las membranas poseían una carga negativa superficial. Los resultados se muestran en la Tabla II.4.2.

Tabla II.5.2 Eficiencias de remoción para arsénico en aguas sintéticas y superficiales

TIPO DE MEMBRANA ¹	TIPO DE AGUA	ESTADO DE OXIDACIÓN ARSÉNICO	pH	EFICIENCIA REMOCIÓN As (%)
Módulo				
NF 45-2540	Desionizada	V	6.7	85
NF 45-2540	Lago	V	6.9	89
NF 45-2540	Desionizada	III	6.9	12
Membranas planas				
NF 45-2540	Desionizada	V	NA	90

¹PMC 300 Da, carga superficial negativa
Adaptada de AWWARF, 1998

Como se puede observar, la remoción para arsénico (III) fue mínima, de tan solo 12%; en cambio para el As (V) se obtuvieron altas eficiencias de remoción, por arriba del 85%.

Asimismo, la AWWARF realizó estudios a nivel piloto con diferentes tipos de aguas, superficial y subterránea, con alto (11 mg/L) y bajo contenido de materia orgánica (1 mg/L). Los resultados en términos del rechazo de arsénico se presentan en la Tabla II.5.3.

Tabla II.5.3 Eficiencias de remoción para arsénico en aguas superficiales y subterráneas

MEMBRANA	PMC	TIPO DE AGUA	CARGA	ESPECIE As	Eficiencia remoción As (%)
Accumem	400	Ag Subterránea	-	As total	80
		Alto COD	-	As total	60
		As superficial	-	As total	60
		Bajo COD	-	As total	60
NF 1				V	> 95
NF 2				III	52
NF 3	NA	Agua superficial tratada	NA	V	> 95
				III	20
				V	> 95

Adaptada de AWWARF, 1998

Durante las pruebas con un solo elemento con aguas subterráneas, las membranas mostraron una sustancial remoción del arsénico; sin embargo, en el agua con un bajo contenido de materia orgánica (COD=1 mg/L) la remoción de As fue de solo el 60%, mientras que en el agua con alto contenido de materia orgánica (COD=11 mg/L) su

rechazo fue del 80%. Estas diferencias significativas podrías deberse a cambios en la repulsión electrostática sobre la superficie de la membrana debido a la adsorción de la materia orgánica sobre la misma.

Las pruebas llevadas a cabo con agua superficial tratada y enriquecida con arsénico mostraron una alta remoción de As (V), superior al 95%. En cambio, el rechazo para el As (III) fue en el mejor de los casos ligeramente superior al 52%; los autores mencionan que estos resultados evidencian la influencia de la difusión y la repulsión electrostática sobre el As (III). Asimismo, cabe mencionar que el As (III) es muy pequeño, por lo que fácilmente podría atravesar los poros de las membranas, por otro lado, el As (III) no presenta un alto rechazo por parte de las membranas como es el caso de As (V).

Un estudio piloto llevado a cabo en Tarrytown, NY [Malcolm Pirnie, 1992] utilizó membranas NF7 de Dow-Filmtec y TFCS de UOP Fluid Systems. Las membranas fueron operadas variando el flux entre 17 y 21 gfd y con una recuperación del 15%. El agua de la alimentación tenía una conductividad que variaba de 460 a 950 $\mu\text{S}/\text{cm}$, pH en el intervalo de 7.7 a 8.3 y las concentraciones de arsénico se encontraban entre 0.038 y 0.154 mg/L.

Una segunda corriente de alimentación era añadida y mezclada, esta corriente aproximadamente el doble de sólidos disueltos totales y arsénico que la corriente inicial, o anterior con el propósito de simular los rechazos de arsénico del último elemento de las membranas operando con una recuperación del 50%. El rechazo del arsénico fue en general muy alto, sólo uno de los elementos excedió el valor límite de detección de 0.0025 mg/L, que corresponde al 95% de rechazo.

Estudios mas recientes han probado las eficiencias de eliminación del arsénico con membranas comerciales, en los que se ha constatado que el As (V) al poseer una carga negativa al pH natural del agua es rechazado por la superficie de las membranas en una mayor proporción que el As (III) que se encuentra en eléctricamente neutro en esas mismas condiciones, por lo que atraviesa la membrana con facilidad. Un compendio de dichos estudios se presenta en los párrafos siguientes.

Sato *et al.* (2002), estudiaron la eliminación de arsénico (III y V), a partir de soluciones sintéticas y agua subterránea enriquecida con arsénico; las membranas probadas fueron: ES-10, NTR-729HF y VTR-7250 de Nitto. El estudio evaluó el rechazo por parte de las membranas en un intervalo de presión de 3 a 11 bar. En todos los casos el rechazo de As (V) fue superior al 85%, la membrana ES-10 fue la que mostró mejores resultados con eficiencias de remoción entre 95 y 98%. En el caso del As (III), las eficiencias de rechazo fueron considerablemente inferiores; las membranas NTR-729HF y VTR-7250 tuvieron una eficiencia inferior al 25%, mientras que la ES-10 eliminó entre el 60 y 80% del arsénico. Las mejores eficiencias de rechazo presentadas en el caso

del As (V) En cuanto a las pruebas que comparaban la eliminación de arsénico III y V con aguas naturales y sintéticas, no hubo diferencias sustanciales; el As (V) mostró mejores rechazos (entre 80 y 100%) en ambos tipos de agua que el As (III) (< 80%).

Para la misma membrana ES-10, Oh et al (2000) encontraron que un intervalo de bajas presiones (2 – 6 bar) las eficiencias de remoción para el As (V) en forma de arsenato era del 88%, en tanto que para el As (III) como arsenito eran del 55%.

Vrijenhoek y Waypa (2000) probaron el desempeño de la membrana NF-45 (Filmtec) con aguas sintéticas con una concentración de 316 ppb de As (V); para esta membrana encontraron que el rechazo de arsénico se incrementaba del 60 al 90% con un incremento de la concentración de NaCl; en contraste con los resultados obtenidos por Sato *et al.* (2002), quienes encontraron que el rechazo del As era independiente de la presencia de iones en solución.

Saitúa *et al.* (2005), analizaron el efecto de las condiciones de operación en el rechazo de la membrana 192-NF300 (Osmonics Inc.); de acuerdo con sus resultados la eliminación del arsénico es independiente de la variación de la presión a través de la membrana (PTM), la temperatura y la velocidad de flujo cruzado. Las eficiencias de rechazo reportadas se encontraban entre 93 y 99%.

La variación del pH del agua tiene efectos sobre el rechazo por parte de las membranas. Urase *et al.*, (1998) observaron, con membranas Nitto-Denko que para el As (III) el rechazo se incrementaba con el pH; mientras que para el As (V) no se observaron variaciones considerables (~ 90%).

Uddin *et al.*, (2007) estudiaron el rechazo del ambos tipos de arsénico con membranas NF-90 y NF-200, utilizando agua superficial enriquecida con arsénico y variando las condiciones de operación. Ellos observaron que el As (V) era mejor rechazado que el As (III) con rechazos superiores al 98% contra el 65%.

II.5.2.2. Remoción de arsénico a través de la Microfiltración (MF)

La eficiencia de la MF para eliminar arsénico depende fuertemente de la distribución del tamaño de las partículas a las que se encuentra ligado este elemento. Las membranas de MF por sí mismas tienen una distribución de tamaño de poro muy grande como para rechazar al arsénico disuelto o coloidal; en consecuencia, la eficacia de la MF para eliminar arsénico estará en función de la proporción de arsénico particulado en el agua.

En cuanto a la proporción de arsénico particulado en las aguas, esta es muy variable, algunos estudios [AWWARF, 1998; McNeill y Edwards, 1997] muestran que en aguas

subterráneas es inferior al 10% mientras que en las aguas superficiales puede ir del 0 al 70%.

Para incrementar la eficiencia de rechazo de la MF aplicada a aguas con bajo contenido de arsénico particulado, esta operación puede ser combinada con la **coagulación**; en este caso, la eliminación del As depende del atrapamiento de los flocs formados después de añadir el coagulante por las membranas. En este tren de tratamiento la membrana debe ser lavada periódicamente para remover los flocs de la superficie de la membrana y restaurar la capacidad hidráulica de la misma.

Han *et al.*, (2002) compararon dos trenes de tratamiento: Coagulación + sedimentación y Coagulación + MF. Con una concentración inicial de As total de 60 $\mu\text{g/L}$, el primer tren de tratamiento alcanzó una concentración en el agua tratada de 32 $\mu\text{g/L}$ (~ 47 % de remoción); la coagulación combinada con MF logro una remoción del 98%. Paralelamente, la turbiedad del agua después de la sedimentación fue de 1.16 NTU, en tanto que la MF disminuyó la turbiedad hasta 0.08 NTU. Los resultados obtenidos demuestran que la dupla coagulación+MF puede mejorar la calidad del agua no solo abatiendo eficazmente las concentraciones de arsénico, sino que también es posible mejorar la calidad del agua con factores como la turbiedad y el contenido de sólidos.

Judd y Hillis (2001) encontraron que el uso de la separación por membranas es más ventajoso que las técnicas de clarificación convencional, ya que el tiempo requerido para el crecimiento de las partículas es menor en los procesos de membrana. Por el tamaño de poro de las membranas, del orden de submicras, los flóculos sólo necesitan crecer a un diámetro aproximado de 2 μm para poder ser eliminados de la solución.

Ghurye *et al.* (2004), también estudiaron la coagulación con hierro y microfiltración para la remoción de arsénico de aguas subterráneas, y encontraron que se requiere una membrana, con un tamaño de poro menor o igual a 0.2 μm , para la remoción eficiente de precipitados de hidróxido de hierro cargados de arsénico.

Recientemente, los sistemas de membranas de MF y UF se han comenzado a utilizar para la remoción de varios contaminantes químicos tales como arsénico, plaguicidas, hierro y manganeso, en el entendido que la eficacia de remoción depende de que dichos contaminantes sean llevados a una forma particulada mediante un pretratamiento. Además de aumentar la remoción de contaminantes disueltos, el pretratamiento químico puede mejorar el desempeño de las membranas al reducir el ensuciamiento de las mismas. En plantas potabilizadoras convencionales existentes conformadas por coagulación, floculación, separación de sólidos y filtración, los sistemas de membranas de MF y UF has sustituido los procesos de sedimentación-filtración o la filtración debido a una mayor producción de agua y de calidad más consistente en un espacio limitado [Farahbakhsh *et al.*, 2004] .



Al menos dos fabricantes de sistemas con membranas de microfiltración (Pall Corporation y Siemens) aseguran, en sus folletos promocionales, que sus equipos son eficaces para la remoción de arsénico del agua si son antecidos por un pretratamiento químico (coagulación). Otra ventaja, que aseguran está asociada con los sistemas de MF, es la optimización de espacio ya que la etapa de sedimentación puede ser eliminada, lo que se traduce en instalaciones muy compactas y que requieren menos obra civil que los procesos convencionales.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- Altundogan, H.S., Altundogan, S., Tümen, F., Bildik, M., 2002. Arsenic adsorption from aqueous solutions by activated red mud. *Waste Management*, 22:357–363.
- Alvarez-Silva, M., Uribe-Salas, A., Nava-Alonso, F. and Pérez-Garibay, R. 2009. Adsorption of As(V) onto goethite: Experimental statistical optimization. In: J. Bundschuh, M.A. Armienta, P. Birkle, P. Bhattacharya, J. Matschullat and A.B. Mukherjee: *Geogenic Arsenic in Groundwater of Latin America*. In: J. Bundschuh and P. Bhattacharya (series eds): *Arsenic in the Environment*, Volume 1. CRC Press/Balkema Publisher, Leiden, The Netherlands, pp. 527–534.
- Aptel, P. and C.A. Buckley (1996). “Categories of Membrane Operations,” Chapter in *Water Treatment Membrane Processes*, McGraw Hill, 1996. American Water Works Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Commission of South Africa, 1996.
- Arboleda, J., (2000) *Teoría y Práctica de la purificación del agua*. 3ª ed. Tomo I; pp 361. Mc Graw Hill Interamericana, S.A.
- Armienta, M.A., Micete, S. & Flores-Valverde, E. 2009. Feasibility of arsenic removal from contaminated water using indigenous limestone. *Natural Arsenic in Groundwaters of Latin America*. Ed. CRC Press, Taylor & Francis Group. London, UK. Volumen I:505-510.
- AWWA (1999). *Water Quality and Treatment - A Handbook of Community Water Systems*, McGraw-Hill Publishing Company, New York.
- AWWARF (1998). *Arsenic Treatability Options and Evaluation of Residuals Management Issues*, Amy, G.L., M. Edwards, M. Benjamin, K. Carlson, J. Chwirka, P. Brandhuber, L. McNeill and F. Vagliasindi, Draft Report, April 1998.
- AWWARF American Water Works Association Research Foundation (1991), *Mixing In Coagulation and Flocculation*, Editado por Appiah Amirtharajah, Mark M. Clark & R. Rhodes Trussell, USA, pp. 426.
- Balasubramanian, N and Madhavan, K. Arsenic Removal from Industrial Effluent through Electrocoagulation. *Chem. Eng. Technol.* 24 (2001) 5, 519-521.
- Bang, S., Patel, M., Lippincott, L. and Meng, X. (2005). “Removal of arsenic from groundwater by granular titanium dioxide adsorbent”. *Chemosphere*, Volume 60, pp 389-397.
- Bellona, C. and J. Drewes (2005). “The role of membrane surface charge and solute physico-chemical properties in the rejection of organic acids by NF membranes”. *Journal of Membrane Sciences*, Volume 249, pp 227-234.
- Benjamin, M. M., R.S. Sletten, R.P. Bailey and T. Bennett (1998). “Sorption of Arsenic by Various Adsorbents,” AWWA Inorganic Contaminants Workshop, San Antonio, TX, February 23-24, 1998.

- Benjamin, M.M., R.S. Sletten, R.P. Bailey and T. Bennett (1996). "Sorption and Filtration of Metals Using Iron-Oxide Coated Sand," *Water Research*, 30:11:2609.
- Brandhuber P., Amy G. (1998) Alternative methods for membrane filtration of arsenic from drinking water, *Desalination*, 117, 1-10.
- Chakravarty, S., Dureja, V., Bhattacharyya, G., Maity, S. and Bhattacharjee, S. Removal of arsenic from groundwater using low cost ferruginous manganese ore. *Water Research*, 2002; no. 36, vol. 3, p. 625-632.
- Chartrand, M.M.G.; Bunce, N.J. Electrochemical remediation of acid mine drainage. *Journal of Applied Electrochemistry*, 33, (2003), 259-254.
- Chen, G. (2004) "Electrochemical technologies in wastewater treatment". *Separation and Purification Technology*, Volume 38, pp 11-41.
- Chen, L. Lai; Lin, Sheng H. Electrocoagulation of chemical mechanical polishing (CMP) wastewater from semiconductor fabrication. *Chemical Engineering Journal* 95 (2003), 205-211.
- Cheung, C.W., Porter, J.F., and McKay, G. 2001. Sorption kinetic analysis for the removal of cadmium ions from effluents using bone char. *Water Research*. 35(3): 605-612.
- Clifford, D. and C.C. Lin (1986). Arsenic Removal From Groundwater in Hanford, California – A Preliminary Report, University of Houston, Department of Civil/Environmental Engineering. Cited in: AWWA (1990). *Water Quality and Treatment - A Handbook of Community Water Systems*, McGraw-Hill Publishing Company, New York.
- Clifford, D. and C.C. Lin (1995). "Ion Exchange, Activated Alumina, and Membrane Processes for Arsenic Removal from Groundwater," *Proceedings of the 45th Annual Environmental Engineering Conference*, University of Kansas, February 1995.
- Cumbal, L.H. and SenGupta, A.K. (2009) Polymer-supported Fe(III) oxide particles: An arsenic-selective sorbent. In: J. Bundschuh, M.A. Armienta, P. Birkle, P. Bhattacharya, J. Matschullat & A.B. Mukherjee: *Geogenic Arsenic in Groundwater of Latin America*. In: J. Bundschuh and P. Bhattacharya (series eds): *Arsenic in the environment*, Volume 1. CRC Press/Balkema Publisher, Leiden, The Netherlands, 571–580.
- Dousavá. B., Martaus, A., Kolousek, D., Fuitová, L. and Machovic, V. 2009. Characterization of Fe-treated clays as effective As sorbents. *Natural Arsenic in Groundwaters of Latin America*. Ed. CRC Press, Taylor & Francis Group. London, UK. Vol I:511-520.
- Driehaus, W., Jekel, M. and Hildebrandt, U. J. 1998. Granular ferric hydroxide -a new adsorbent for the removal of arsenic from natural water. *Water SRTAqua*, 47(1), 30-35.
- Edwards, M.A. (1994). "Chemistry of Arsenic Removal During Coagulation and Fe-Mn Oxidation," *Journal. AWWA*, September 1994, pp. 64-77.

- Environmental Protection Agency (EPA) (2000) Technologies and costs for removal of arsenic from drinking water, EPA 815-R-00-028, Washington, D.C. <http://www.epa.gov/safewater/ars/treatments_and_costs.pdf>.
- Farahbakhsh K., Svrcek C., Guest R. K., Smith D. W. (2004) A review of the impact of chemical pretreatment on low-pressure water treatment membranes, *Journal of Environmental Engineering and Science*, 3, 237-253.
- Frank, P. and D. Clifford (1990). Project Summary: Arsenic (III) Oxidation and Removal from Drinking Water, EPA/600/S-2-86/021.
- Garrido S., Avilés M., Pargaru, I., Santos de La Paz, J., Segura, N. 2006. Pruebas de tratabilidad para remoción de arsénico del agua de suministro municipal de Gómez Palacio, Dgo., utilizando el sistema DesEl. Informe Final Técnico, Clave TC-0715.21. Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. Jiutepec, Morelos, México. pp:46.
- Garrido S., Avilés M., Ramírez A., Calderón C., Ramírez-Orozco A., Nieto A., Shelp G., Seed L., Cebrian M. and Vera E. 2008. Arsenic removal from water of Huautla, Morelos, Mexico using capacitive deionization. *Natural Arsenic in Groundwaters of Latin America*. ISGSD, CRC Press, Taylor & Francis Group. A Balkema Book: 655-676. ISSN: 1876-6218.
- Garrido, S., Avilés, M., Ramírez, A., Calderón, C., Ramírez-Orozco, A., Nieto, A., Shelp, G., Seed, L., Cebrian, M. and Vera, E. (2009) Arsenic removal from water of Huautla, Morelos, Mexico using capacitive deionization. In: J. Bundschuh, M.A. Armienta, P. Birkle, P. Bhattacharya, J. Matschullat and A.B. Mukherjee: *Geogenic arsenic in groundwater of Latin America*. In: J. Bundschuh and P. Bhattacharya (series eds): *Arsenic in the environment*, Volume 1. CRC Press/Balkema Publisher, Leiden, The Netherlands, 665-676.
- Ghurye G., Clifford D., Tripp A. (2004) Iron coagulation and direct microfiltration to remove arsenic from groundwater, *Jour. AWWA*, 96:4, 143-152.
- Gullledge, J.H. and J.T. O'Connor (1973). "Removal of Arsenic (V) From Water by Adsorption on Aluminum and Ferric Hydroxides," *Journal AWWA*, 8:548-552.
- Gupta, V.K. Saini, Neeraj V.K. (2005). Adsorption of as (III) from aqueous solutions by iron oxide-coated sand, *Journal of Colloid and Interface Science*, 55: 288.
- Hansen, H., Nuñez, P. y Grandon, R. (2006). "Electrocoagulation as a remediation tool for wastewaters containing arsenic". *Minerals Engineering*, Volume 19, pp 521-524.
- Hathaway, S.W., Rubel, J.F., 1987. Removing arsenic from drinking water. *J. Am. Water Works Assoc.*, 79:61-65.
- Hering, J; Chen, P; Wilkie, J; Elimelech, M and Liang, S. (1996) Arsenic Removal by Ferric Chloride. *JAWWA*, Vol 88, No 4, pp 155-167.
- J. R. Parga, D. L. Cocke, V. Valverde, et al., "Characterization of electrocoagulation for removal of chromium and arsenic," *Chemical Engineering and Technology*, vol. 28, no. 5, pp. 605-612, 2005.

- Judd S. J., Hillis P. (2001) Optimisation of combined coagulation and microfiltration for water treatment, *Water Research*, Vol. 35, No.12, 2895-2904.
- Kang, S. (1995) Oxidation of arsenite to arsenate in drinking water. Master's thesis. University of Colorado, Boulder.
- Kim, S.J., Zhang, L. and Keane, M.A. 2001. Removal of iron from aqueous solutions by ion exchange with Na-Y zeolite. *Separation Science and Technology*. 36(7):1509-1525.
- Ku, Y. Lee, P.L. and W.Y. Wang (2005) "Removal of acidic dyestuffs in aqueous solution by nanofiltration". *Journal of Membrane Science*, Volume 250, pp 159-165.
- Kuran, S., Bino, M., Andelman, M., Craft B. 2003. Flow through capacitor. The International Workshop on Marine Pollution and the Impact of Seawater Desalination Plants on the Coastal Environment Dubai 1-3 de diciembre. Emirates Arabs.
- Lettermann, D., Quonj, J. E. & Gemmelr, S. 1973 Influence of rapid-mix parameters on flocculation. *Journal of the American Water Works Association* 65, 716-722.
- Liu G., Liu Q. and Zhu X., Studies on Removal of As(III) by Several Types of Ferrated Salt in Aqueous Medium, *Proceedings of the World Congress on Engineering 2009 Vol I, WCE 2009, July 1 - 3, 2009, London, U.K.*
- Logsdon, G.S., Sorg, T.J., and Symons, J.M., 1974. Removal of Heavy Metals by Conventional Treatment, *Proceedings of the 16th Water Quality Conference, University of Illinois, Urbana*, pp. 11-133
- Lorenzen, L., van Deventer, J.S.J. and Landi, W.M. (1995). "Factors affecting the mechanism of the adsorption of arsenic species on activated carbon". *Minerals Engineering*, Volume 8, pp 557-569.
- Malcolm Pirnie, Inc. (1992). *Arsenic Removal Pilot-Scale Studies*, Prepared for USEPA Office of Ground Water and Drinking Water.
- Mameri, N., Lounici, H., Belhonic, D., Grib, H., Piron, D. L. and Yahiat, Y., (2001). Defluoridation of sahara water by small plant electrocoagulation using bipolar aluminium electrodes. *Separation Purif. Technol.*, 24, 113-119
- Maurel, A. (1993). "Techniques séparatives à membranes. Osmose inverse, nanofiltration, ultrafiltration, microfiltration tangentielle". *Techniques de l'ingénieur. Génie des procédés*, vol. J3, NoJ2790, pp. J2790.1-J2790.
- McNeill, L.S. and M. Edwards (1997a), "Arsenic Removal During Precipitative Softening," ASCE
- Moore, K., Huck, P. and Siverns, S., (2008). "Arsenic removal using oxidative media and nanofiltration". *Journal AWWA* 100:12, 74-83.
- Orecki, A., Tomaszewska, M. Karakulski, K. and A. W. Morawski (2004) "Surface water treatment by the nanofiltration method". *Desalination*, Volume 162, pp 47-54.

- Pena, M., Meng, X., Korfiatis, G. P. and Jing, C. (2006). "Adsorption Mechanism of Arsenic on Nanocrystalline Titanium Dioxide". *Environmental Science and Technology*, volume, 40 (4), pp 1257–1262.
- Petkova Simeonova, V. (1999) Pilot studies for arsenic removal, State of Hidalgo (in Spanish). *Revista de Ingeniería Hidráulica en México* 14, 65-77.
- Petrushevski, E., Sharma, S.K., Kruis, F., Omeruglu, P. & Schippers, J.C. 2002. Family filter with iron-coated sand: solution for arsenic removal in rural areas. *Water Science and Technology: Water Supply* Vol 2 No 5-6:127-133.
- Phutdhawong, Weerachai; Chowwanapoonpohn, Sombat; and Buddhasukh, Duang Electrocoagulation and subsequent recovery of phenolic compounds. *Analytical Sciences*, Vol 16 , October 2000, 1083-1084.
- Pinisakul, A., Polprasert, C., Satayavivad, J. 2002. Arsenic removal efficiency and mechanisms by electro-chemical process. *Water Sci Technol*, 46(9), 247-254.
- Rivera, M.L. and Piña, M. (2004) A pilot study for arsenic removal from water by adsorption in natural zeolite adsorption in presence of iron and manganese. In: A.M. Sancha (ed): *Third International Seminar on Evaluation, and Management of Drinking Water Resources contaminated by Arsenic* (in Spanish) (proceedings available as CD), Universidad de Chile, 8-11 November 2004, Santiago de Chile, Chile, 2004, available at <http://www.cepis.ops-oms.org/bvsacd/arsenico/Arsenic2004/theme3/paper3.14.pdf> (accessed December 2009).
- Rosenblum, E.R. and D.A. Clifford (1984). *The Equilibrium Arsenic Capacity of Activated Alumina*, PB 84/10 527, NTIS, Springfield.
- S.D. Manjare, M.H. Sadique, A.K. Ghoshal. (2005), Equilibrium and kinetics studies for As(III) adsorption on activated alumina and activated carbon, *Environmental Science and Technology*. 26 (12) 1403–1410.
- Saitúa H., Campderrós M., Cerruti S. and Padilla A. P., (2005). "Effect of operating conditions in removal of arsenic from water by nanofiltration membrane". *Desalination*, Volume 172, pp 173-180.
- Sato, Y., Kang, M., Karnei, T. and Magara Y. (2002). Performance of Nanofiltration for Arsenic Removal. *Water Research*, Volume 36, pp 3371-3377.
- Scott, K. and R. Hughes (1996). *Industrial Membrane Separation Technology*. First ed., Chapman & Hall. ISBN 0 7514 0338 5.
- Selvin N., Messham G., Simms J., Pearson I., and Hall J. (2000). *The Development of Granular Ferric Media - Arsenic Removal and Additional Uses in Water Treatment*. Proceedings of the AWWA Water Quality Technology Conference, Salt Lake City
- Sethi, S. and M.R. Wiesner (2000). "Simulated cost comparisons of hollow-fiber and integrated nanofiltration configurations". *Water Research*, Volume 34, pp 2589-2597.
- Shen, Y.S. (1973). "Study of Arsenic Removal from Drinking Water," *J. AWWA*, 8:543-548.

- Simms, J. and F. Azizian (1997). "Pilot Plant Trials on the Removal of Arsenic from Potable Water Using Activated Alumina," Proceedings AWWA Water Quality Technology Conference, November 9-12, 1997.
- Sorg, T.J. and G.S. Logsdon (1978). "Treatment Technology to Meet the Interim Primary Drinking Water Regulations for Inorganics: Part 2," J. AWWA, 7:379-392.
- Tchobanoglous, G.; L. Burton, F.; D. Stensel, H., (2003). Wastewater engineering: treatment and reuse, fourth ed., Mc Graw Hill New York, USA
- Thanuttamavong, M. Yamamoto, K. Ik Oh, Ho Choo, K. J. and June Choi, S. (2002). "Rejection characteristics of organic and inorganic pollutants by ultra low-pressure nanofiltration of surface water for drinking water treatment". Desalination, Volume 145, pp 257-264.
- Uddin T., Mozumder S. I., Figoli A., Islam A. and Drioli E., Arsenic Removal by conventional and membrane technology: an overview, Indian Journal of Chemical Technology, Vol 14, September 2007, pp 441-450.
- Urase T., Oh J. and Yamamoto K., Desalination, 117 (2000) 265.
- Van de Bruggen, B. and C Vandecasteele (2003). "Removal of pollutants from surface water and groundwater by nanofiltration: overview of possible applications in the drinking water industry" Environmental Pollution, 122, 435-445.
- Vrijenhoek, E.M. and J.J. Waypa (2000). "Arsenic Removal from Drinking Water by a 'Loose' Nanofiltration Membrane," Desalination 130 (2000) 265-277.
- Wang, K.Y. and T.S. Shung Chung (2005). "The characterization of flat composite nanofiltration membranes and their applications in the separation of Cephalixin". Journal of membrane Sciences, Volume 247, pp 37-50.
- Wilkie, A.J., and Hering, J. 1996. Adsorption of arsenic onto hydrous ferric oxide: Effects of adsorbate/adsorbent ratios and co-occurring solutes. Coll. Surf. A Physicochem. Eng. Aspects, **107**: 97-110.
- Wrigley, S. and F. Vance. (2009) "Selecting Adsorptive Media". Water Quality Products, Volume 14, Number 5.
- Xiong, Y., Strunk, P. J., Xia, H., Zhu, X., Karlsson, H. T., Treatment of dye wastewater containing acid orange II using a cell with three-phase threedimensional electrode, Water Research, 35, No. 17, 4226 (2001).
- Zhang, W., Singh, P., Paling, E. and Delides, S. (2004). "Arsenic removal from contaminated water by natural iron ores". Minerals Engineering, Volume 17(4), pp 517-524



CAPÍTULO III SELECCIÓN DE LAS FUENTES DE ESTUDIO



III.	SELECCIÓN DE LAS FUENTES DE ESTUDIO	III-1
III.1.	CARACTERIZACIÓN DE LAS FUENTES SELECCIONADAS	III-6

Índice de Tablas

Tabla III.1.	Ventajas y desventajas de los pozos administrados por el Sistema Descentralizado de Agua Potable y Alcantarillado (SIDEAPA) de Gómez Palacio, Durango	III-2
Tabla III.2	Concentración de Arsénico reportada a la Comisión Nacional del Agua en las fuentes visitadas durante el recorrido.....	III-4
Tabla III.3	Resultados del muestreo a las fuentes.....	III-5
Tabla III.4	Caracterización del agua del pozo 32R.....	III-6

Índice de Figuras

Figura III.1	Localización de los pozos.....	III-3
--------------	--------------------------------	-------

III. SELECCIÓN DE LAS FUENTES DE ESTUDIO

Como punto de partida del proyecto se acordó llevar a cabo pruebas de tratabilidad con dos tipos de agua:

1. Alto contenido de arsénico y sólidos disueltos totales
2. alto contenido de arsénico y bajo contenido de sólidos disueltos totales

Para definir cuales pozos cumplieran con dichas condiciones, se acudió a los diferentes organismos operadores del agua que se ubican en la región que abarca el Fondo Metropolitano (Lerdo y Gómez Palacio en Durango y Torreón y Matamoros en Coahuila):

1. Torreón: Sistema Municipal de Aguas y Saneamiento de (SIMAS Torreón)
2. Gómez Palacio: Sistema de Agua Potable y Alcantarillado (SIDEAPA)
3. Lerdo: Sistema de Agua Potable y Alcantarillado de Lerdo (SAPAL)
4. Matamoros: Sistema Intermunicipal para los Servicios de Agua Potable y Alcantarillado (SIAPA)
5. Sistema Intermunicipal de Aguas y Saneamiento Torreón, Matamoros y Viesca (SIMAS Rural)

En su momento, se tuvieron reuniones con cada uno de los organismos operadores en las que se les expuso el alcance del proyecto; asimismo, se les solicitó indicarán cuales pozos serían susceptibles de ser incluidos en el estudio, resaltando la importancia de que la concentración de arsénico en el pozo superara los 0.025 mg/L, límite establecido por la modificación a la norma de agua potable vigente, la NOM 127-SSA1-1994.

Adicionalmente a la concentración de arsénico, era necesario que los pozos cumplieran con algunas especificaciones:

- Condiciones de seguridad para los pilotos, el equipo y los operadores, es decir vigilancia las 24 h.
- Condiciones de infraestructura, abastecimiento de luz, capacidad de suministro hídrico del pozo para abastecer los pilotos.

En compañía de personal de cada uno de los organismos operadores se visitaron los pozos sugeridos para verificar las condiciones de infraestructura y de seguridad que ofrecían.

En Gómez Palacio se tuvo contacto con el Sistema Descentralizado de Agua Potable y Alcantarillado (**SIDEAPA**) que atiende tanto a la cabecera municipal como a la zona rural. De acuerdo con la información proporcionada por ellos había cuatro pozos en los

que podrían llevarse a cabo las pruebas: 12a del Parque Industrial Lagunero, 7 en la colonia Bellavista, 2 en el Ejido San Felipe y 19 en la comunidad Jaboncillo; los dos últimos atienden al área rural. Cabe mencionar que el equipamiento con que cuentan los cuatro pozos es adecuado para suministrar agua y corriente eléctrica a los equipos piloto con los que se desarrollarían las pruebas. Las ventajas y desventajas que presentaron cada uno de los pozos se presenta en la Tabla III.1.

Tabla III.1. Ventajas y desventajas de los pozos administrados por el Sistema Descentralizado de Agua Potable y Alcantarillado (SIDEAPA) de Gómez Palacio, Durango.

Pozo	Ventajas	Desventajas
Pozo 7	Instalaciones que garantizan la integridad física de los equipos (bardeado y enclavado en una zona residencial)	No cuenta con conexión al alcantarillado y la concentración de arsénico es muy cercana a los 0.025mg/L.
pozo 12a	Ubicado junto a la estación de bomberos por lo que se considera cuenta con vigilancia permanente	El predio no está totalmente cerrado, por lo que se tiene fácil acceso a las instalaciones
Pozo 2a	Cuenta con malla ciclónica	Fácil acceder al interior del predio, no
Pozo 19		cuentan con vigilancia permanente

En el municipio de Lerdo, el Sistema de Agua Potable y Alcantarillado (**SAPAL**), sólo opera en la cabecera municipal, los pozos con que se cuentan se encuentran muy cercanos al lecho del río y **ninguno** presenta **concentraciones significativas de arsénico**. El único pozo cuya concentración es ligeramente superior al límite de la norma es el Villajardín 2, mismo que está por cerrarse ya que el caudal que aporta puede ser cubierto por los otros pozos y por sus problemas con la calidad del agua.

Por otro lado, dadas las dimensiones del predio y la disposición de la bomba y tubería, no se contaba con suficiente espacio para colocar las unidades piloto; asimismo, el predio sólo tenía malla ciclónica como protección, por ello se considera que el equipo quedaría demasiado expuesto. En conclusión, no se le consideró como un lugar adecuado para la realización de las pruebas.

En el Sistema Intermunicipal de Agua y Saneamiento Torreón-Matamoros-Viesca (**SIMAS rural**), que atiende a la zona rural de estos tres municipios, nos indicaron que el pozo Paso del Águila tiene una concentración de arsénico de 0.040 mg/L y nos facilitaron copia de análisis de agua más reciente (noviembre de 2008).

Se visitó el pozo y se constató que reúne condiciones adecuadas para la instalación de los equipos piloto: hay espacio suficiente, hay disponibilidad de corriente eléctrica y el interior del predio no es visible desde el exterior, cuenta con una barda de aproximadamente 3.0 metros de altura y la puerta de acceso es corrida. Cabe señalar que el agua tiene una concentración de sólidos disueltos baja (200 mg/L).

En el Sistema Municipal de Agua y Saneamiento de Torreón, Coah. (**SIMAS Torreón**), al igual que en los casos anteriores, se platicó con el personal sobre los alcances del proyecto. El personal comentó que cuenta con al menos cinco pozos cuya concentración de arsénico supera el nivel máximo permisible de la modificación del año 2000 de NOM-127-SSA1-1994, pero también hicieron notar que varios de ellos se encuentran en zonas marginales de la ciudad y consideran que existe **alta probabilidad** que los equipos y el personal que operará los equipos pudieran sufrir **actos vandálicos**. Por lo anterior sugerían que las pruebas se efectúen en los pozos 32 R en la colonia Rosita o en el 75 en Senderos.

El pozo 32R se encuentra en la región sureste de la mancha urbana de Torreón, cerca del Instituto Tecnológico y de Estudios Superiores de Monterrey, Campus Laguna. Por su parte, el pozo 75 se localiza en la zona norte del municipio de Torreón, fuera de la mancha urbana principal muy cerca del pozo Paso del Águila. Tanto el pozo 32 R como el 75 cuentan con protección suficiente para el resguardo de los equipos, y disponen de espacio para la colocación de los mismos.

En la Figura III.1 se muestra la localización de los pozos sugeridos por los organismos operadores para ser incluidos en el estudio.

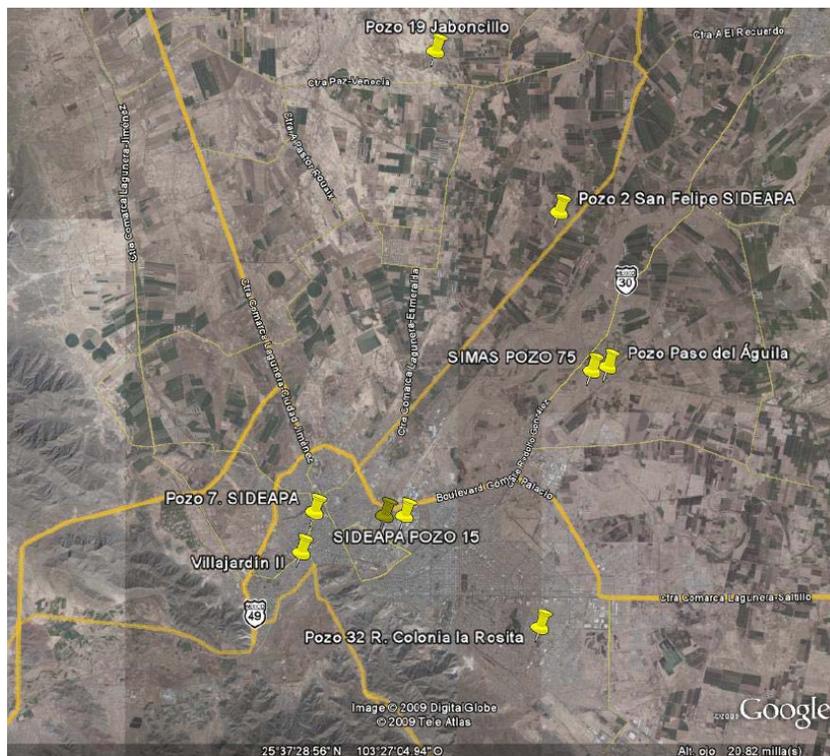


Figura III.1 Localización de los pozos

Posterior a las visitas se revisaron los registros históricos, mismos que se obtuvieron en el Organismo de Cuenca de las Cuencas Centrales del Norte de la Comisión Nacional del Agua y en la Comisión para la Protección Contra Riesgos Sanitarios del Estado de Durango (COPRISED). En la Tabla III.2 se muestran los datos recopilados para las distintas fuentes visitadas.

En los últimos análisis registrados de los pozos 7, 12, Ejido San Felipe y Ejido Jaboncillo de SIDEAPA y el pozo Villajardín 2 de SAPAL no se excede la concentración de arsénico máxima admisible de la NOM-127-SSA1-1994 (modificación del año 2000). Por lo tanto no son útiles para efectos del estudio.

Tabla III.2 Concentración de Arsénico reportada a la Comisión Nacional del Agua en las fuentes visitadas durante el recorrido

POZO	1998	1999	2000	2004	2005	2006	2007	2008	2009
7	0.036	0.038	0.032			0.016			
12	0.014	0.012	0.016			0.011			
2 Ej. San Felipe		0.017	0.017		0.018				
19 Ej. Jaboncillo					0.021				
Villa Jardín 2	0.028	0.034		0.014					
Paso del Águila									0.040
32R				0.031					0.051
75									0.065

Los pozos 32R, 75 y Paso del águila presentan concentraciones superiores a la Norma, por lo que son aptos para el estudio. Adicionalmente, en estos tres pozos, hay espacio suficiente para la instalación de los equipos, además de ofrecer condiciones de seguridad adecuadas tanto para los equipos como para el personal que estará a cargo de la operación de los mismos.

Con base en esta información se planeó un muestreo de fuentes para corroborar los datos de arsénico, así como para caracterizar el agua de los mismos. Dado que los tres pozos susceptibles de incluirse en el estudio están en Coahuila, en la fecha en que se llevó a cabo el muestreo se tuvo un nuevo contacto con el organismo operador de Gómez Palacio, Dgo., y recomendaron incluir el pozo número 15, como no se tenía más información a la mano se incluyó ese pozo en el muestreo. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla III.3.

Los pozos 75 y Paso del Águila presentan características muy semejantes, lo que se explica por la cercanía que existe entre ellos, sin embargo, resultan atípicos para la

región ya que la concentración de sólidos disueltos es menor que el promedio de la región que es alrededor de 500 mg/L.

Tabla III.3 Resultados del muestreo a las fuentes¹

Pozo	Fecha	pH	Temperatura (°C)	Conductividad (µS/cm)	SDT (lab) (mg/L)	As total (mg/L)
32 (La Rosita)	09/02/2009	7.72	27.6	1157	854	0.037
75 (Senderos)	09/02/2009	7.98	30	403	279	0.043
Paso del Águila	10/02/2009	8.32	30	313	219	0.040
Pozo 15	10/02/2009	7.62	24.9	835		0.03

Con base en dichos resultados se seleccionó al pozo 32R (colonia La Rosita) como el adecuado para llevar a cabo la primer batería de pruebas cumpliendo con la condiciones de tener alta concentración de arsénico (0.037 mg/L) y de sólidos disueltos totales (854 mg/L); sin embargo, aun faltaba por definir el pozo que presentara altas concentraciones de arsénico y bajo contenido de SDT.

Por lo anterior, se tuvo un nuevo acercamiento con el SIDEAPA Rural de Gómez Palacio, Dgo., para definir el pozo faltante. Con base en el histórico de calidad del agua de los pozos administrados por el SIDEAPA Rural, este organismo propuso al pozo 13 ubicado en el ejido San Felipe. Este pozo presentaba características adecuadas para la aplicación de las pruebas ya que tiene un contenido de arsénico alrededor de 0.1 mg/L y su conductividad promedio es de 410 µS/cm; es decir alto contenido de arsénico y bajo contenido de SDT.

Adicionalmente cabe mencionar que además de tener las características solicitadas, la pérdida de agua en dicho pozo sería de aproximadamente 1 L/s, lo que no afectaría sus operaciones. Asimismo, el pozo cuenta con protección y se ubica junto a la casa del operador, lo que aseguraba una vigilancia continua del equipo y del seguimiento del proceso.

¹ En el anexo III.1 se incluyen los análisis del laboratorio acreditado.

III.1. CARACTERIZACIÓN DE LAS FUENTES SELECCIONADAS

La Tabla III.4 presenta una comparación de los resultados de los análisis realizados en los pozos 32R y 13; asimismo dicha calidad se compara con la norma de agua potable vigente en el país, la NOM 127 SSA1 1994. Cabe mencionar que la concentración de arsénico en dicha norma se ido disminuyendo progresivamente, de un valor original de 0.05 mg/L en 1994 hasta el valor actual de 0.025 mg/L.

Tabla III.4 Caracterización del agua del pozo 32R

Parámetro	Unidades	Pozo 32R	Pozo 13	NOM 127 SSA1 1994
pH		7.72	7.56	6.5 – 8.5
Temperatura	°C	27.6	29.9	
Conductividad	µS/cm	1,157	410	
As	mg/L	0.0375	0.086	0.025
Ba	mg/L	0.039		0.70
Ca	mg/L	99.59		
Fe	mg/L	0.03		0.30
Mg	mg/L	8.19		
Mn	mg/L	-		0.15
Na	mg/L	131.20		200.0
Sr	mg/L	1.59		
Alcalinidad	mg/L como CaCO ₃	130	125.5	
B	mg/L	0.21		
(HCO ₃) ⁻	mg/L	158		
Cl ⁻	mg/L	55		250.0
F ⁻	mg/L	0.91		1.50
(NO ₃) ⁻	mg/L	3.89		10.0
(SO ₄) ⁼	mg/L	357		400.0
SiO ₂ ⁽¹⁾	mg/L	82	42	

⁽¹⁾ Valor calculado a partir de la concentración del silicio

Puede observarse que de los parámetros muestreados, en ambos pozos, únicamente el arsénico se encuentra fuera de norma. El pozo 32R sobrepasa la concentración definida en la normatividad en 50%; mientras que el pozo 13 es 3.5 veces mayor al valor requerido por la legislación de agua potable.



CAPÍTULO IV ESTUDIO PILOTO DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS.

IV.	ESTUDIO PILOTO DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS.....	IV-1
	Lugar y periodo de realización de las pruebas de tratabilidad.....	IV-1
	Determinaciones analíticas	IV-1
	Consumo de energía	IV-3
IV.1.	ADSORCIÓN.....	IV-4
IV.1.1.	Descripción del piloto.....	IV-6
IV.1.2.	Condiciones de operación.....	IV-8
IV.1.3.	Resultados	IV-10
IV.1.4.	Consideraciones de diseño.....	IV-12
IV.1.4.1.	Descripción de la planta.....	IV-12
IV.1.4.2.	Generación de residuos sólidos.....	IV-13
IV.1.4.3.	Mano de obra.....	IV-14
IV.1.4.4.	Costos de operación	IV-14
IV.1.5.	Conclusiones de las pruebas de adsorción.....	IV-16
IV.2.	COAGULACIÓN QUÍMICA.....	IV-17
IV.2.1.	Descripción de la planta piloto	IV-17
IV.2.1.1.	Coagulación.....	IV-17
IV.2.1.2.	Floculación-sedimentación (clarifloculación).....	IV-18
IV.2.1.3.	Filtración	IV-21
IV.2.1.4.	Equipos	IV-23
IV.2.2.	Condiciones de operación.....	IV-25
IV.2.2.1.	Operación de la unidad de floculación-sedimentación (clarificación) y filtración	IV-27
IV.2.3.	Resultados Pozo 32, Torreón Coahuila.	IV-29
IV.2.3.1.	Evaluación de la etapa de floculación-sedimentación (clarifloculador)	IV-29
IV.2.3.2.	Evaluación de la etapa de filtración	IV-31
IV.2.3.3.	Efecto del tratamiento sobre el pH.....	IV-34
IV.2.3.4.	Efecto del tratamiento sobre la conductividad.....	IV-35
IV.2.3.5.	Producción de lodos	IV-36
IV.2.3.6.	Consumo de energía eléctrica	IV-37
IV.2.4.	Resultados Pozo 13, Gomez Palacio, Dgo.	IV-39
IV.2.4.1.	Evaluación de la etapa de floculación-sedimentación (clarifloculador)	IV-39
IV.2.4.2.	Evaluación de la etapa de filtración	IV-41
IV.2.4.3.	Efecto del tratamiento sobre el pH y la conductividad	IV-44
IV.2.5.	Consideraciones de diseño.....	IV-47
IV.2.5.1.	Descripción de la planta.....	IV-47
IV.2.5.2.	Generación de lodos de desecho	IV-48
IV.2.5.3.	Mano de obra.....	IV-49
IV.2.5.4.	Costos de operación	IV-49
IV.2.6.	Conclusiones de las pruebas de coagulación convencional.	IV-51
IV.3.	DEIONIZACIÓN CAPACITIVA.....	IV-52

IV.3.1.	Descripción del piloto	IV-52
IV.3.2.	Condiciones de operación.....	IV-53
IV.3.3.	Resultados	IV-58
IV.3.3.1.	Calidad del agua	IV-58
IV.3.3.2.	Evaluación del funcionamiento del equipo de deionización capacitiva IV-59	
IV.3.3.3.	Resultados de la operación del equipo de deionización	IV-60
IV.3.4.	Conclusiones de las pruebas de la deionización capacitiva.....	IV-67
IV.4.	ELECTROCOAGULACIÓN	IV-68
IV.4.1.	Descripción de la planta piloto.	IV-68
IV.4.1.1.	Reactor de electrocoagulación.....	IV-68
IV.4.2.	Condiciones de operación.....	IV-69
IV.4.2.1.	Operación de la unidad de Floculación-Sedimentación (clarifloculador) y filtración. IV-71	
IV.4.3.	Resultados.....	IV-72
IV.4.3.1.	Evaluación del reactor de electrocoagulación.....	IV-72
IV.4.3.2.	Evaluación de la etapa de floculación-sedimentación (clarifloculación). IV-74	
IV.4.3.3.	Evaluación de la etapa de filtración.	IV-76
IV.4.3.4.	Comportamiento de cloro residual libre y conductividad.....	IV-79
IV.4.3.5.	Producción de lodos.	IV-81
IV.4.3.6.	Consumo de energía	IV-83
IV.4.4.	Consideraciones de diseño.....	IV-85
IV.4.4.1.	Descripción de la planta.....	IV-85
IV.4.4.2.	Generación de lodos	IV-86
IV.4.4.3.	Mano de obra.....	IV-87
IV.4.4.4.	Costos de operación	IV-87
IV.4.5.	Conclusiones de las pruebas de electrocoagulación.	IV-89
IV.5.	MICROFILTRACION ASISTIDA POR COAGULACIÓN	IV-90
IV.5.1.	Descripción del piloto	IV-90
IV.5.1.1.	Módulo de microfiltración	IV-90
IV.5.1.2.	Membranas de Microfiltración	IV-91
IV.5.1.3.	Adaptaciones en campo.....	IV-91
IV.5.1.4.	Sistema de lavado	IV-91
IV.5.2.	Condiciones de operación: Pozo 32R, Torreón, Coahuila	IV-92
IV.5.3.	Resultados: Pozo 32R, Torreón, Coahuila.....	IV-93
IV.5.3.1.	Remoción de arsénico total.....	IV-93
IV.5.3.2.	Comportamiento de la energía.....	IV-95
IV.5.4.	Consideraciones de diseño.....	IV-98
IV.5.4.1.	Descripción de la planta.....	IV-98
IV.5.4.2.	Generación de lodos de desecho	IV-99
IV.5.4.3.	Mano de obra.....	IV-100
IV.5.4.4.	Costos de operación.....	IV-100

IV.5.5.	Conclusiones de las pruebas de microfiltración.....	IV-102
IV.6.	NANOFILTRACIÓN	IV-103
IV.6.1.	Descripción del piloto	IV-103
IV.6.1.1.	Pretratamiento	IV-103
IV.6.1.2.	Bomba de alta presión	IV-105
IV.6.1.3.	Banco de Nanofiltración	IV-105
IV.6.1.4.	Unidad de limpieza	IV-107
IV.6.1.5.	Panel de control	IV-108
IV.6.2.	Condiciones de operación: Pozo 32R, Torreón, Coahuila	IV-109
IV.6.2.1.	Piloto de nanofiltración.....	IV-109
IV.6.2.2.	Presión y flujo de operación.....	IV-110
IV.6.2.3.	Potencial incrustante del agua	IV-114
IV.6.2.4.	Sólidos Disueltos Totales (SDT) y Conductividad.....	IV-116
IV.6.2.5.	Temperatura y pH	IV-117
IV.6.3.	Condiciones de operación: Pozo 13, Gómez Palacios, Durango	IV-118
IV.6.3.1.	Instalación del Piloto de nanofiltración.....	IV-119
IV.6.3.2.	Presión y flujo de operación.....	IV-119
IV.6.3.3.	Sólidos Disueltos Totales (SDT) y Conductividad.....	IV-123
IV.6.3.4.	Temperatura y pH	IV-124
IV.6.4.	Resultados: Pozo 32R, Torreón, Coahuila.....	IV-125
IV.6.4.1.	Remoción de arsénico total.....	IV-125
IV.6.4.2.	Remoción parámetros complementarios.....	IV-126
IV.6.4.3.	Estabilidad del agua.....	IV-127
IV.6.4.4.	Comportamiento de la energía.....	IV-128
IV.6.5.	Resultados: Pozo 13, Gómez Palacio, Durango	IV-129
IV.6.5.1.	Remoción de arsénico total.....	IV-129
IV.6.5.2.	Remoción parámetros complementarios.....	IV-131
IV.6.5.3.	Estabilidad del agua.....	IV-132
IV.6.5.4.	Comportamiento de la energía.....	IV-132
IV.6.6.	Consideraciones del diseño	IV-134
IV.6.6.1.	Descripción de la planta.....	IV-134
IV.6.6.2.	Desechos líquidos.....	IV-135
IV.6.6.3.	Mano de obra.....	IV-135
IV.6.6.4.	Costos de operación	IV-136
IV.6.7.	Conclusiones de las pruebas de nanofiltración	IV-138

Anexos

Índice de tablas

Tabla IV.1.1 Características general de los medios adsorbentes seleccionados	IV-4
Tabla IV.1.2 Resumen de los valores de los principales parámetros obtenidos del estudio cinético para los tres medios adsorbentes.....	IV-5
Tabla I.1.3 Conceptos de operación considerados para la planta de adsorción con el medio ADSORBSIA GTO	IV-15
Tabla IV.2.1 Granulometría de la arena sílica de los filtros	IV-23
Tabla IV.2.2 Condiciones de operación en el estudio piloto.....	IV-27
Tabla IV.2.3 Consumos de energía ajustados, pozo 32.....	IV-37
Tabla IV.2.7. Resumen de los costos de operación para una planta de coagulación convencional tratando un caudal de 30 L/s.....	IV-50
Tabla IV.3.1. Valores de los parámetros seleccionados para el diseño de experimentos.....	IV-55
Tabla IV.3.IV.2. Matriz de experimentos de las pruebas para la combinación de los parámetros seleccionados	IV-55
Tabla IV.3.3 Resultados obtenidos de los parámetros analizados para el agua de rechazo	IV-56
Tabla IV.3.4. Resultados obtenidos de los parámetros analizados para el agua tratada.....	IV-56
Tabla IV.3.5. Resultados obtenidos de los parámetros analizados para el agua de rechazo	IV-57
Tabla IV.3.6. Pruebas seleccionadas para la operación del equipo de deionización capacitiva	IV-58
Tabla IV.3.7. Caracterización del agua del pozo N° 32, Torreón, Coah.	IV-58
Tabla IV.3.8. Resultados obtenidos de los parámetros analizados en el influente	IV-60
Tabla IV.3.9. Resultados de los parámetros de operación para la prueba 8	IV-61
Tabla IV.3.10. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua tratada. Prueba 8.....	IV-62
Tabla IV.3.11. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua de rechazo. Prueba 8.....	IV-62
Tabla IV.3.12. Resultados de los parámetros de operación para la prueba 1	IV-62
Tabla IV.3.13. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua tratada. Prueba 1.....	IV-63
Tabla IV.3.14. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua de rechazo. Prueba 1.....	IV-63
Tabla IV.3.15. Resultados de los parámetros de operación para la prueba 9	IV-63
Tabla IV.3.16. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos Agua tratada. Prueba 9.....	IV-64
Tabla IV.3.17. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua de rechazo. Prueba 9.....	IV-64
Tabla IV.4.1. Condiciones de operación en pruebas de electrocoagulación.	IV-69
Tabla IV.4.2 Consumos de energía ajustados.....	IV-83



Tabla IV.4.3. Resumen de los costos de operación para una planta de electro-coagulación tratando un caudal de 30 L/s.....	IV-88
Tabla IV.5.1. Resumen de los costos de operación para una planta de microfiltración tratando un caudal de 30 L/s.....	IV-101
Tabla IV.6.1. Consumo anual de la planta de nanofiltración para 30 L/s.....	IV-137

Índice de figuras

Figura. IV.1 Equipos utilizados para las mediciones en campo: espectrofotómetro Hach, potenciómetro, conductímetro, fotómetro Arsenator y erlenmeyers de reacción (Arsenator).....	IV-2
Figura IV.2 Multímetro digital DMK 31 usado para la determinación del consumo de energía eléctrica.....	IV-3
Figura IV.1.1 Arreglo del piloto de adsorción en dióxido de titanio.....	IV-7
Figura IV.1.2. Piloto de adsorción.....	IV-7
Figura IV.1.3. Comportamiento del pH en el piloto de adsorción.....	IV-9
Figura IV.1.4. Comportamiento de la conductividad en el piloto de adsorción.....	IV-9
Figura IV.1.5 Comportamiento del piloto de adsorción en la remoción de arsénico..	IV-10
Figura IV.1.6 Consumo de energía eléctrica en función del agua tratada.....	IV-11
Figura IV.1.7 Diagrama de planta de adsorción en medios específicos (dióxido de titanio).....	IV-13
Figura IV.2.1 Placa de orificios, dispositivo de mezcla para la coagulación convencional.....	IV-18
Figura IV.2.2 Esquema del clarifloculador.....	IV-19
Figura IV.2.4 Componentes de la planta piloto (a) turbina de agitación del clarifloculador, (b) distribuidor perimetral del clarifloculador y (c) filtro.....	IV-21
Figura IV.2.5 Esquema del filtro de la planta piloto.....	IV-22
Figura IV.2.6 Una de las cuatro hidroesferas colocada en el fondo del filtro.....	IV-22
Figura IV.2.7 Gráfica de pesos acumulados vs. abertura de malla del material filtrante.....	IV-23
Figura IV.2.8 Panel de control de la planta piloto.....	IV-24
Figura IV.2.9 Traslado e instalación de la planta piloto en el pozo 32 de Torreón Coah.....	IV-25
Figura IV.2.10 Zona de sedimentación durante el tratamiento con FeCl_3	IV-28
Figura IV.2.11 Arsénico residual en el efluente del sedimentador en función del tiempo de operación, pozo 32.....	IV-30
Figura IV.2.12 Hierro residual en el efluente del sedimentador en función del tiempo de operación, pozo 32.....	IV-31
Figura IV.2.14 Hierro residual en el efluente del filtro en función del tiempo de operación, pozo 32.....	IV-33
Figura IV.2.15 Eficiencia de remoción de hierro y arsénico, pozo 32.....	IV-34
Figura IV.2.16 Efecto del tratamiento sobre el pH, pozo 32.....	IV-35
Figura IV.2.17 Efecto del tratamiento sobre la conductividad, pozo 32.....	IV-36
Figura IV.2.18 Consumo de energía por m^3 de agua producida, pozo 32.....	IV-38
Figura IV.2.19 Concentración de As en el efluente del sedimentador, pozo 13.....	IV-40
Figura IV.2.21 Concentración de As en el efluente del filtro, pozo 13.....	IV-42
Figura IV.2.22 Concentración de Fe en el efluente del filtro, pozo 13.....	IV-43
Figura IV.2.23 Eficiencia de remoción de hierro y arsénico del proceso total, pozo 13.....	IV-44

Figura IV.2. 24 Efecto del tratamiento sobre el pH, pozo 13.	IV-45
Figura IV.2.25 Efecto del tratamiento sobre la conductividad eléctrica, pozo 13.....	IV-46
Figura IV.2.26. Diagrama de flujo de la coagulación convencional.	IV-47
Figura IV.3.1. Diagrama de flujo del equipo DesEL-400.....	IV-53
Figura IV.3.2. Diferentes vistas del equipo de deionización capacitiva	IV-54
Figura IV.3.3. Evolución del consumo de energía y el volumen producido según el caudal utilizado en el equipo de deionización capacitiva.	IV-64
Figura IV.3.4. Evolución de la concentración de arsénico en el agua	IV-65
tratada con respecto al tiempo	IV-65
Figura IV.3.5. Evolución de la conductividad en el agua tratada con respecto al tiempo	IV-65
Figura IV.3.6. Relación de la remoción de la dureza con el pH.....	IV-66
Figura IV.4.1 Unidad de electrocoagulación a flujo pistón (vista superior)	IV-68
Figura IV.4.2 Reactor de electrocoagulación.....	IV-70
Figura IV.4.3 Muestra tomada a la salida del reactor durante la limpieza con cambio de polaridad.	IV-71
Figura IV.4.4 Planta piloto durante las pruebas en el pozo 32.	IV-72
Figura IV.4.5 Eficiencia de producción de hierro en el reactor.	IV-73
Figura IV.4.6 Comportamiento de corriente y voltaje durante el tiempo de operación.	IV-74
Figura IV.4.7 Comportamiento de hierro dosificado y concentración de arsénico al efluente del sedimentador durante el tiempo de operación.....	IV-75
Figura IV.4.8 Eficiencias de remoción de hierro y arsénico en la unidad de sedimentación.	IV-76
Figura IV.4.9 Concentración de hierro y arsénico en efluente de filtro durante el tiempo de operación.....	IV-77
Figura IV.4.10 Eficiencia de remoción de hierro y arsénico al efluente del filtro durante el tiempo de operación.	IV-78
Figura IV.4.11 Aspecto de la calidad del agua en las diferentes etapas del tratamiento.	IV-78
Figura IV.4.12 Comportamiento del cloro residual libre en el agua durante el tiempo de operación.....	IV-79
Figura IV.4.13 Comportamiento de la conductividad en el agua tratada durante el tiempo de operación.....	IV-80
Figura IV.4.14 Comportamiento del pH en el agua tratada durante el tiempo de operación.	IV-81
Figura IV.4.15 El clarifloculador después de 14 hrs. de sedimentación.	IV-82
Figura IV.4.16 (a) Lodos purgados inmediatamente después de ser colectados. (b) Los lodos purgados después de tres horas de sedimentación.....	IV-83
Figura IV.4.17 Consumo de energía por metro cúbico de agua tratada.	IV-84
Figura IV.4.18 Vista superior del reactor de electrocoagulación.....	IV-85
Figura IV.5.1 Diagrama de flujo típico de la microfiltración asistida por coagulación	IV-90
Figura IV.5.2 Instalación del piloto de microfiltración asistida por coagulación en el pozo 32R (Torreón).....	IV-92

Figura IV.5.3 Contenido de arsénico en el agua cruda y tratada mediante microfiltración asistida por coagulación en línea	IV-94
Figura IV.5.4 Eficiencia de remoción de arsénico y hierro.....	IV-95
Figura IV.5.5 Energía específica de la microfiltración asistida por coagulación	IV-97
Figura IV.5.6. Diagrama de flujo de la planta de coagulación -Microfiltración para 30 L/s	IV-98
Figura IV.6.1 Esquema del proceso de nanofiltración	IV-103
Figura IV.6.2 Pretratamiento al banco de filtración: prefiltro y tanque de solución antiincrustante	IV-104
Figura IV.6.3 Bomba Grundfos de alta presión.....	IV-105
Figura IV.6.4 Esquematación del arreglo de membranas 4:2	IV-106
Figura IV.6.5 Banco de nanofiltración.....	IV-106
Figura IV.6.6 Sistema de limpieza del proceso de nanofiltración	IV-107
Figura IV.6.7 Panel de control del proceso.....	IV-108
Figura IV.6.8 Instalación del equipo de nanofiltración en el pozo 32R, incluye la línea de conexión del agua tratada a la red de distribución	IV-109
Figura IV.6.9 Evolución de las presiones de alimentación, rechazo y permeado durante el periodo de pruebas: Pozo 32R, Torreón	IV-111
Figura IV.6.10 Evolución de la caída de presión (PTM) a través de la membrana: Pozo 32R, Torreón	IV-112
Figura IV.6.11 Evolución de los flujos de operación, alimentación y rechazo: Pozo 32R, Torreón	IV-113
Figura IV.6.12 Evolución del flujo del permeado en función del tiempo: Pozo 32R, Torreón.....	IV-114
Figura IV.6.13 Recuperación máxima y dosis de antiincrustante: Pozo 32R, Torreón (Programa Advisor 2, Avistatech).....	IV-115
Figura IV.6.14 Recuperación máxima del proceso de NF con una concentración de sílice de 42 mg/L: Pozo 32R, Torreón (Programa Advisor 2, Avistatech).....	IV-116
Figura IV.6.15 Condiciones de conductividad y SDT: Pozo 32R, Torreón	IV-117
Figura IV.6.16 Condiciones de temperatura y pH del agua: Pozo 32R, Torreón.....	IV-118
Figura IV.6.17 Instalación del piloto de nanofiltración: Pozo 13, Gómez Palacio	IV-119
Figura IV.6.18 Evolución de las presiones de alimentación, rechazo y permeado: Pozo 13, Gómez Palacio.....	IV-120
Figura IV.6.19 Evolución de la caída de presión (PTM) a través de la membrana: Pozo 13, Gómez Palacio.....	IV-121
Figura IV.6.20 Evolución del flujo del permeado en función del tiempo: Pozo 13, Gómez Palacio.....	IV-122
Figura IV.6.21 Evolución del flujo del permeado en función del tiempo: Pozo 13, Gómez Palacio.....	IV-123
Figura IV.6.22 Condiciones de SDT y conductividad: Pozo 13, Gómez Palacio	IV-124
Figura IV.6.23 Condiciones de temperatura y pH: Pozo 13, Gómez Palacio	IV-125
Figura IV.6.24 Concentraciones de arsénico en el agua cruda y el agua tratada mediante nanofiltración: Pozo 32R, Torreón	IV-126



Figura IV.6.25 Eficiencia de eliminación para los parámetros relacionados con la salinidad del agua: Pozo 32R, Torreón	IV-127
Figura IV.6.26 Energía específica consumida por la unidad de nanofiltración: Pozo 32R, Torreón	IV-129
Figura IV.6.27 Concentraciones de arsénico en el agua cruda y el agua tratada mediante nanofiltración: Pozo 13, Gómez Palacio	IV-130
Figura IV.6.28 Eficiencia de eliminación para los parámetros relacionados con la salinidad del agua: Pozo 13, Gómez Palacio	IV-131
Figura IV.6.29 Energía específica de la nanofiltración: Pozo 13, Gómez Palacio ...	IV-133
Figura IV.6.30. Diagrama de la planta de nanofiltración.....	IV-134

IV. ESTUDIO PILOTO DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS

Lugar y periodo de realización de las pruebas de tratabilidad

Los distintos pilotos se fueron instalando en el pozo 32 del SIMAS-Torreón, ubicado en la colonia Ampliación la Rosita de esta ciudad. Las pruebas se desarrollaron entre los meses de mayo y diciembre de 2009.

Dado que el caudal del pozo es de 15 L/s, se acordó con la Gerencia de Técnica y de Operación del SIMAS que el gasto máximo a extraer para las pruebas de tratabilidad sería de 2 L/s y en los casos en que fuera posible, el agua tratada se regresaría a la tubería de salida del pozo.

Por limitaciones de espacio y algunos aspectos logísticos sólo se pudieron correr en forma simultánea las pruebas de nanofiltración-deionización capacitiva. Adsorción-coagulación convencional. Las pruebas de microfiltración y electrocoagulación se llevaron a cabo en forma independiente.

La calidad del agua del pozo fue bastante estable, mostró poca variación desde el punto de vista de la conductividad (SDT), pH, alcalinidad y temperatura, por lo que la comparación entre las distintas tecnologías se considera válida, aún cuando no se efectuaran en forma simultánea.

Adicionalmente se llevaron a cabo pruebas en el pozo 13 de San Felipe, en el municipio de Gómez Palacio, Dgo., con el fin de comprobar el comportamiento de las tecnologías con agua con menor concentración de sólidos disueltos totales.

Las mediciones de los distintos parámetros de interés se hicieron en campo como se describe a continuación.

Determinaciones analíticas

Para dar seguimiento a los distintos procesos comparados se realizaron determinaciones físicas como la temperatura, turbiedad, conductividad y químicas como el pH, dureza, alcalinidad, sulfatos, cloruros, sílice, hierro, cloro libre residual y arsénico total.

Los análisis se realizaron según Normas Mexicanas, Standard Methods, (1998) y métodos fotométricos (Hach y Arsenator).

Los equipos utilizados para las determinaciones analíticas se muestran en la figura IV.1. Cabe aclarar que para el arsénico las determinaciones se hicieron en campo, a través del método fotométrico Arsenator, y cada 10 muestras, aproximadamente, se tomaban muestras dobles para hacer determinaciones por absorción atómica en un laboratorio acreditado. Los resultados obtenidos en campo y las muestras procesadas en el laboratorio se presentan en el Anexo IV.1

El método Arsenator ha sido seleccionado por la UNICEF [Britt, 2003] para la cuantificación del arsénico, por su fácil manejo en campo.



Figura. IV.1 Equipos utilizados para las mediciones en campo: espectrofotómetro Hach, potenciómetro, conductímetro, fotómetro Arsenator y erlenmeyers de reacción (Arsenator).

Consumo de energía

El consumo de energía para los distintos pilotos se midió con multímetros digitales DMK 30 y 31 de marca Lovato Electric. Como características principales tienen 5 displays, medida del real valor eficaz (Trae RMS), 251 medidas con funciones de analizador de potencia (medida de armónicos hasta el 22° sobre la tensión y corriente). Memorización de los máximos y mínimos. Cálculo de la energía consumida y generada (cuatro cuadrantes). La figura IV.2 muestra la carátula de uno de los multímetros digitales utilizados.

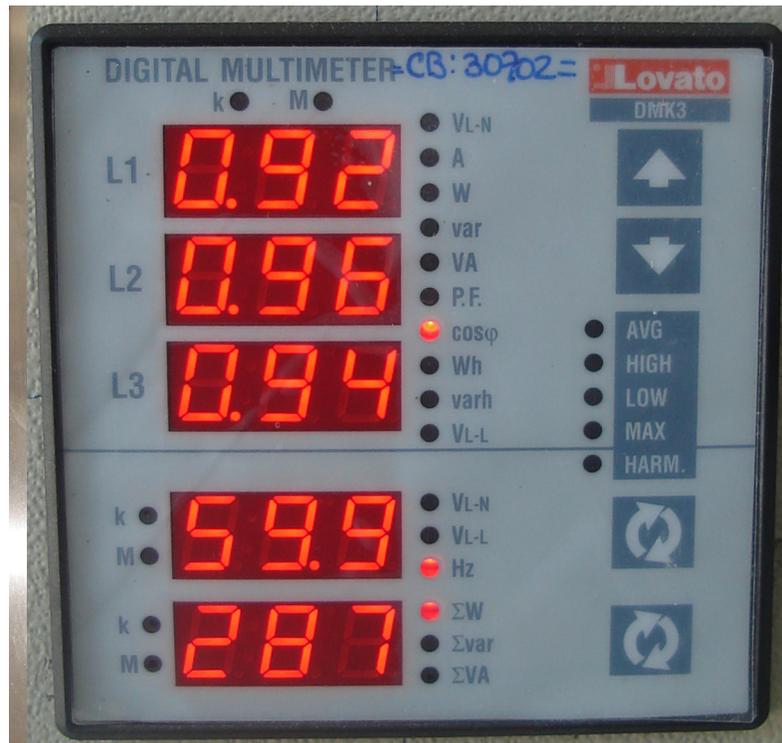


Figura IV.2 Multímetro digital DMK 31 usado para la determinación del consumo de energía eléctrica.

IV.1. ADSORCIÓN

Antes de llevar a cabo la adsorción en campo se seleccionaron tres medios adsorbentes comerciales específicos para la remoción de arsénico; estos fueron:

- SORB 33 de Severn Trent Services
- G2R de Watts
- Adsorbsia de DOW

Un resumen de las principales características de los medios, se muestran en la Tabla IV.1.1.

Tabla IV.1.1 Características general de los medios adsorbentes seleccionados

Característica	SORB 33 SEVERN TRENT SERVICES	G2R WATTS	ADSORBSIA DOW
Tipo de producto	Medio filtrante de óxido férrico granular	Tierra de diatomea porosa, tratada con óxido de hierro sintético	Granulado basado en óxido de titanio
Tamaño de partícula	0.5-2.0 mm.	0.32 mm	10-60 malla
Densidad aparente, g/L		752.8804	705
Superficie específica, m²/g	120-200		200 - 300
Capacidad de adsorción de arsénico	1.27 m ³	1059440.002 granos/m ³	20,000 BV
Flujo de operación, m³/h	1.59	1.136-2.271	1.363-3.180
Tiempo de contacto recomendado, minutos	3.3 a 4.5	5 a 10	3
Concentración final de arsénico, µg/L	5		10
Regenerable	No	No	No
Desechos		Relleno Sanitario	Relleno Sanitario

Los medios fueron probados a nivel laboratorio por lotes y columnas de adsorción para determinar la concentración de adsorbente necesario para la remoción de arsénico en un rango de cinco concentraciones que variaron de 25 a 100 µg/L, a partir de una solución de arsenito de sodio. A partir de estas pruebas se establecieron las

condiciones óptimas de: cantidad de adsorbente, pH, y eficiencia de remoción de arsénico dependiendo de la concentración inicial de arsénico. La descripción de la metodología y resultados de las pruebas se presentan en el Anexo IV.2.

A partir de las pruebas en laboratorio por lotes se establecieron las constantes de las cinéticas e isothermas de sorción para los modelos de Langmuir y Freundlich, así como los parámetros de operación como el tiempo de equilibrio, y la concentración del arsénico remanente (Tabla IV.1.2).

Tabla IV.1.2 Resumen de los valores de los principales parámetros obtenidos del estudio cinético para los tres medios adsorbentes

Parámetros	Unidades	SORB 33	G2R	ADSORBSIA GTO
Cantidad de medio agregada	g/L	0.8	1.0	1.0
Concentración inicial de arsénico más favorable	mg/L	0.05	0.025	0.048
pH	Unidades	6.0	7.5	7.5
Tiempo de equilibrio	s	750	3600	4500
Remoción de As	%	61.29-62.96 ¹	100.00-87.37 ¹	68.97-64.95 ¹
Arsénico retenido en el medio como función del pH	mg As /g medio	0.0463	0.033	0.023
Arsénico retenido en el medio como función del tiempo (q_t vs t)	mg As /g medio	0.085	0.067	0.063
Factor de separación (R) al tiempo de equilibrio		Favorable	Favorable	Favorable

¹: El porcentaje de remoción para cada uno de los medios está dado para las concentraciones de arsénico de menor a mayor.

Como se aprecia en la Tabla IV.1.2, desde el punto de vista de la concentración de arsénico inicial más favorable a remover, el medio que tuvo una mayor eficiencia de remoción de arsénico fue el G2R (90%), seguido del Adsorbsia-DOW (66.67%) y por último SORB 33 (56%). Con respecto al arsénico retenido (q_t) en el medio como función del tiempo de contacto (t), se tiene que el mejor resultado fue para el SORB 33 con un valor de 0.085 mg de As/g SORB 33, seguido de G2R y Adsorbsia-DOW con valores similares.

Entre las desventajas que presenta el SORB 33 con respecto a los otros medios es el pH óptimo de trabajo de 6.0, lo que implica un ajuste del pH para aquellas fuentes de abastecimiento que presenten pHs mayores a éste.

La capacidad máxima de adsorción (q_0) determinada a partir de las isothermas de adsorción por el modelo de Lagmuir para el Sorb 33 fue de 0.196 mg de As/g SORB 33, mientras que la capacidad de adsorción (K_F) del modelo de Freundlich fue de 6.0996 mg As/g DOW, siendo ésta última 31 veces mayor que para el medio SORB 33.

Debido a que los tres medios adsorbentes estudiados son de importación los costos de éstos son elevados, el de mayor costo por kilogramo es: SORB 33 (\$ 752.00/kg), seguido del G2R (\$ 641.46/kg) y el de menor costo el Adsorbsia-DOW (\$ 198.77/kg).

Con base en los resultados obtenidos y discutidos anteriormente, se concluyó que el medio adsorbente Adsorbsia-DOW, era el más adecuado para realizar las pruebas en campo para el proceso de adsorción del arsénico. Por su bajo costo de 3 78 a 3.22 veces menor que el SORB 33 y G2R respectivamente; su capacidad de adsorción de arsénico, 31 veces mayor que para el SORB 33; no requiere ajuste de pH para el agua en estudio (pH de ≈ 7.76); y una remoción del 66.67% para una concentración de arsénico inicial de 50 $\mu\text{g/L}$, porcentaje que en un sistema continuo aumenta hasta un 95% de remoción de As.

IV.1.1. Descripción del piloto

Para el piloto se utilizó un cilindro de fibra de vidrio de 28.3 L de capacidad (un pie cúbico) con un diámetro de 0.25 m (10") y 1.4 m (54") de alto.

El flujo hidráulico se canaliza a través de un cabezal de control para procesos de intercambio iónico que cuenta con las siguientes funciones: operación normal (filtración o intercambio), regeneración, retrolavado, enjuague rápido, enjuague lento y asentamiento del medio. Cabe aclarar que para las pruebas de adsorción sólo fueron utilizadas las funciones de operación normal, retrolavado y enjuague rápido.

El filtro se empacó con grava desde el fondo hasta una altura de 0.25 m (10"), posteriormente se agregaron 0.56 m de **Adsorbsia GTO** para completar el volumen de empaque de un pie cúbico (28.3 L).

Se utilizó un tanque regulador de 2,500 L de capacidad, el agua se alimentó al filtro través de una bomba centrífuga de la marca DAB modelo Jetinox 92 con motor de 1 HP. Para la medición del caudal se instaló un medidor totalizador doméstico, con cuatro agujas de medición (centilitros). En la Figura IV.1.1 se muestra el esquema del piloto de adsorción y en la Figura IV.1.2 se muestra una foto de la instalación.

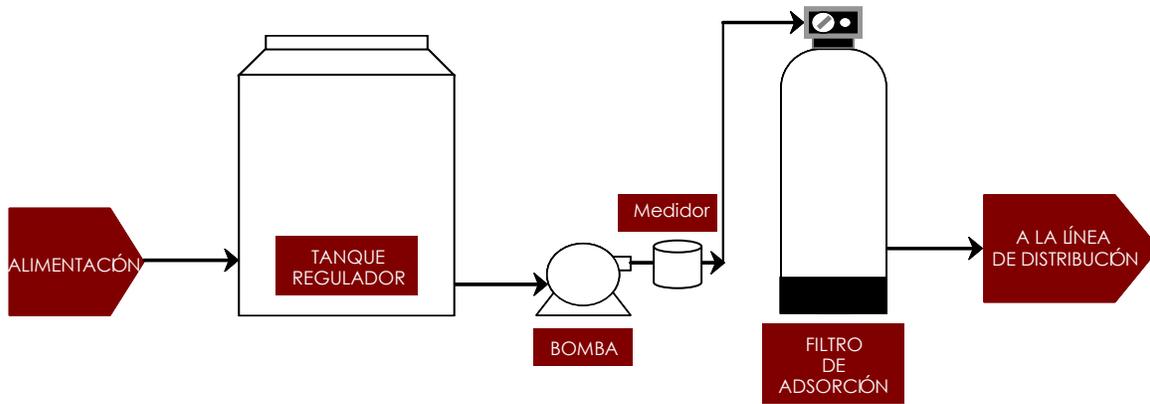


Figura IV.1.1 Arreglo del piloto de adsorción en dióxido de titanio



Figura IV.1.2. Piloto de adsorción

IV.1.2. Condiciones de operación

El piloto se ajustó para operar a un gasto de 8 L/min y a una presión de 3 Kg/cm². Todos los días se medía el volumen tratado, la energía eléctrica consumida y la presión a la entrada del filtro, si esta última caía por debajo de los 2.8 kg/cm² o el caudal de agua tratada disminuía por debajo de 7 L/min, entonces se retrolavaba el filtro por espacio de 10 minutos. Asimismo, se tomaban lecturas en la mañana y en la tarde del arsénico en el agua del pozo y en el efluente del filtro, también se midieron parámetros como conductividad eléctrica, pH, dureza y alcalinidad. Debido a que dichos parámetros no presentaron variaciones significativas después de diez días de operación se dejaron de medir los parámetros adicionales.

No hubo un patrón constante, pero al cabo de varias horas de operación (entre 24 y 72) la presión caía en aproximadamente 0.3 kg/cm²; asimismo, se observaba que el flujo disminuía entre 1 y 2 L/min. Al llegar a esa condición de operación se hacía un retrolavado de 5 minutos. Después del retrolavado la presión y el flujo del sistema se recuperaban. Para mejorar la operación del piloto se instaló un prefiltro cartucho de 20 µm, a fin de retener las partículas que estaban colmatando el medio y de esa forma espaciar los retrolavados. Una vez instalado el filtro, la frecuencia de retrolavado disminuyó de tal forma que sólo era necesario retrolavar cada 3 a 5 días.

El volumen de agua tratada medido se expresó en términos de los volúmenes de lecho (*Bed Volumes*) para comparar contra las condiciones de operación que presentan tanto el fabricante de Adsorbsia GTO como los de otros medios adsorbentes.

El pH osciló entre 7.5 y 8.2, las variaciones en el parámetro son atribuibles al propio pozo ya que no se observaron diferencias importantes antes y después del tratamiento. En la Figura IV.1.3 se muestra el comportamiento del pH el agua cruda y tratada.

El alcalinidad y la conductividad tampoco mostraron variaciones significativas entre la entrada y la salida del tratamiento, las diferencias observadas son, al igual que en el caso anterior, atribuibles a la propia fuente de suministro y no al efecto que el medio pudiera tener sobre estos parámetros. La Figura IV.1.4 muestra el comportamiento de la conductividad, en ella se observa que ambas curvas son prácticamente idénticas. La temperatura tampoco mostraba variaciones significativas ya que el tiempo de contacto con el medio es de aproximadamente 2 minutos.

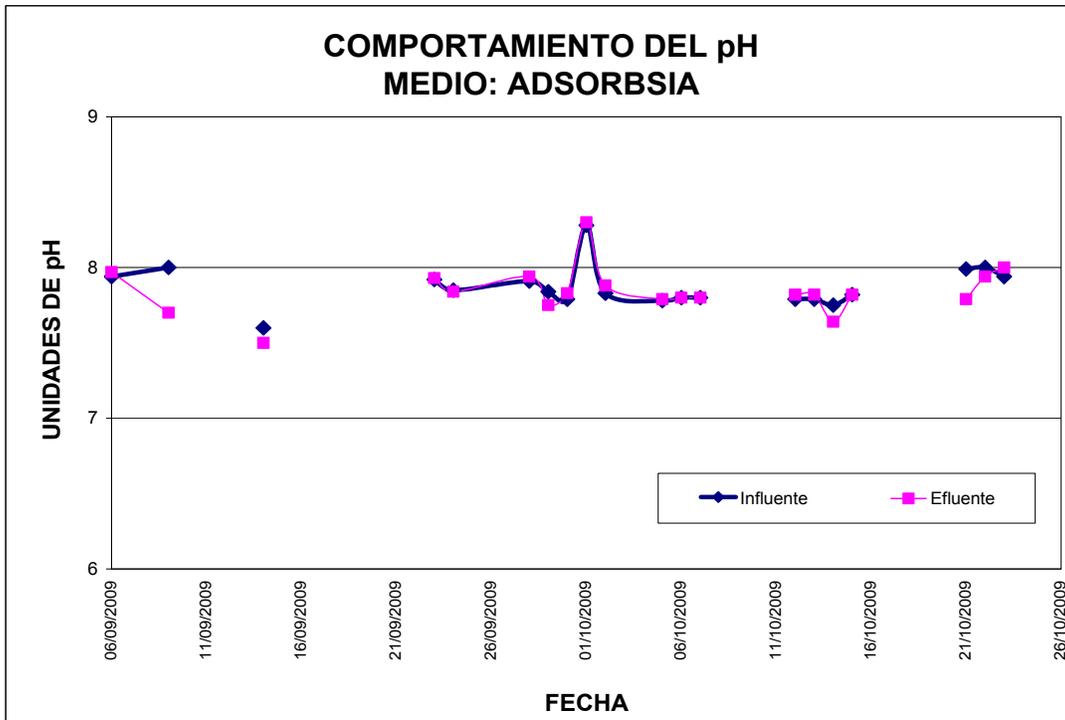


Figura IV.1.3. Comportamiento del pH en el piloto de adsorción

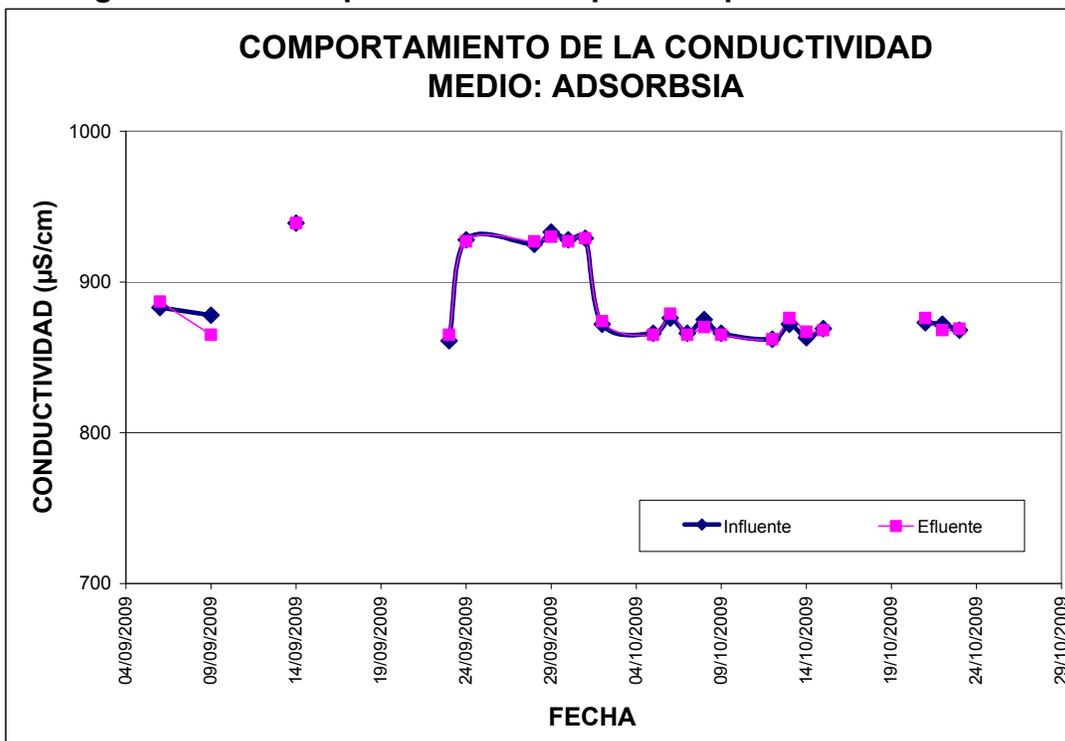


Figura IV.1.4. Comportamiento de la conductividad en el piloto de adsorción

IV.1.3. Resultados

El comportamiento del medio adsorbente fue satisfactorio y se apegó con mucha precisión a los cálculos hechos por el fabricante. Hasta los 14,000 volúmenes de lecho (Bed Volumes) el agua tratada se mantuvo con concentraciones inferiores a 10 µg/L de arsénico, la fuga de este elemento empezó prácticamente a partir de los 14,000 BV. O visto de otra forma, 28.32 L (1 ft³) de medio fueron capaces de tratar 402.87 m³ de agua (14,227 ft³).

En la Figura IV.1.5 se muestra el comportamiento del piloto de adsorción para remoción de arsénico. Cabe aclarar que el piloto nunca rebasó el nivel máximo permisible (25 µg/L) consignado en la NOM-127-SSA1-1994.

En cuanto al consumo energético se refiere, el piloto distaba mucho de estar optimizado, la potencia de la bomba era muy grande en proporción con el caudal manejado (1 HP para 8 L/min); sin embargo, comercialmente no fue posible localizar una bomba que requiriera un motor menos potente para alcanzar las condiciones de operación del piloto. La Figura IV.1.6 es la relación entre el volumen de agua tratada y la energía eléctrica consumida, la pendiente de la gráfica representa la cantidad de kilowatts hora requeridos para producir un metro cúbico de agua tratada, en este caso la energía específica es de 1.11 KWh/m³.

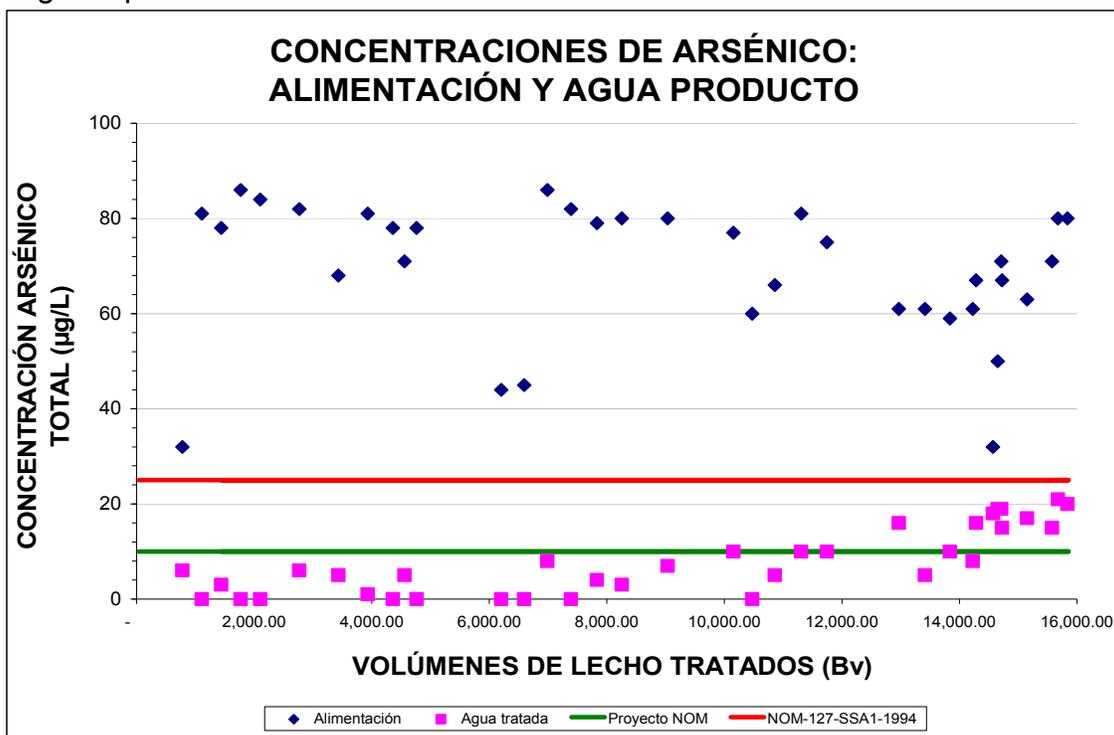


Figura IV.1.5 Comportamiento del piloto de adsorción en la remoción de arsénico

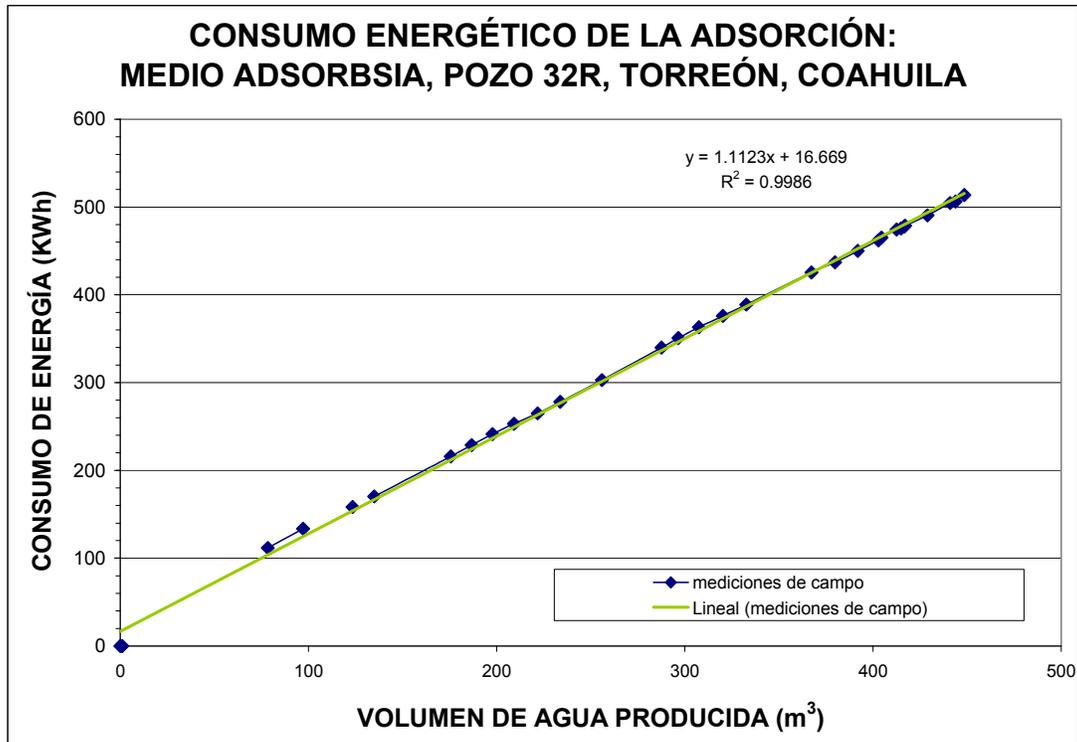


Figura IV.1.6 Consumo de energía eléctrica en función del agua tratada

De acuerdo con las observaciones en campo se puede concluir que el proceso es eficaz y confiable; requiere de muy poca intervención de mano de obra, pero una vez que alcanza el nivel de saturación es necesario sustituir el medio.

IV.1.4. Consideraciones de diseño

IV.1.4.1. Descripción de la planta

Para tratar un caudal de 30 L/s la planta se compone de dos baterías de filtros en serie, la primera batería son filtros de arena para retener las partículas sólidas, principalmente arena y arcilla que son arrastradas por las bombas de succión de los pozos. La segunda batería son los filtros empacados con el medio adsorbente de dióxido de titanio, en este caso el Adsorbis GTO.

Cada filtro de arena está directamente asociado con su respectivo filtro de medio adsorbente, aún así, a través de válvulas se podría dirigir el agua de un filtro de arena a un filtro de medio adsorbente que no le corresponda.

El agua que sale del pozo se conduce a un depósito de 10 m³ de capacidad, mediante dos bombas centrífugas, de 30 L/s (una en operación y una en relevo), se enviará el agua a los filtros, la carga hidráulica esperada es de 3 kg/cm².

Cabe aclarar que la energía específica para la planta fue recalculada; la potencia máxima de las bombas es de 50 HP y con ello la energía específica sería de:

Potencia del motor 50 hp x 0.735499 kW/hp = 36.7749 kW

$$\text{Energía específica} = \frac{36.7749 \text{ Kwh}}{0.030 \text{ m}^3 / \text{s} \times 3600 \text{ s} / \text{h} \times 98\%} = 0.3476 \text{ KWh/m}^3 \approx 0.35 \text{ KWh/m}^3$$

En la Figura IV.1.7 se muestra el diagrama de flujo de la planta.

Los filtros están contruidos en acero al carbón, tienen un diámetro de 1.82 m (72") y son de lavado mutuo. Cuando sea necesario retrolavar los filtros de arena, el agua filtrada de dos de los filtros puede controlarse mediante un juego de válvulas y dirigirse al filtro que se está retrolavando, el agua de desecho puede ser vertida al drenaje ya que sólo lleva sólidos inertes (arena).

Con las dimensiones de los filtros la tasa de operación es de 13.71 m³/m²·h, el intervalo recomendado para el diseño para el medio adsorbente es de 12.2 a 24.4 m³/m²h (5 a 10 g/min·pie²), por lo que se encuentra en un nivel bastante conservador.

En cuanto a la filtración en arena se refiere, la filtración directa se recomienda a tasas entre 2 y 15 m³/m²·h; sin embargo, en la literatura se reportan ejemplos de plantas con tasas de hasta 29 m³/m²·h que operan adecuadamente. Cuando uno de los filtros se

vaya a retrolavar, la tasa de filtración aumentará a $20.55 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$. Dado que la función de los filtros de arena es evitar que las partículas sólidas (arena) que arrojan los pozos lleguen al medio adsorbente, es posible operar en las condiciones propuestas. Durante el retrolavado, al dirigir el total del flujo a un solo filtro, la tasa de retrolavado será de $41.1 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$ que garantiza la expansión del lecho filtrante a un 30% (para un t.e. de 0.55 mm)¹.

Durante el tiempo que dure el retrolavado no habría producción de agua.

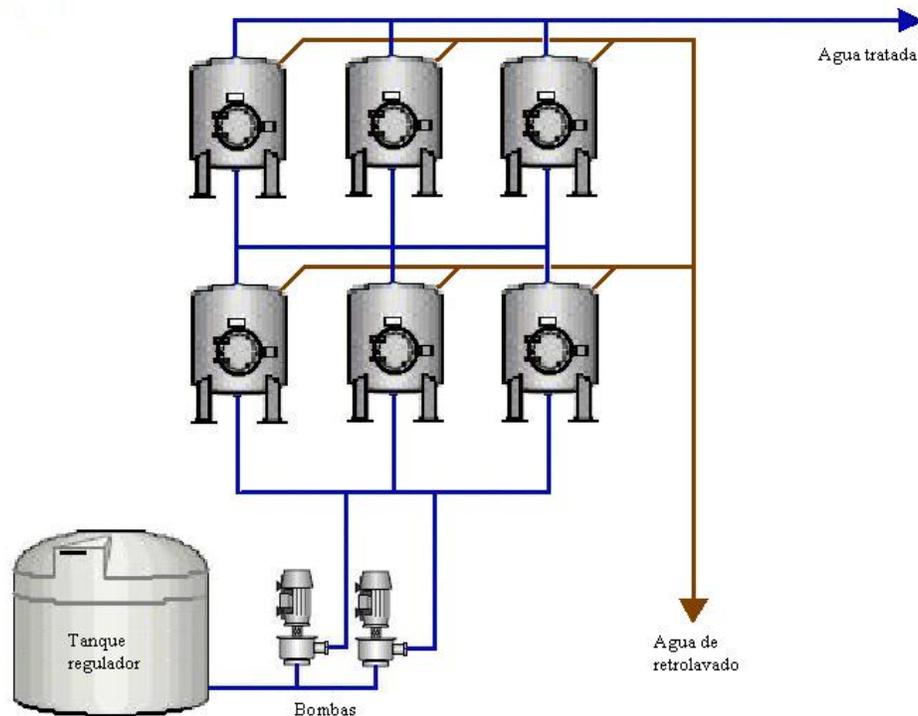


Figura IV.1.7 Diagrama de planta de adsorción en medios específicos (dióxido de titanio)

IV.1.4.2. Generación de residuos sólidos

El medio adsorbente, una vez saturado, se debe extraer del sistema y por lo mismo es un residuo sólido. Para poder disponer del residuo en un relleno sanitario es necesario que el residuo esté clasificado como no peligroso.

¹ El procedimiento para el cálculo de la expansión del lecho es iterativo y se realizó mediante una hoja de cálculo, en el Anexo IV.3 se presenta la hoja utilizada y la explicación del procedimiento.

De acuerdo con un análisis entregado por el fabricante del medio (ver Anexo IV.4) el medio saturado con arsénico fue sometido al procedimiento 1311 de la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos, que es equivalente al Procedimiento de Extracción de Constituyentes Tóxicos descrito en la NOM-053-ECOL-1993.

La evaluación del medio saturado dio como resultado que el residuo sólido generado es una sustancia no tóxica y por lo mismo no se encuentra dentro de ninguno de los supuestos de la NOM-052-SEMARNAT-2005² y por tanto puede ser dispuesto en un relleno sanitario.

La masa y volumen de sólidos que se desecharán anualmente son 16.8 toneladas de medio y el volumen son 24 m³. Por ello, se puede disponer del medio en contenedores de 3 m³ de capacidad, que la empresa de recolección de basura renta en \$ 270.00 pesos mensuales, incluyendo el acarreo hasta el relleno sanitario.

IV.1.4.3. Mano de obra

Para la operación de la planta no es necesaria la presencia continua del operador, ya que el proceso requiere de muy poca operación y supervisión. Aún así, es conveniente que por lo menos dos horas por turno se vigilen las variables de operación: gasto y presión. La concentración arsénico en el efluente es conveniente que se mida una vez al día. Cuando el medio esté cerca de la saturación esta medición se debe llevar a cabo una vez por turno.

Cuando el medio se sature es necesario extraer el medio de los filtros y volverlos a rellenar con el medio adsorbente. Esta actividad si demanda de 2 operadores y un tiempo efectivo entre 8 y 16 horas.

IV.1.4.4. Costos de operación

A continuación se resumen los principales conceptos de la operación anual de la planta que se tomaron como base del costeo.

² NORMA Oficial Mexicana NOM-052-SEMARNAT-2005, que establece las características, el procedimiento de identificación, clasificación y los listados de los residuos peligrosos.

Tabla I.1.3 Conceptos de operación considerados para la planta de adsorción con el medio ADSORBSIA GTO

Concepto	Unidad	Cantidad	Precio unitario (\$)	Total (\$)
Volumen alimentado	m ³	946,080		
Volumen producido	m ³	927,158		
Recuperación de agua	%	98		
Energía específica	KWh/m ³	0.35		
Medio	L	17,452.45	141.68	2,472,705.00
Consumo de energía eléctrica	KWh	315,233.72	1.3084	412,451.80
Mano de obra requerida	h	4503	25.24	113,664.42
Cantidad de desechos generados	ton	16.8	115.00	1932.00
Contenedor de 3m ³	unidades	1	3240.00	3240.00
			Total	3,003,993.22

Costo del agua tratada \$ 3.24/m³, no incluye el costo de inversión.

IV.1.5. Conclusiones de las pruebas de adsorción

- La adsorción de arsénico en dióxido de titanio es un método viable para la remoción del contaminante del agua, ya que es eficaz y es estable hasta alcanzar el nivel de saturación.
- Es un proceso que demanda muy poca operación y es confiable, pero se debe tener buen seguimiento del comportamiento, ya que una vez que se encuentra cerca del nivel de saturación, en muy poco tiempo permite la “fuga” de arsénico en el agua.
- El medio adsorbente es un producto de importación y por lo mismo es un producto que resulta costoso y está sujeto a las fluctuaciones de la paridad entre el peso y las monedas extranjeras.
- Las instalaciones son muy compactas y tienen flexibilidad para su colocación.

IV.2. COAGULACIÓN QUÍMICA

IV.2.1. Descripción de la planta piloto

La planta piloto está diseñada para operar a un caudal de 1 L/s cuando se trata de agua superficial, sin embargo se opera a 0.25 L/s para el tratamiento de agua subterránea, con nada o muy baja concentración de sólidos suspendidos, con el objetivo de hacer más eficiente el proceso de clarificación.

El tren de tratamiento en esta planta se basa en el proceso de clarificación con la aplicación de coagulante. Para la adición del coagulante, el diseño tiene dos opciones:

a) La aplicación de una solución de coagulante primario y floculante utilizando para ello bombas dosificadoras. En este caso la mezcla rápida será realizada en línea mediante un mezclador estático (placa de orificios).

b) La producción in situ de coagulante empleando un reactor de electrocoagulación de mezcla hidráulica y a flujo pistón. El reactor está dividido con pantallas deflectoras que permiten un flujo horizontal y que a la vez hacen la función de electrodos.

Para llevar a cabo las etapas de floculación y sedimentación en la planta tiene una unidad de contacto de sólidos/recirculación interna de lodo que acelera las reacciones químicas y promueve el crecimiento de flóculos densos. La planta incluye dos filtros que operan a presión y que están empacados con arena. La desinfección puede llevarse a cabo por precloración dosificando hipoclorito de sodio o calcio en solución

Cuenta además con un generador de energía, para que pueda operar aún en aquellos lugares en donde no se cuente con energía eléctrica.

A continuación se describe detalladamente cada una de los componentes de la planta.

IV.2.1.1. Coagulación

En lo que se refiere a la etapa de coagulación, la planta tiene la alternativa de operar adicionando, mediante una bomba peristáltica, un producto químico en solución como coagulante (coagulación química) o por electrocoagulación. Por coagulación química el coagulante dosificado, en este caso cloruro férrico, pasa junto con el caudal por una placa de orificios, en donde se lleva a cabo la mezcla rápida mediante un mecanismo de tipo hidráulico que dispersa uniformemente el coagulante en el agua cruda, Figura IV.2.1

Para el segundo caso, el caudal a tratar pasa a través de un reactor electroquímico a flujo pistón que proporciona la mezcla rápida, éste último se describe en la evaluación de electrocoagulación.



Figura IV.2.1 Placa de orificios, dispositivo de mezcla para la coagulación convencional.

Posterior a la coagulación, existe la posibilidad de adicionar en línea, un ayudante de floculación (polímero), en donde la dosificación se controla también mediante bombas peristálticas.

IV.2.1.2. Floculación-sedimentación (clarifloculación)

La planta piloto cuenta con una unidad de clarifloculación mecánica de manto de lodos, es decir en un solo tanque se combina la etapa de floculación y sedimentación, junto con la purga continua de lodo.

Entre las ventajas de este tipo de unidades, se señala que el contacto del agua coagulada con una gran cantidad lodo preformado, acelera las reacciones de coagulación y promueve la clarificación, debido al paso obligado de los flóculos través del manto de lodos, y permite, al combinar mezcla, clarificación y sedimentación en una misma estructura, reducir las áreas superficiales de sedimentación y los costos de construcción. En general para estos casos, las cargas superficiales de diseño oscilan entre 60 y $120 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ y los tiempos de retención entre 1 y 2 horas [Romero, 2001].

El objetivo que se persigue en esta etapa, es que se aglomeren las partículas coaguladas en flóculos, mediante un mezclado lento para incrementar las colisiones entre las partículas, pero sin perturbar o romper los agregados preformados. La agitación del agua y la configuración de la unidad, provoca los gradientes de velocidad necesarios para inducir choques entre las partículas. Tanto en los floculadores

hidráulicos como en los mecánicos, se usa frecuentemente la floculación gradual; es decir que el grado de mezcla se reduce progresivamente, de tal manera que al final del período de floculación el esfuerzo cortante sobre el flóculo preformado sea mínimo y se facilite la formación de otros más grandes con mejor sedimentabilidad. Por lo que se recomienda, proveer por lo menos tres compartimentos sucesivos con gradientes de mezcla descendentes.

En la Figura IV.2.2 se puede observar el esquema de la configuración del clarifloculador de la planta piloto, la unidad de floculación, se ha dividido en tres zonas, donde el gradiente va disminuyendo hacia la zona de sedimentación.

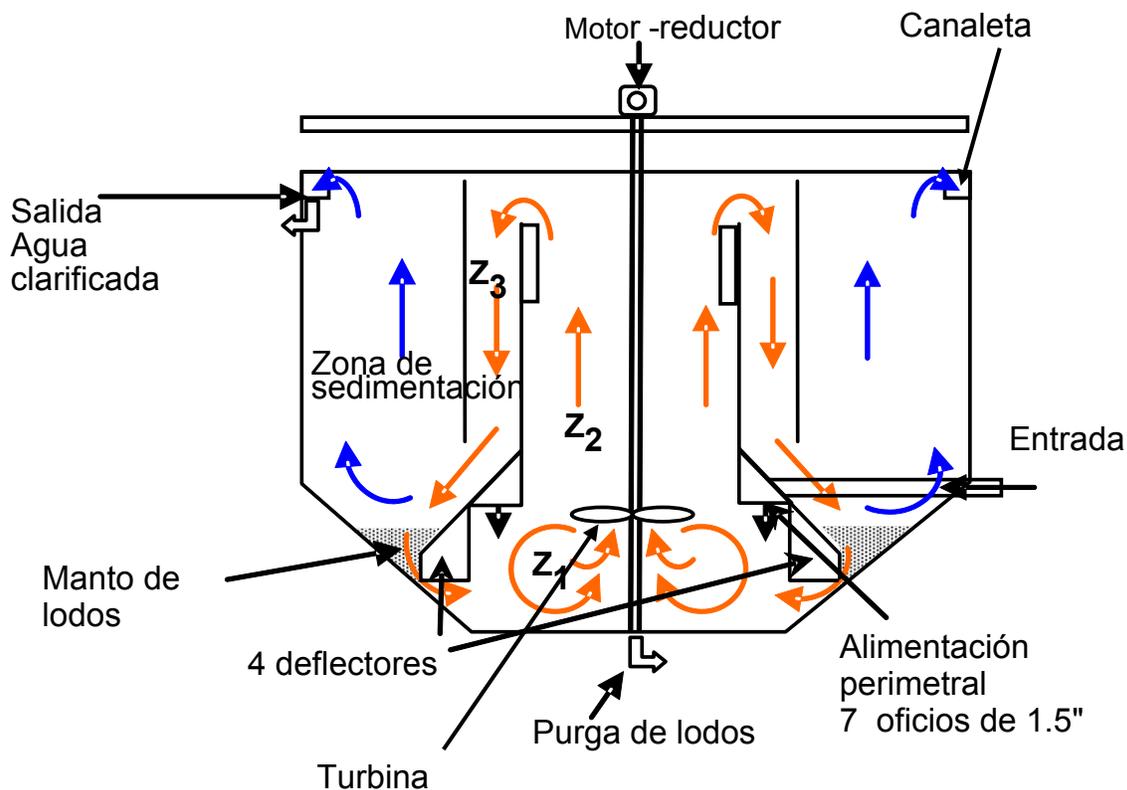


Figura IV.2.2 Esquema del clarifloculador

En la planta piloto, la mezcla lenta se hace mediante una turbina de flujo axial, que genera una recirculación de lodos formando un tamaño adecuado de flóculo. Como el grado de mezcla óptimo es variable, según la calidad del agua, la altura de la turbina y la velocidad de agitación se pueden variar. Finalmente el agua clarificada pasa a una canaleta que conduce hacia filtración. Los sólidos sedimentados llamados lodos, se concentran en la parte inferior del clarifloculador y se purgan en un tiempo y volumen

estipulado con la finalidad de mantener el equilibrio en la unidad, establecido también en función de la calidad del agua (hierro y arsénico removido).

Como se mencionó en un principio, la planta está diseñada para un caudal de 1 L/s de agua superficial, con una carga superficial de $60 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{día}$, sin embargo con fines de optimización del clarifloculador, para las pruebas de remoción de arsénico, se modificó el caudal de operación a una cuarta parte, es decir, a 0.25 L/s, que equivale a una carga superficial de $15 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$, con un tiempo de residencia hidráulico teórico de 137 min. En las figuras IV.2.3 y IV.2.4 se muestran fotografías de la planta piloto y algunos de sus componentes.

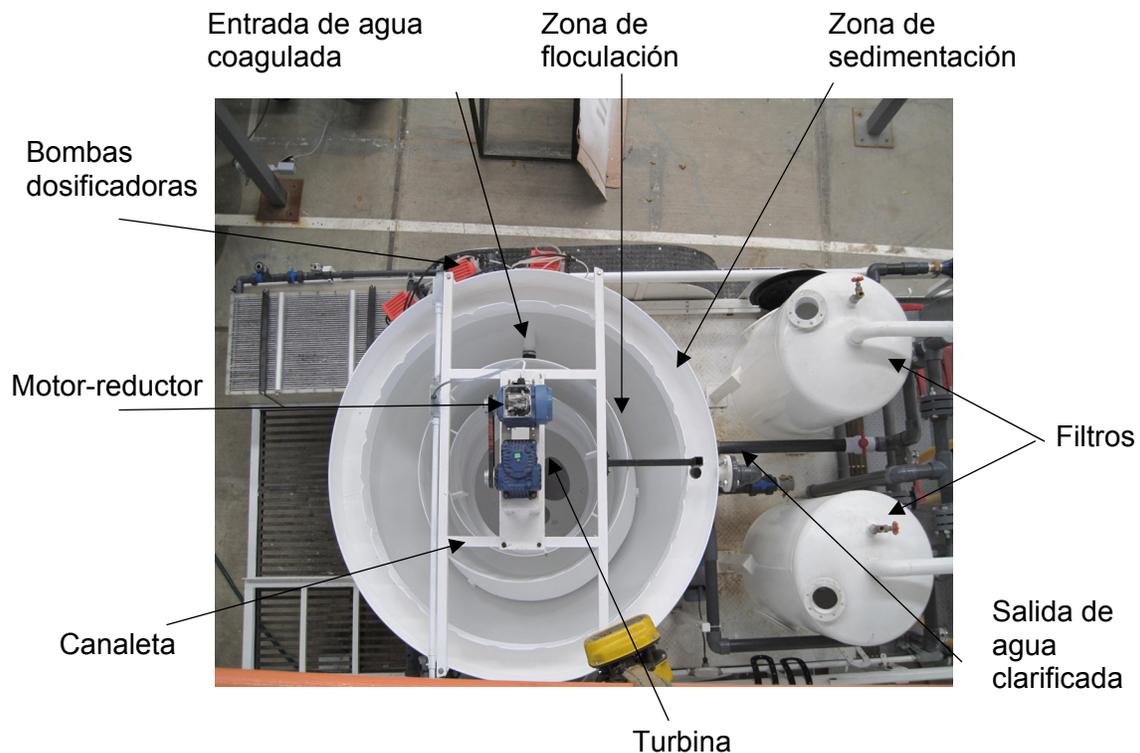


Figura IV.2.3 Vista superior de la planta piloto

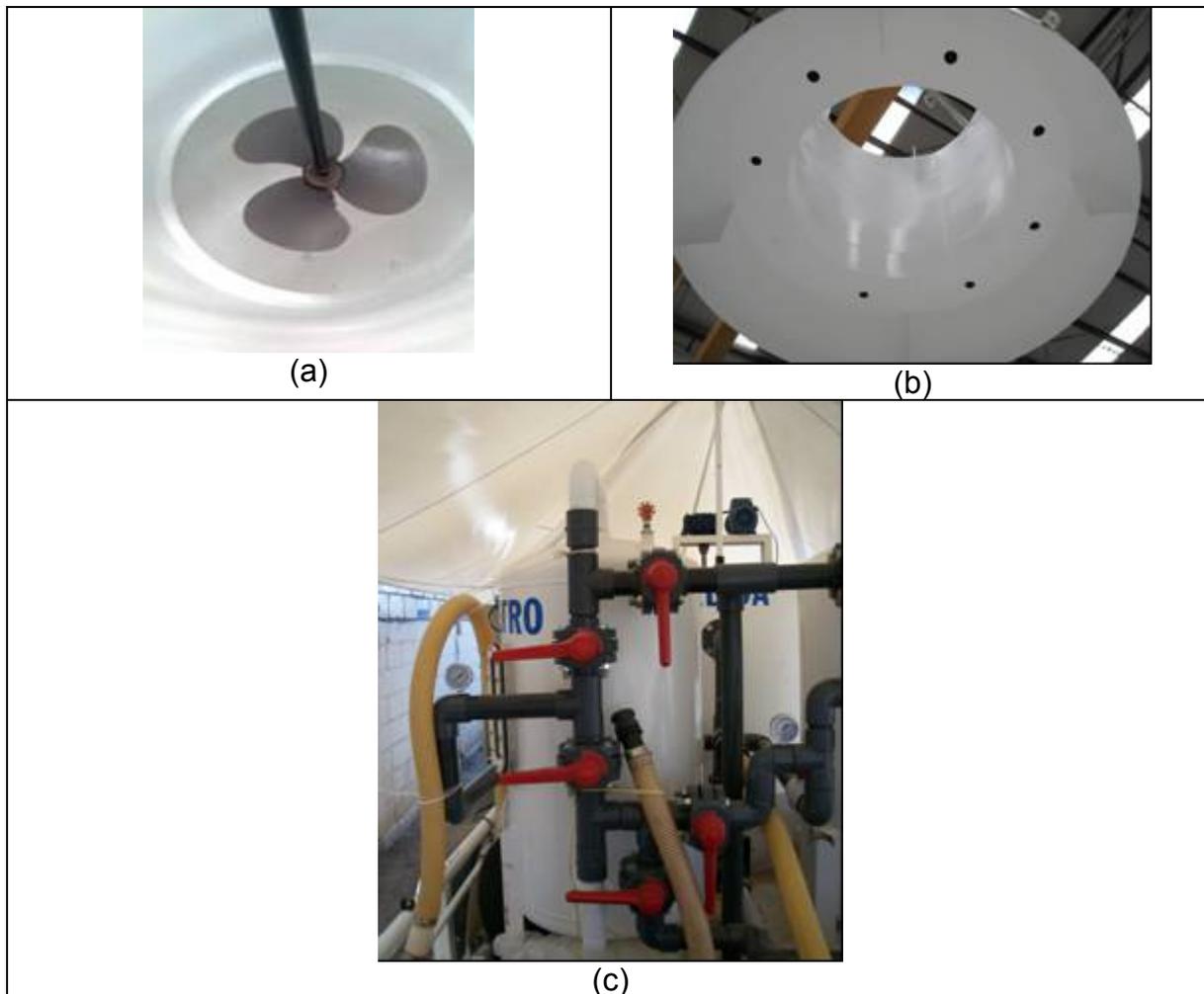


Figura IV.2.4 Componentes de la planta piloto (a) turbina de agitación del clarifloculador, (b) distribuidor perimetral del clarifloculador y (c) filtro

IV.2.1.3. Filtración

La planta piloto posee dos filtros que pueden trabajar en serie o en paralelo, en la Figura IV.2.5 se puede apreciar el esquema de uno de ellos. Son filtros rápidos, de flujo descendente, a presión y con un solo medio filtrante (filtro simple de arena sílica), tienen un diámetro de 0.6 m y 0.93 m de altura. Los dos filtros con los que cuenta la planta fueron empacados con un lecho de grava de 0.3 m de espesor que tiene la función de soportar el medio filtrante y distribuir uniformemente en toda el área del filtro el agua de retrolavado. Inmersas en el lecho de grava se encuentran distribuidas cuatro hidroesferas conectadas a un tubo común de 2 pulgadas de diámetro Figura IV.2.6, la capacidad de filtración de estas hidroesferas va de 11-19 L/min y de retrolavado de 75-90 L/min. Sobre la grava se colocó un lecho de 0.45 m de espesor conformado por

arena sílica. El análisis granulométrico de la arena utilizada se muestra en la Tabla IV.2.1, mientras en la Figura IV.2.7 se muestra una gráfica de pesos acumulados del material que se retiene en las mallas en función de la abertura de las mismas. La muestra tiene un coeficiente de uniformidad, CU , de 1.31, y cumple las recomendaciones para el TE entre 0.45 y 0.6 mm en filtros descendentes de lecho simple, [CEPIS, 1992].

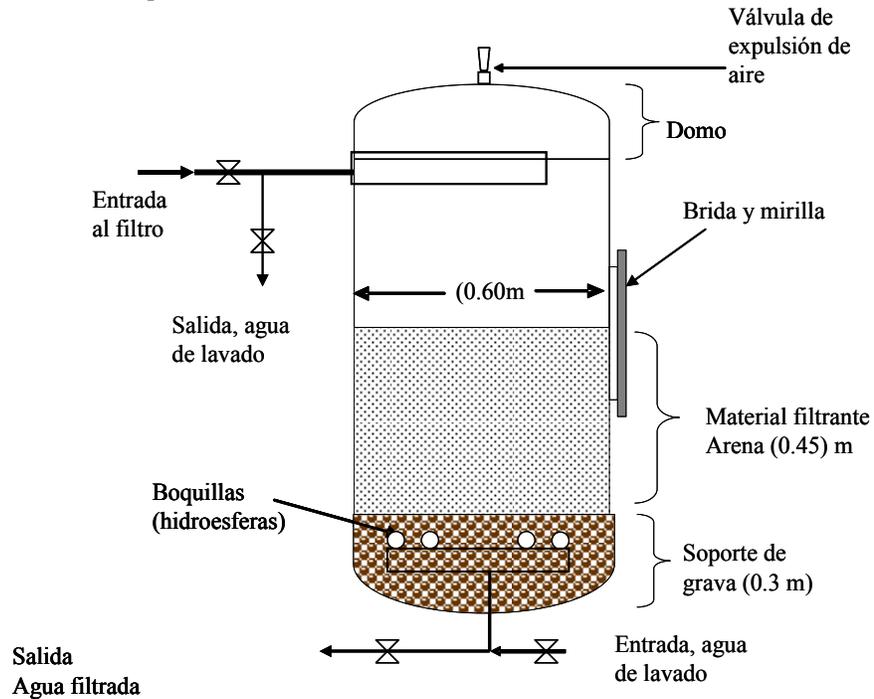


Figura IV.2.5 Esquema del filtro de la planta piloto



Figura IV.2 6 Una de las cuatro hidroesferas colocada en el fondo del filtro.

Tabla IV.2.1 Granulometría de la arena sílica de los filtros

Característica	Valor
Deq =	0.72
C.U =	1.31
D ₁₀ (cm) TE=	0.63
D ₆₀ (cm)=	0.83

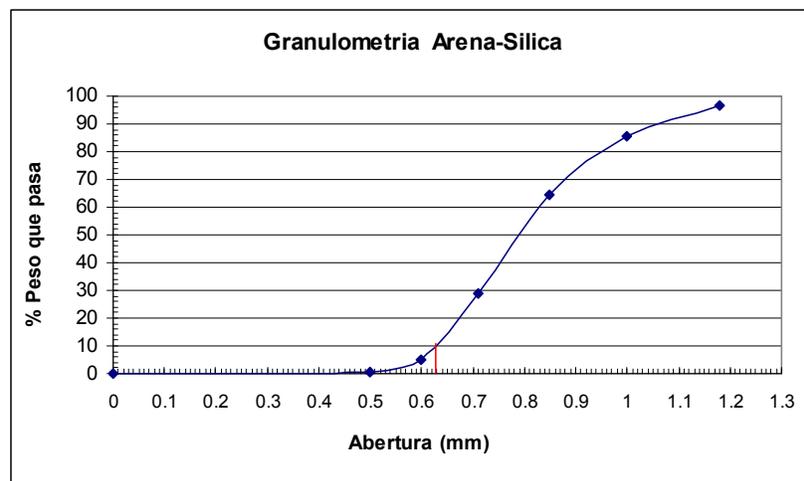


Figura IV.2 7 Gráfica de pesos acumulados vs. abertura de malla del material filtrante

IV.2.1.4. Equipos

La planta esta equipada con lo siguiente:

- Un generador marca VALSI a gasolina que entrega 220 Volts de tres fases, y 13.4 KVA.
- Un panel de control, que contiene los controles eléctricos de la planta piloto, en donde se energizan las bombas de agua cruda, filtros, fuente de poder, bombas dosificadoras, sensores de nivel, etc. Ver Figura IV.2.8
- Un multímetro digital marca Lovato, modelo DMK40, que permite obtener lecturas de amperaje, volts, watts y en sí, la energía que demanda el proceso de manera puntual y acumulativa.
- Una bomba autocebante para abastecer agua cruda. Marca Evans Modelo AC2MED150A, Voltaje: 220/440 V, 60 Hz. Corriente: 4.4 /2.2 A, rpm 3450, 20.5 m, succión 2 pulgadas npt, descarga 2 pulgadas npt.

- Una bomba autocebante DAB Para retrolavado. Modelo Jetinox 92 M. 1Hp. 115/230 Volts. Corriente nominal. 8.6/4.51 Amp.
- Una bomba para filtros. Marca Sixteam Modelo STSX-120, Caudal 10-60 L/min, voltaje 220, 60 Hz, Corriente 5.8 A, Hm 55-15, P1 1.3 Kw, Hp1 1.75, P2 1.9 Kw, Hp2 1.2.
- Tres bombas dosificadoras. Marca Uni Dose Modelo U021-281, 1.40 A, 8 psi, 50/60 Hz, 120 Vac.
- Válvulas expulsoras de gas a la entrada al clarificador, para ayudar a desalojar el gas que se produce durante los procesos de electrocoagulación.
- Un motorreductor marca Baldor, conectado a un variador de velocidad para trabajar a diferentes gradientes en el clarifloculador.
- Un agitador de turbina que imparte un comportamiento hidráulico de tipo axial.
- Un medidor de caudal de 0 a 70 L/min a la entrada del proceso y un totalizador a la salida del filtro.
- Válvulas diversas para controlar el flujo de agua, según la operación de tratamiento que corresponda.



Figura IV.2 8 Panel de control de la planta piloto.

IV.2.2. Condiciones de operación

Las pruebas de coagulación convencional, ya de manera estable, se llevaron a cabo desde el día uno hasta el ocho de septiembre de 2009, en el pozo 32R de Torreón, Coah. y los días 17 y 18 de septiembre en el pozo 13 de Gómez Palacio, Dgo. Para los dos casos, se requirió dedicar al menos dos días previos al inicio de las pruebas con la finalidad de instalar la planta, acondicionar el lugar de trabajo, así como para que la unidad de clarifloculación llegara a un estado de equilibrio en la formación del manto de lodos. Ver Figura IV.2.9,



Figura IV.2 9 Traslado e instalación de la planta piloto en el pozo 32 de Torreón Coah.

Las condiciones de operación, durante la evaluación del tratamiento, fueron modificándose con el fin de detectar cambios en el proceso y su efecto en la remoción hierro y arsénico. En la Tabla IV.2.2 se muestran las condiciones evaluadas para cada sitio. La carga superficial de sedimentación se mantuvo constante para todas las pruebas a $15 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ y la tasa de filtración se mantuvo en un rango de $9 - 10.5 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$. El filtro se retrolavó para cada prueba, con una tasa aproximada a $41 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ y una expansión del lecho del 5.5%. Para cada retrolavado se necesitó de 0.8 m^3 de agua

filtrada, este volumen se determinó en función de los requerimientos para lograr que la corriente del retrolavado fuera clara.

El coagulante utilizado fue cloruro férrico al 40%, a partir de éste se prepararon las diluciones requeridas para obtener la dosis de Fe en mg/L. La dosificación se controlaba con las bombas peristálticas, ya que estos equipos permiten tener una variación de la velocidad del motor. En caso de que se detectara una desviación de la concentración con respecto a la requerida, se ajustaba mediante este mecanismo, tratando de mantener lo más estable posible la dosis del coagulante.

Para las pruebas que requirieron de un ayudante de floculación, se utilizó el polímero aniónico de Kemira Superfloc® A-100 PWG, aprobado por la NSF International para su uso en agua potable. Este polímero, se encuentra en estado sólido y a partir de éste se preparaba una solución madre, el sólido se disolvía mediante agitación, y tenía que prepararse al menos una hora previa a su uso, ya que requería de tiempo para ser disuelto completamente.

Al iniciar cada día la operación de la planta se ajustaba el caudal de agua a 15 L/min (0.25 L/s) y se verificaba que la altura y la velocidad de agitación de la turbina fueran 45 cm y 72 rpm respectivamente. Diez minutos después de haber iniciado la operación se tomaba una muestra de agua en un punto posterior a la etapa de coagulación y se le determinaban parámetros como concentración de hierro, pH, conductividad, temperatura y SDT. De acuerdo al análisis de esta muestra, si la dosis de hierro era correcta se daba inicio ya a toda la corrida del día, de lo contrario se ajustaba el flujo de la bomba dosificadora.

El multímetro digital se reiniciaba cada día, justo cuando comenzaba la prueba.

Sólo en el Pozo 13 de Gómez Palacio, Dgo., la velocidad de agitación del floculador fue de 35 rpm, ya que el motorreductor comenzó a tener algunos problemas mecánicos. Antes de iniciar las pruebas en este sitio el filtro fue retrolavado y no se realizó otro retrolavado hasta el término del estudio, dos días después.

En ambos pozos se notó que había aire disuelto en el agua cruda, lo que en ocasiones complicaba el proceso de clarifloculación.

Tabla IV.2.2 Condiciones de operación en el estudio piloto.

SITIO	CONDICIONES DE OPERACIÓN
	Q= 15 L/min, Fe dosificado=10 mg/L. Sin polímero.
Pozo 32. Torreón, Coah. (2-8 Sep de 2009)	Q= 15 L/min, Fe dosificado=12 mg/L. Sin polímero.
	Q= 15 L/min, Fe dosificado=8.97 mg/L. Sin polímero.
	Q= 15 L/min, Fe dosificado=8.5 mg/L. Polímero =0.2 mg/L
Pozo 13. Gómez Palacio, Dgo. (17 y 18 Sep 2009)	Q= 15 L/min, Fe dosificado= 8 mg/L. Polímero = 0.2 mg/L.
	Q= 15 L/min, Fe dosificado= 8.5 mg/L. Polímero = 0.1 mg/L.

Carga superficial en el sedimentador y tasa de filtración constantes.

IV.2.2.1. Operación de la unidad de floculación-sedimentación (clarificación) y filtración

Esta unidad requirió de especial atención, para mantenerla en el equilibrio, en función de los lodos producidos y purgados y su efecto sobre el hierro y arsénico removido.

Los primeros días de prueba, se trató de encontrar la periodicidad o frecuencia con la que se requería realizar las purgas de lodos, esta frecuencia depende de la dosis de hierro y de la calidad del agua cruda. Después de algunas pruebas en las que se varió la frecuencia y la cantidad de lodos que se purgaba, finalmente se llegó a la conclusión que se podía purgar cada media hora con la válvula de purga de lodos totalmente abierta y sacar un volumen de 10 L. Es decir que por cada metro cúbico tratado de agua se purgaban 0.022 m³ de lodos. Posteriormente para todas las pruebas de coagulación química se siguió el mismo procedimiento de purga de lodos. En la Figura IV.2.10 se puede observar la unidad de clarifloculación cuando se dosifica cloruro férrico.

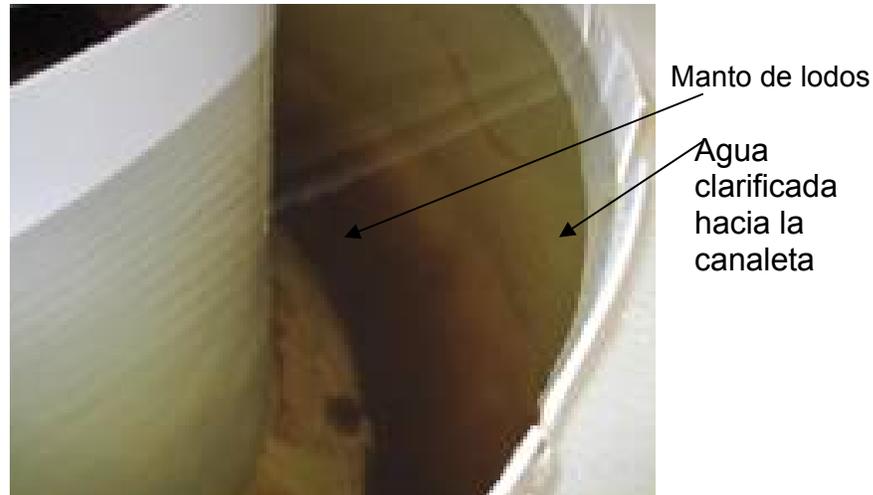


Figura IV.2 10 Zona de sedimentación durante el tratamiento con FeCl_3 .

Los parámetros de control de proceso se monitoreaban cada 1 ó 1.5 horas, en cada monitoreo se hacía la determinación de parámetros fisicoquímicos del agua que se alimentaba a la planta y de los efluentes del clarifloculador y del filtro, medición de energía utilizada acumulada y caudales de entrada y salida a las diferentes unidades.

El efluente del sedimentador se captaba en dos tinacos unidos y cada hora se filtraba el agua acumulada es decir la filtración se hacía de manera intermitente, debido a que la bomba de filtros está sobrediseñada, y para trabajar de manera continua, hubiera sido necesario castigar la bomba. Por otro lado, se medía el caudal y el tiempo de filtración. Cabe señalar que los primeros días de las pruebas en el pozo 32, se tuvieron algunos contratiempos con la unidad de filtración, es por eso que se recabaron sólo algunos datos de la primera condición de trabajo, sin embargo para las siguientes, se mantuvo la filtración sin mayor problema.

Para el análisis CRETÍ de los lodos generados por el proceso, se tomaron 30 L de lodos espesados durante la noche y parte de la mañana (14 hrs.) y estos se dejaron espesando por 2 horas más, de manera que la muestra fue lo más concentrada posible, se conservó y envió como se especifica en el procedimiento de muestreo.

Otro día, se sacó, mediante el uso de un sifón, una muestra de lodo de la parte más baja del sedimentador para la determinación de sólidos totales. El lodo extraído había permanecido durante aproximadamente 14 horas en reposo, se enviaron 20 L de esta muestra al laboratorio de potabilización del IMTA para su análisis.

IV.2.3. Resultados Pozo 32, Torreón Coahuila.

La evaluación técnica del proceso se enfocó desde el punto de vista técnico al análisis de la eficiencia para la remoción del arsénico después de la etapa de sedimentación y en el efluente del filtro, pero también en la remoción del mismo coagulante (hierro), las condiciones de pH y conductividad del agua tratada, la cantidad de lodo producido y la cantidad de agua aprovechada con respecto a la alimentada a la planta. A la vez se determinó el costo de los insumos incluyendo la energía.

IV.2.3.1. Evaluación de la etapa de floculación-sedimentación (clarifloculador)

Como se mencionó anteriormente el clarifloculador tiene como funciones principales, formar flóculos adecuados que puedan ser detenidos en el manto de lodo y retener en la zona de sedimentación aquellos que hayan logrado pasar a través de dicho manto. Para ello es necesario que la velocidad de agitación de la turbina sea la adecuada para proveer la energía de mezclado requerida para la formación del flóculo y del lecho de lodo, pero a la vez que la misma turbina impulse el agua hacia la zona de sedimentación de la unidad.

La calidad del agua obtenida en el efluente del sedimentador será un indicativo de la eficiencia de la operación del clarifloculador.

La concentración de arsénico promedio del agua del pozo 32 durante el período en el que se realizaron las pruebas fue de 67 $\mu\text{g/L}$. En la Figura IV.2.11 se muestran las concentraciones de arsénico en el efluente del sedimentador con respecto al tiempo de operación de la planta. En la misma gráfica se presenta la dosis de coagulante aplicado, expresada en mg/L como hierro (Fe). Se divide con líneas verticales los períodos en los que se trabajó a diferentes dosis promedio de coagulante y floculante si es el caso.

En la gráfica se observa que durante el total del tiempo de operación y no importando las dosis de coagulante y floculante aplicadas, la concentración de arsénico en el efluente del sedimentador es menor o igual al límite permisible de 25 $\mu\text{g/L}$ establecido por la Modificación del año 2000 de la NOM 127 SSA 1994.

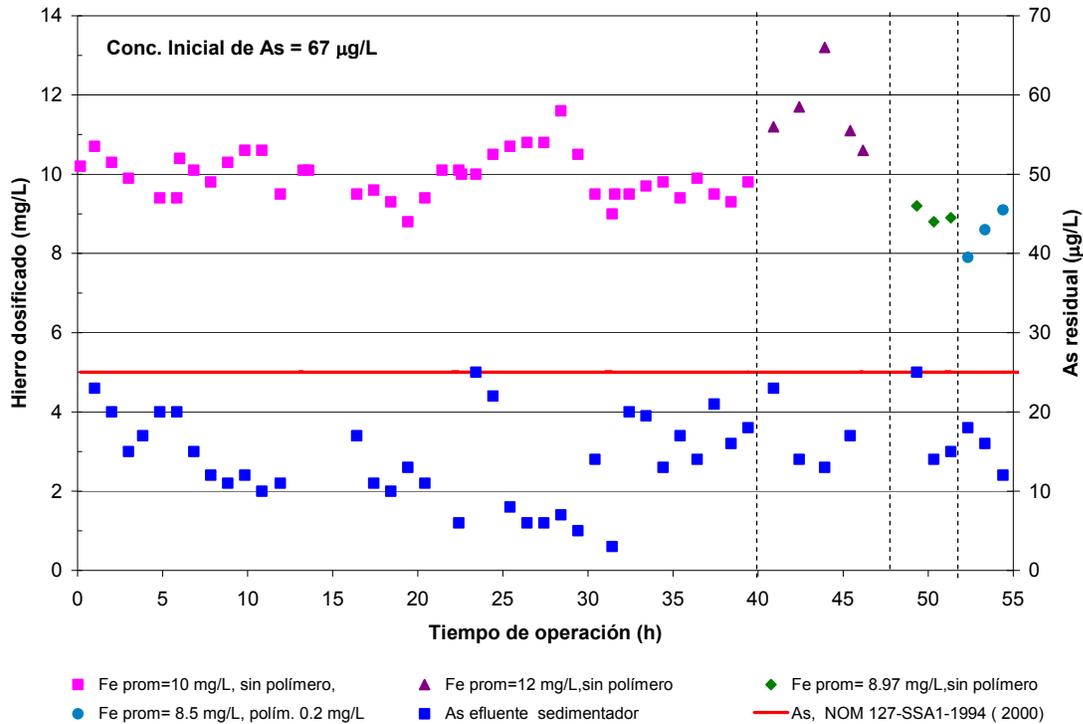


Figura IV.2 11 Arsénico residual en el efluente del sedimentador en función del tiempo de operación, pozo 32.

En la Figura IV.2.12, se muestra una gráfica en la que se observa la concentración de hierro en el efluente del sedimentador. En general esta concentración oscila en valores de 1.5 y 2.5 mg/L, lo que equivale a eficiencias de remoción entre 68 y 88%.

Es importante mencionar que entre mayor sea la cantidad de hierro retenido en la unidad de sedimentación, es decir menor contenido de sólidos contenga el efluente de esta unidad, mayores serán las carreras de filtración que puedan lograrse en la planta.

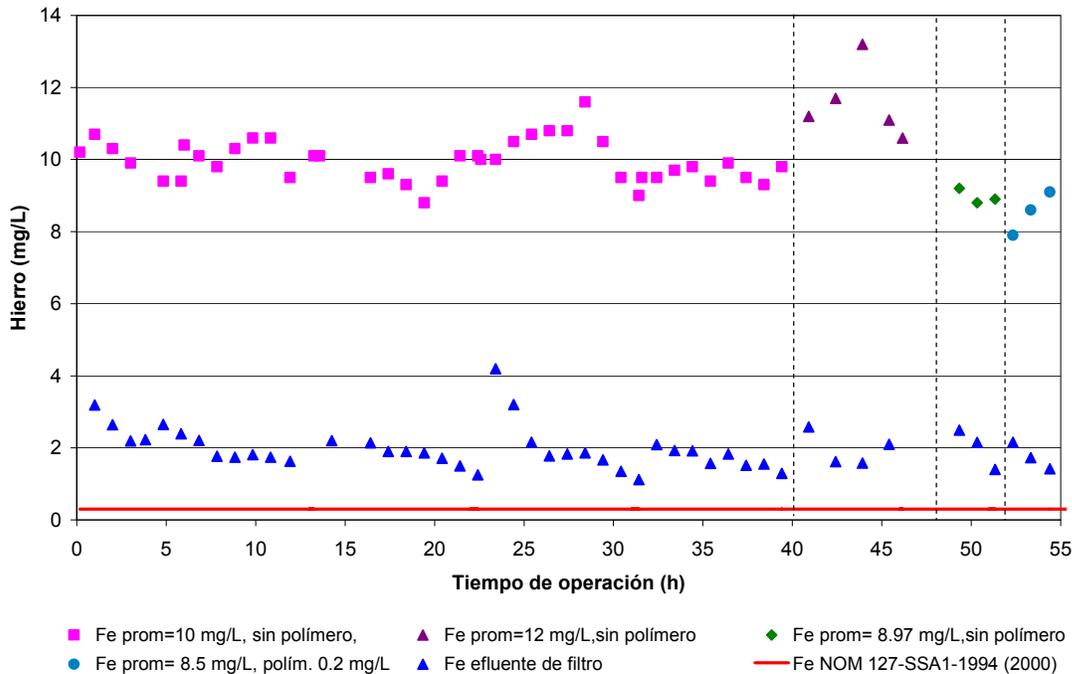


Figura IV.2 12 Hierro residual en el efluente del sedimentador en función del tiempo de operación, pozo 32.

IV.2.3.2. Evaluación de la etapa de filtración

La concentración de arsénico en el efluente del filtro, Figura IV.2.13, logra cumplir con el valor guía de 10 $\mu\text{g/L}$ que sugiere la Organización Mundial de la Salud para agua de bebida. En el último período de trabajo es posible observar que bajando la dosis de hierro a 8.5 mg/L y aplicando 0.2 mg/L de floculante es posible obtener agua tratada libre de arsénico después del tratamiento global.

Por otro lado, si bien se requiere agregar una cierta dosis de coagulante al agua para lograr la remoción de arsénico es indiscutible que este producto no debe traer efectos adversos a la calidad del agua. Por lo anterior, la concentración de hierro en el efluente es una variable que tiene que ser vigilada ya que el mismo proceso de tratamiento debe ser eficiente para removerlo en su totalidad o por lo menos para que la concentración residual no exceda el límite permisible de 0.3 mg/L que establece la NOM 127 SSA-1994 (Modificación del año 2000).

Cabe mencionar que la concentración de hierro en el agua para uso y consumo humano está regulada en nuestro país no tanto por los efectos a la salud que este metal pueda provocar debido a su ingestión vía agua de bebida, sino más bien por el sabor y el color rojizo que provoca en la misma. El agua con contenidos superiores a 0.3 mg/L mancha la ropa durante el lavado y forma depósitos sobre las instalaciones hidráulicas y muebles de baño.

En la Figura IV.2.14 se observa que la concentración de hierro residual en el efluente del filtro se encuentra entre 0.6 y 0.01 mg/L. A excepción de algunos puntos en el primer período (en el que se usó como dosis de coagulante 10 mg/L de hierro) en el resto de la prueba fue posible obtener concentraciones de hierro residual inferiores a los 0.3 mg/L.

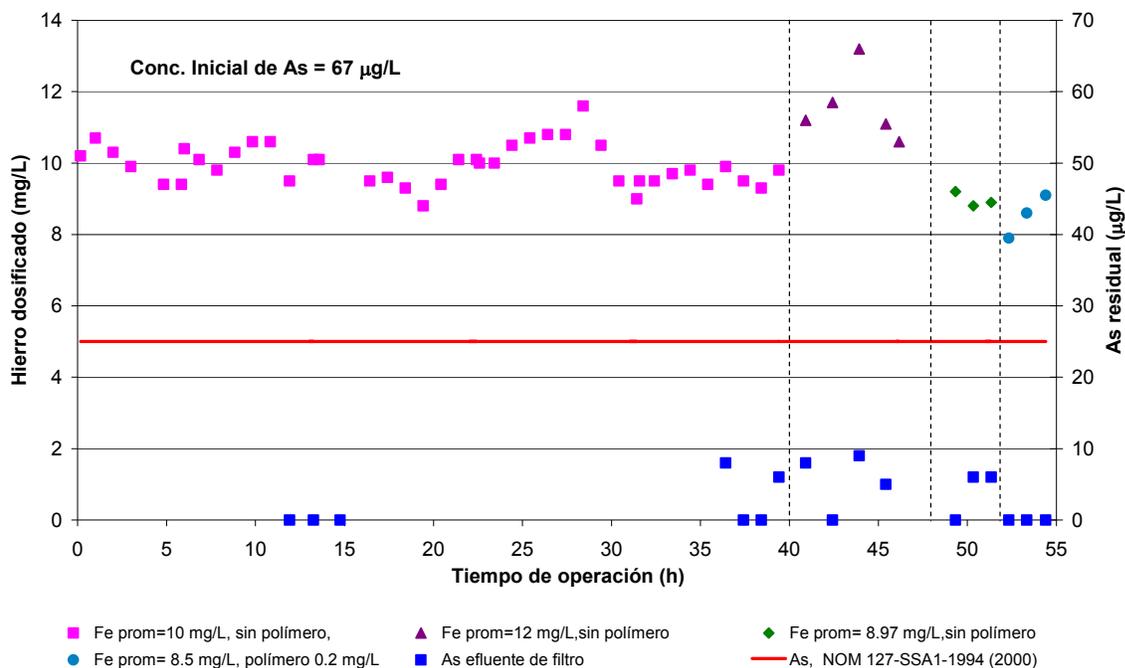


Figura IV.2 13 Arsénico residual en el efluente del filtro en función del tiempo de operación, pozo 32

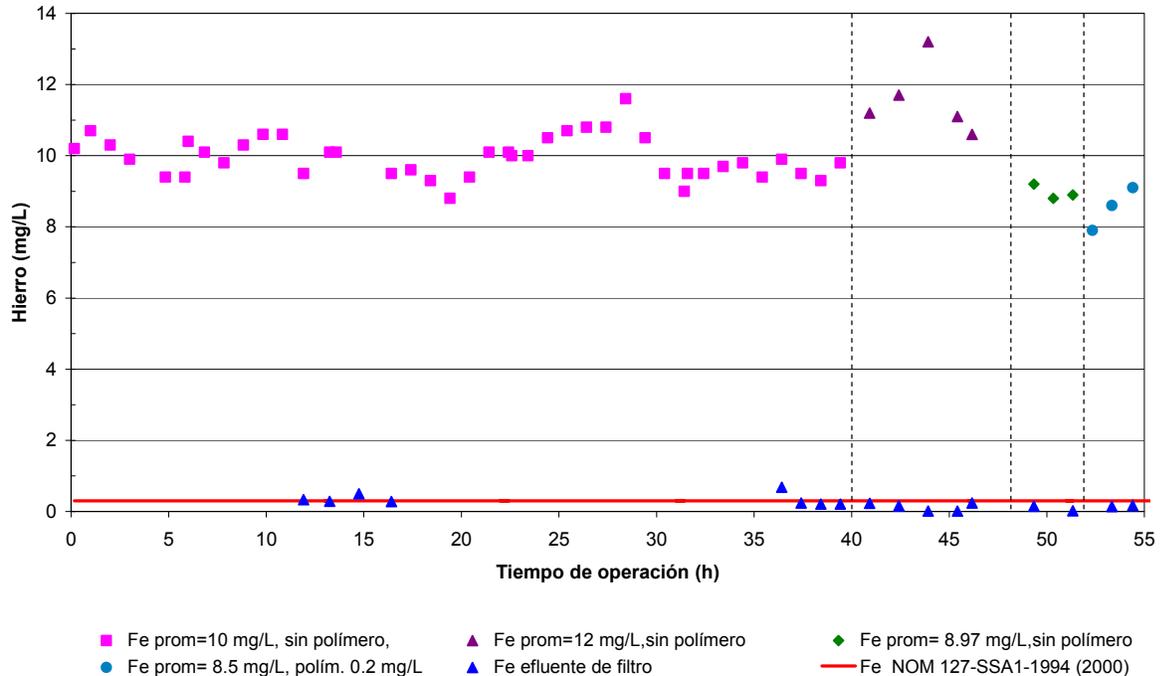


Figura IV.2.14 Hierro residual en el efluente del filtro en función del tiempo de operación, pozo 32.

Dado que las especies de arsénico que se remueven del agua lo hacen vía adsorción en la superficie de las especies precipitadas de hierro o en el interior de los flóculos en crecimiento, las eficiencias de remoción de estos dos elementos en el proceso de coagulación-floculación-sedimentación-filtración están relacionadas en forma directa.

En la Figura IV.2.15 se muestran las eficiencias de remoción de hierro y arsénico en los efluentes del sedimentador y del filtro. Claramente se observa que si la unidad de tratamiento es eficiente para remover el hierro, entonces también lo será para remover el arsénico.

Al aumentar la dosis de hierro (coagulante) de 10 a 12 mg/L se esperaría un aumento en la remoción de arsénico debido a que una mayor dosis de hierro incrementaría la cantidad de hidróxidos de hierro o lo que es lo mismo, habría una mayor cantidad de sorbente disponible para captar el arsénico, sin embargo no se aprecia una mejoría sustancial en la remoción del contaminante. Un efecto contrario se esperaría al disminuir de 12 a 8.97 mg/L la cantidad de hierro adicionado sin embargo tampoco se aprecia un cambio importante en la remoción de arsénico. En cambio en la cuarta fase del estudio (quincuagésima segunda hora de operación en adelante) la aplicación de una cantidad todavía menor de hierro, 8.5 mg/L en promedio más 0.2 mg/L del polímero

aniónico Superfloc® A-100 PWG resultó ser la mejor opción técnica de dosificación encontrada. La aplicación del floculante ayuda a hacer más eficientes los fenómenos que unen el arsénico con los hidróxidos de hierro. En la gráfica se observa que en este intervalo la remoción de hierro y arsénico tienen una relación aún mayor, es en este período en donde se obtiene el mayor porcentaje de remoción de ambos en el tratamiento global. Con base a estos resultados sería recomendable hacer pruebas con dosis de coagulante todavía menores debido a la posibilidad de tener altas remociones con el consumo de menor cantidad de cloruro férrico, lo que disminuiría los costos de tratamiento.

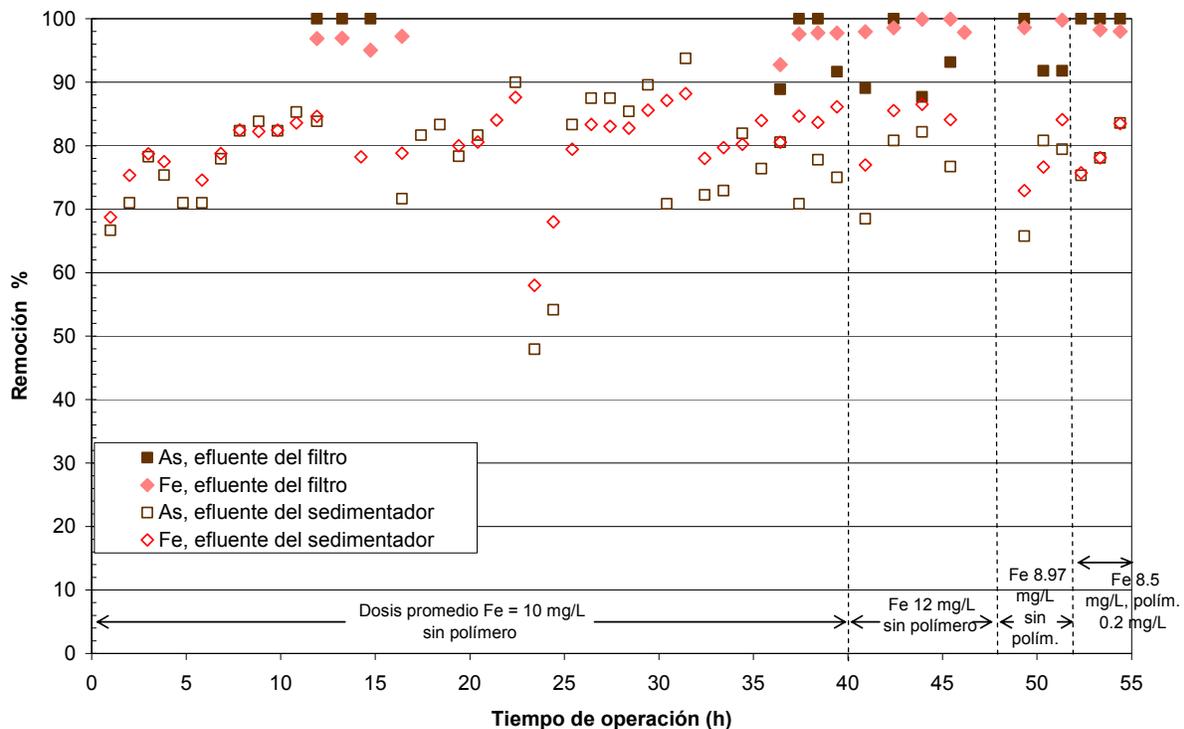


Figura IV.2 15 Eficiencia de remoción de hierro y arsénico, pozo 32.

IV.2.3.3. Efecto del tratamiento sobre el pH

El agua extraída del pozo 32 tenía un valor promedio de pH de 7.6. Ésta es una condición apropiada para llevar a cabo el tratamiento de coagulación para remover arsénico sin el ajuste previo de las condiciones ácido base del agua.

En la Figura IV.2.16 se muestra la evolución del pH tanto del agua cruda como del agua del efluente de la planta durante todo el tiempo en el que se realizó el estudio.

Debido al consumo de alcalinidad del agua provocado por las reacciones de formación de hidróxidos férricos, el pH del efluente de la planta se acidifica ligeramente dejando el agua a valores de pH cercanos al neutro, y dentro del intervalo de 6.5 a 8.5 que establece para este parámetro de calidad la NOM 127 SSA1-1994, modificada en el año 2000.

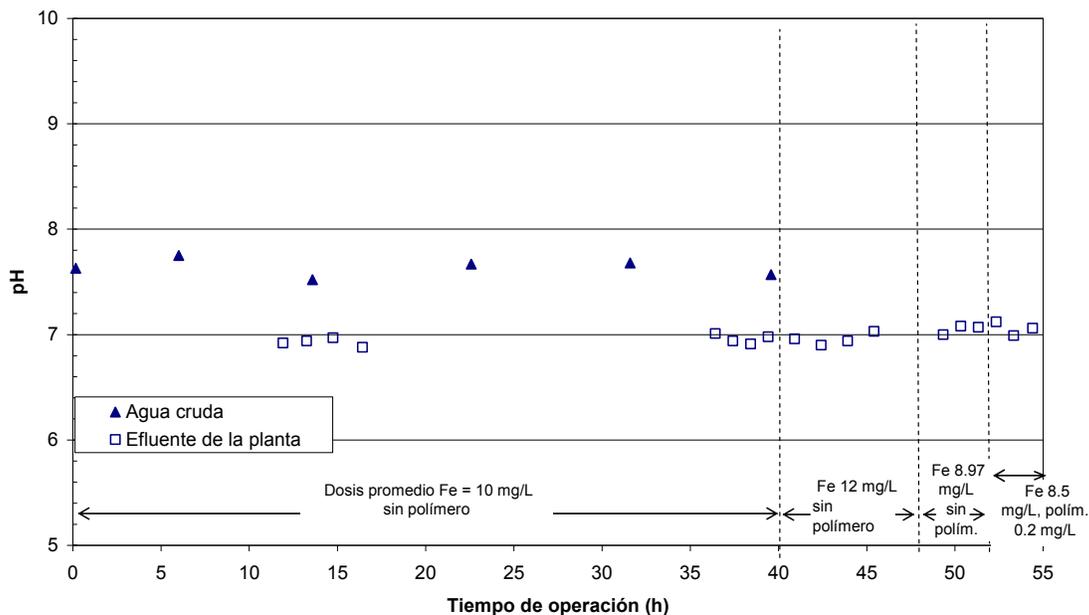


Figura IV.2 16 Efecto del tratamiento sobre el pH, pozo 32.

IV.2.3.4. Efecto del tratamiento sobre la conductividad

La conductividad del agua es una medida de la habilidad de la solución para conducir una corriente eléctrica. Esta habilidad es función de la cantidad de electrolitos o conductores iónicos en el agua. Además la conductividad eléctrica es un parámetro usado frecuentemente para medir de manera indirecta la cantidad de sales disueltas contenidas en el agua.

Al agregar cloruro férrico al agua los cationes (Fe^{3+}) se hidrolizan en una secuencia de reacciones para formar finalmente hidróxidos de hierro insolubles, mientras los aniones cloruro (Cl^-) quedan libres en el agua aumentando los sólidos disueltos.

En la Figura IV.2.17 se presenta una gráfica en la que puede observarse la conductividad del agua tratada en función del tiempo de operación. De manera general se observa un aumento de alrededor de 25 $\mu S/cm$ en la conductividad del agua tratada,

lo que representa una cantidad aproximada de 12.5 mg/L de SDT. Esta cantidad adicional de SDT significa un aumento del 2.7% con respecto al contenido original en el agua cruda del pozo 32, y no tiene mayor repercusión en la calidad del agua.

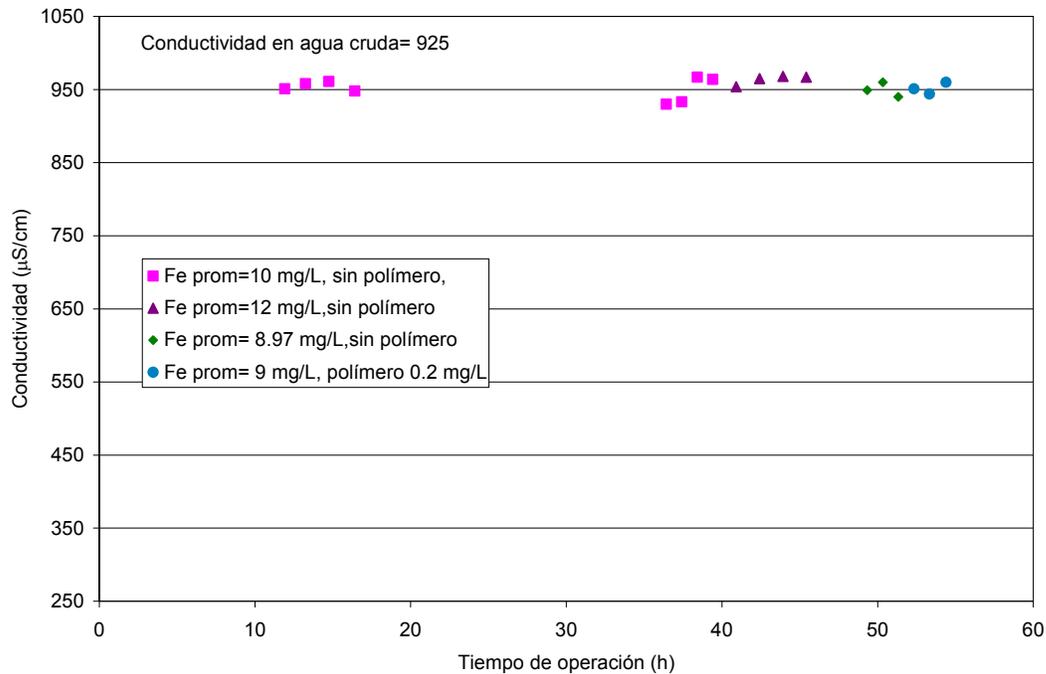


Figura IV.2 17 Efecto del tratamiento sobre la conductividad, pozo 32.

IV.2.3.5. Producción de lodos

Con la finalidad de mantener un nivel de manto de lodos constante en el clarifloculador fue necesario establecer purgas de lodo periódicas a intervalos de 30 minutos. Además cada día antes de comenzar la operación de la planta era necesario extraer mediante sifón 30 L de lodo espesado de la tolva del sedimentador, mismo que había estado en reposo durante toda la noche (aproximadamente 14 horas).

Para saber cuanto lodo se produce por metro cúbico de agua tratada, se calculó el volumen de agua tratado por día y se relacionó con el volumen de lodo purgado. Así se tiene que por cada metro cúbico de agua tratada se producen 0.02 m³ de lodos de las purgas (diluidos) y 0.0063 m³ de lodos sedimentados durante 14 horas.

A los lodos sedimentados durante 14 horas se les determinó el porcentaje de sólidos totales utilizando para ello una balanza de humedad. El porcentaje de sólidos de la muestra es del 0.4% mientras que el agua representa el 99.6%.

El análisis CRIT (Corrosividad, Reactividad, Inflamabilidad y Toxicidad) practicados a una muestra de lodos generados por el proceso no presentan indicio de alguna de las características para considerarlo material peligroso. En el Anexo IV.5 se presentan los resultados completos de este análisis.

IV.2.3.6. Consumo de energía eléctrica

Como parte de la evaluación de la electrocoagulación se midió el consumo de energía eléctrica, para ello se utilizó un multímetro digital marca Lovatto, de las mismas características que se usaron para los otros procesos (ver figura IV.1.2). Al igual que todos los otros procesos, el piloto no está optimizado desde el punto de vista de la energía eléctrica; en este caso las bombas de alimentación de agua cruda y de filtración están sobredimensionadas. Por lo anterior fue necesario hacer ajustes de consumo de energía, en la primera por excedencia de caudal y en la segunda por tiempo de uso en la filtración quedando los consumos como se muestran en la Tabla IV.2.3. El consumo de energía por las bombas dosificadoras, es despreciable, por eso no se considera en este análisis.

Tabla IV.2.3 Consumos de energía ajustados, pozo 32.

Bombeo de agua cruda	Agitación en el floculador	Bombeo Filtración
(KWh)	(KWh)	(KWh)
0.162	0.095	0.252

Con los datos de consumo de energía medidos y ajustados, se construyó un gráfico de correspondencia entre consumo de energía acumulada y volumen de agua producida, la pendiente de la recta es la energía específica y es de 0.607 KWh/m^3 , tal como se muestra en la Figura IV.2.18.

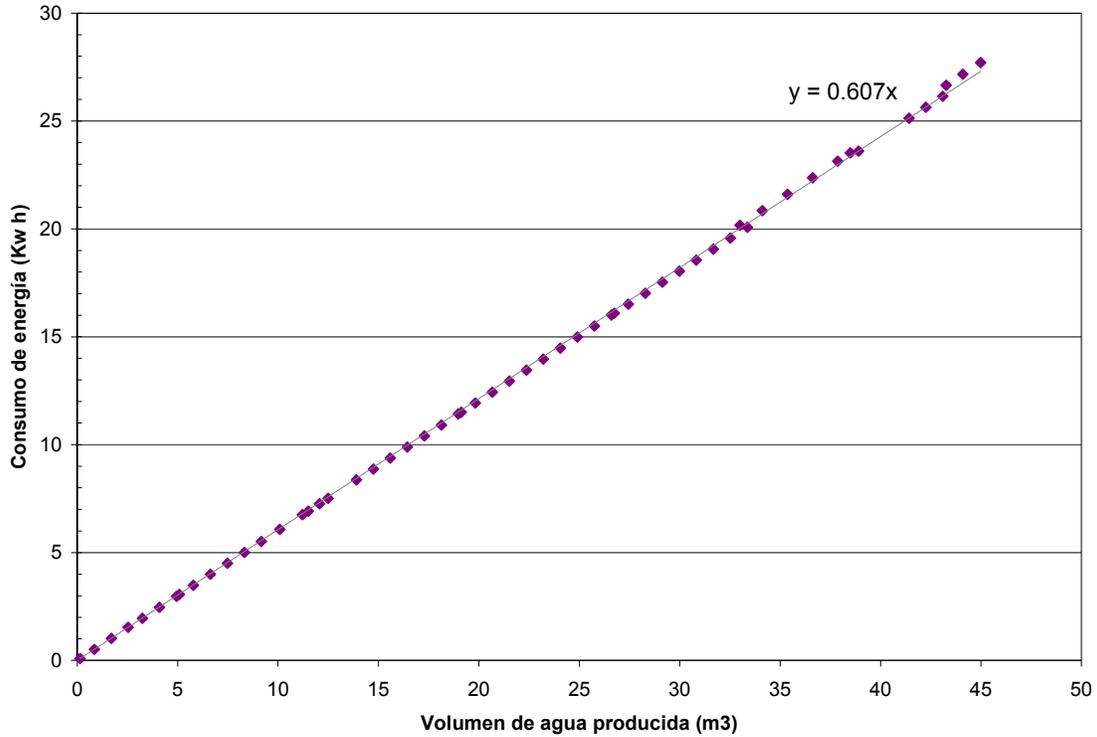


Figura IV.2 18 Consumo de energía por m³ de agua producida, pozo 32.

IV.2.4. Resultados Pozo 13, Gomez Palacio, Dgo.

La prueba realizada en la comunidad de San Felipe, en Gómez Palacio, Durango tuvo una duración de 10 horas efectivas de operación. Una de las razones por la cual se planteó realizar el estudio piloto en esta fuente de abastecimiento fue demostrar que el proceso de coagulación puede ser utilizado y ajustado a la calidad del agua de la fuente de abastecimiento problema.

La diferencia de calidad del agua más importante entre las dos fuentes de abastecimiento, el pozo 32 de Torreón y el pozo 13 de Gómez Palacio, es la concentración de arsénico y el contenido de sólidos disueltos totales, en este pozo la concentración de SDT es aproximadamente la mitad de la del pozo 32 de Torreón, Coah.

La importancia de la prueba para una calidad del agua distinta radica en el efecto que pudiera causar la concentración del contaminante sobre los requerimientos y el desempeño del tratamiento. La concentración de arsénico promedio del pozo 13, en el período en el que se realizó la prueba, fue de 85 µg/L, este valor es 26% mayor al valor promedio de 67 µg/L del agua del pozo 32R de la Ciudad de Torreón, Coah.

IV.2.4.1. Evaluación de la etapa de floculación-sedimentación (clarifloculador)

Las gráficas de concentración de arsénico y de hierro en el efluente del clarifloculador con respecto al tiempo de operación de la planta se muestran en las Figuras IV.2.19 y IV.2.20 respectivamente. Las condiciones de dosificación durante estas pruebas se dividen en dos períodos, el primero con una dosis promedio de coagulante de 8 mg/L (como Fe^{3+}) más 0.2 mg/L de polímero Kemira Superfloc A-100 PWG como floculante y el segundo período en el que se trabajó con dosis promedio de 8.5 mg/L de Fe^{3+} y 0.1 mg/L del polímero antes mencionado. En las gráficas estos dos períodos se dividen con una línea vertical punteada.

A diferencia de lo que ocurrió en las pruebas realizadas en Torreón, el efluente del clarifloculador tenía bajas remociones de arsénico y de hierro. Para la primera etapa (4.5 horas iniciales) las eficiencias de remoción promedio fueron 57 y 67 % para arsénico y hierro respectivamente. Para la segunda etapa (de la hora 4.5 de operación en adelante) la remoción de arsénico fue sólo del 44%, mientras que la del hierro fue del 36%. Las concentraciones de estos elementos en el efluente permanecieron por arriba de los límites permisibles establecidos en la Modificación del año 2000 de la NOM 127 SSA1 1994.

Como se mencionó en la sección de condiciones de operación, en las pruebas realizadas en el pozo 13 la velocidad de rotación de la turbina de agitación tuvo que ser

disminuida a 35 rpm ya que el motoreductor tenía problemas mecánicos lo que no permitía trabajar a 72 rpm como en las pruebas realizadas en el pozo 32 de la Ciudad de Torreón. Estudios previos a escala semipiloto en el laboratorio del IMTA han permitido establecer que gradientes de floculación altos (que se logran a velocidades de agitación también elevados) producen flóculos que sedimentan más fácilmente. Por lo anterior se considera que la baja velocidad de agitación fue uno de los factores que influyó en las bajas eficiencias de remoción de hierro y de arsénico que se lograron en el clarifloculador. El otro factor que influyó fue el aire disuelto que contenía el agua que se extraía del pozo y que era liberado en el clarifloculador perturbando la estabilidad o equilibrio del manto de lodos.

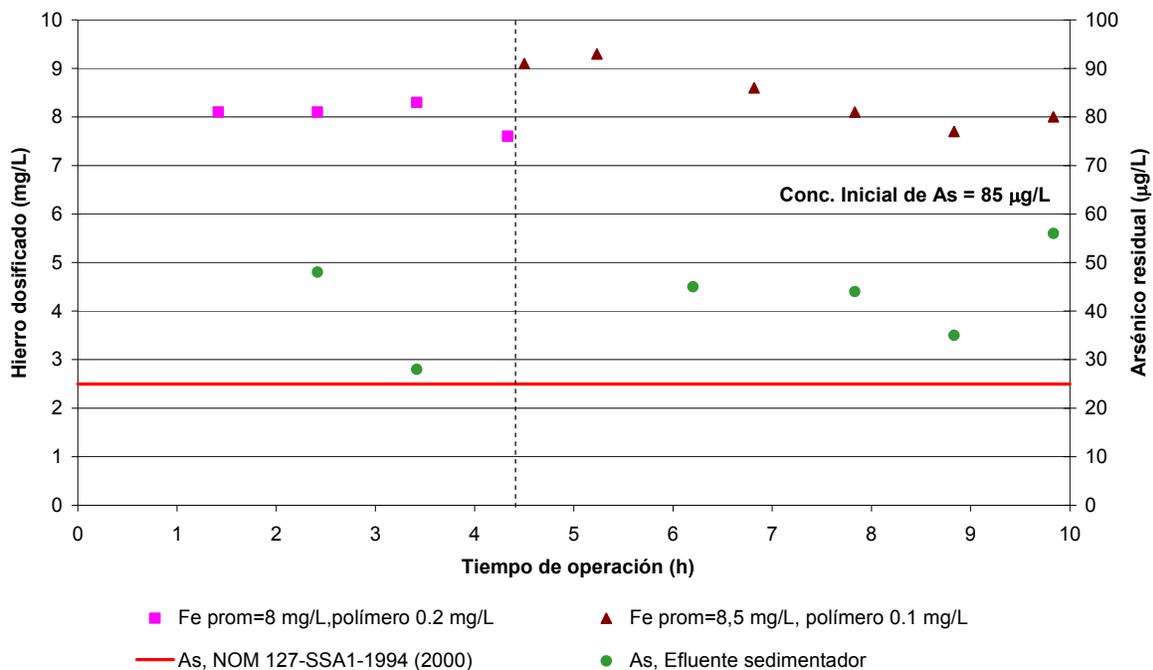


Figura IV.2.19 Concentración de As en el efluente del sedimentador, pozo 13.

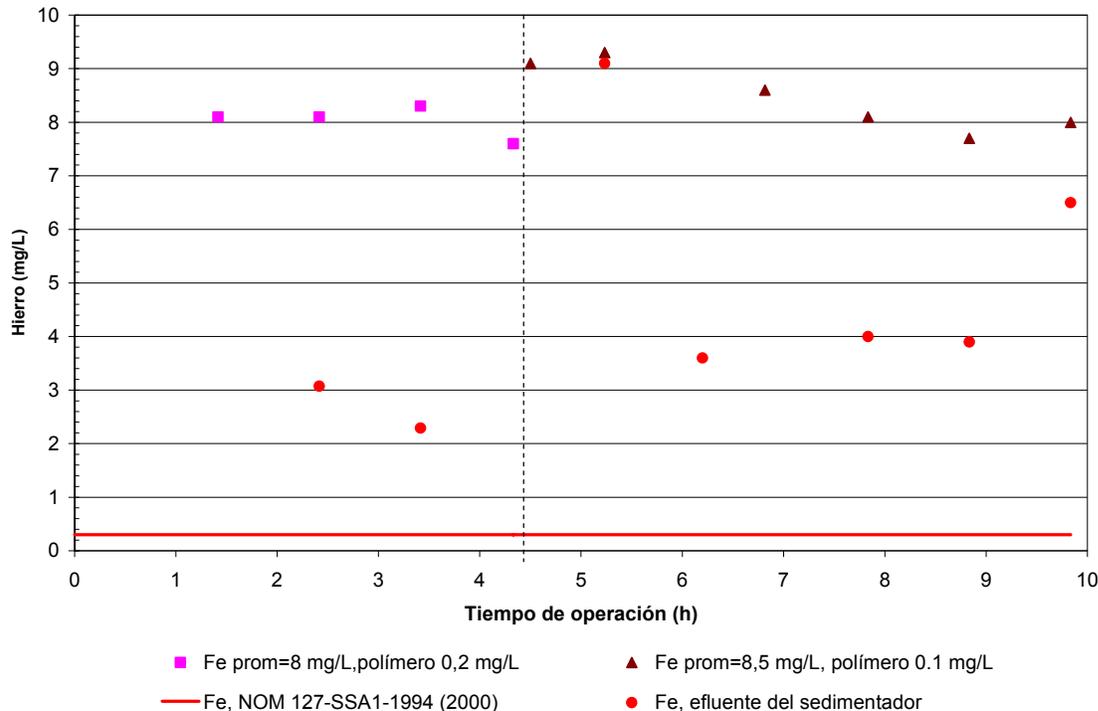


Figura IV.2. 20 Concentración de Fe en el efluente del sedimentador, pozo 13.

IV.2.4.2. Evaluación de la etapa de filtración

A pesar del regular desempeño del carifloculador para remover el hierro y el arsénico, la etapa de filtración fue suficiente para retener la mayoría de los flóculos de hidróxido de hierro y en consecuencia el arsénico ligado a ellos.

En las figura IV.2.21 y IV.2.22 se muestran la concentración de arsénico y de hierro en el efluente el filtro. En ambas gráficas se observa que resulta ligeramente mejor la segunda parte de la prueba en la que se dosifican 8.5 mg/L de hierro y 0.1 mg/L de polímero.

El agua que sale del filtro tiene concentraciones de hierro y arsénico menores que los valores de los límites permisibles para ambos elementos regulados en la modificación del año 2000 de la NOM 127 SSA1-1994.

Una observación importante es que a pesar de que la concentración de hierro del agua que entraba al filtro era alta, en su mayoría entre 2 y 7 mg/L, el filtro no fugó hierro por arriba de 0.3 mg/L durante las 10 horas de operación del mismo, por lo que no hubo necesidad de retrolavarlo. Esto puede verse como una ventaja del proceso ya que si por

algún motivo no estuvieran operando adecuadamente las etapas de floculación y sedimentación, el filtro podría actuar para lograr un tratamiento efectivo para la remoción de arsénico y del hierro coagulante.

Cabe apuntar que el proceso de filtración no se realizó de manera continua sino por lotes y que no logró determinarse la duración de la carrera de filtración, sin embargo el tiempo de operación de 10 horas sin requerir retrolavado es un indicio de que los ciclos de filtración serán mayores a este tiempo.

Por otro lado, las eficiencias de remoción de arsénico y del hierro en función del tiempo de operación, se presentan en la Figura IV.2.24.

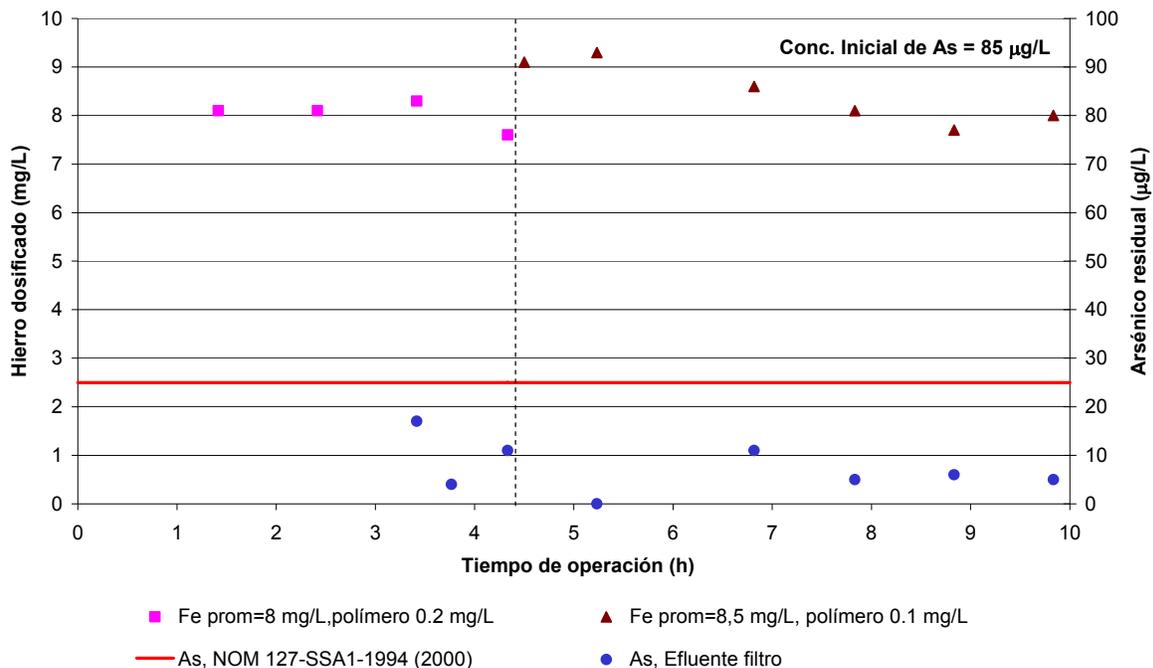


Figura IV.2.21 Concentración de As en el efluente del filtro, pozo 13.

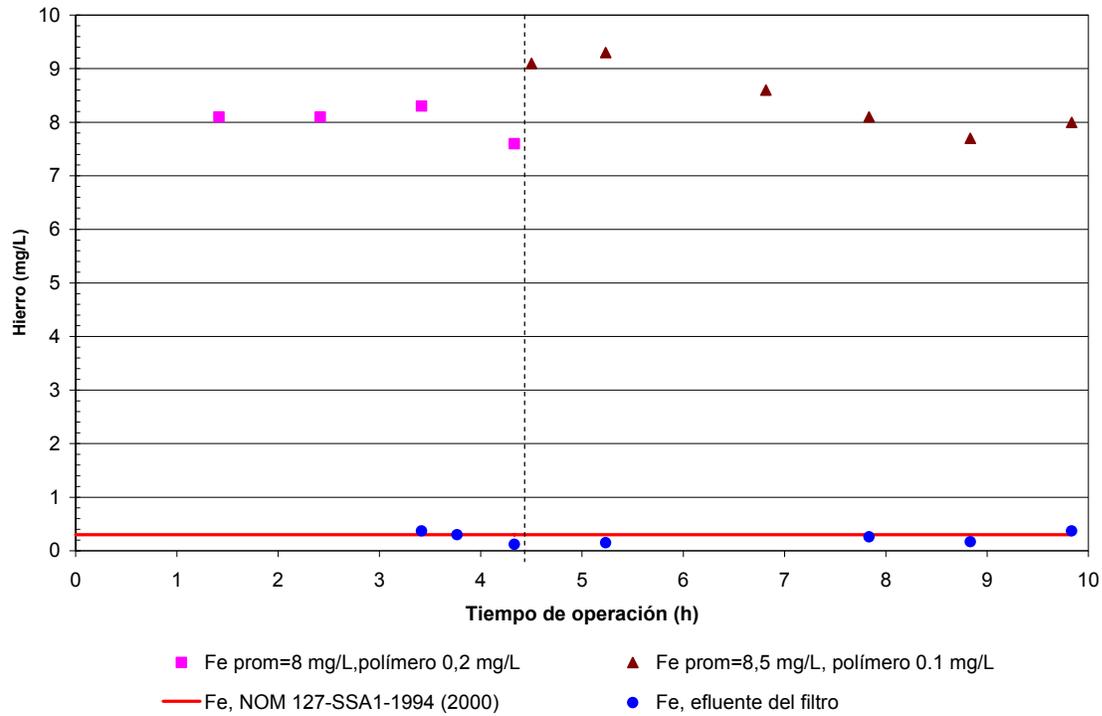


Figura IV.2.22 Concentración de Fe en el efluente del filtro, pozo 13.

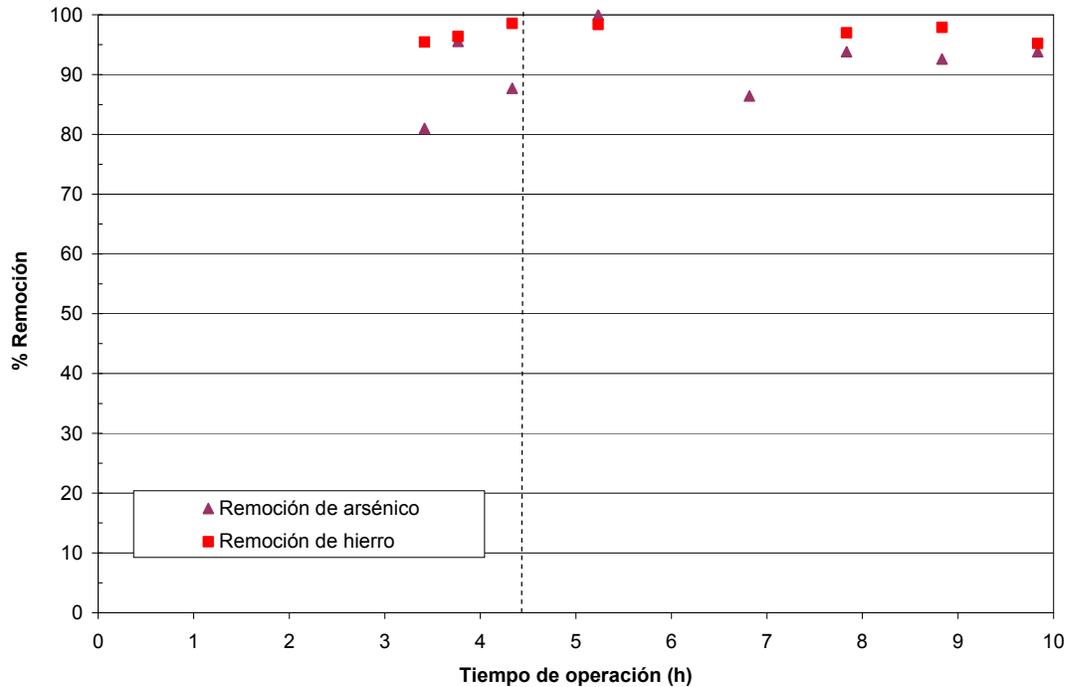


Figura IV.2.23 Eficiencia de remoción de hierro y arsénico del proceso total, pozo 13.

IV.2.4.3. Efecto del tratamiento sobre el pH y la conductividad

Al igual que en el estudio en el pozo 32 de la ciudad de Torreón, el pH del agua tratada disminuyó ligeramente con respecto al agua cruda que ingresó a la planta por efecto del coagulante aplicado, Figura IV.2.25. La conductividad eléctrica también aumentó como máximo 20 $\mu\text{S}/\text{cm}$ lo que significa alrededor de 10 mg/L de sólidos disueltos respecto al agua que entra a la planta, Figura IV.2.26.

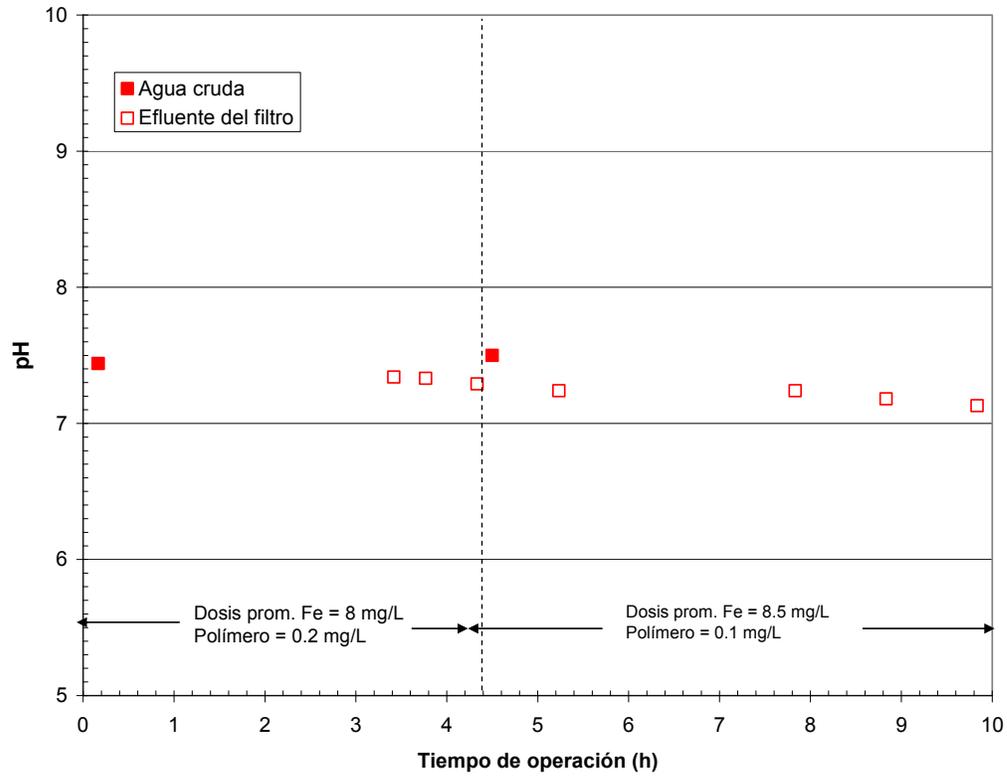


Figura IV.2. 24 Efecto del tratamiento sobre el pH, pozo 13.

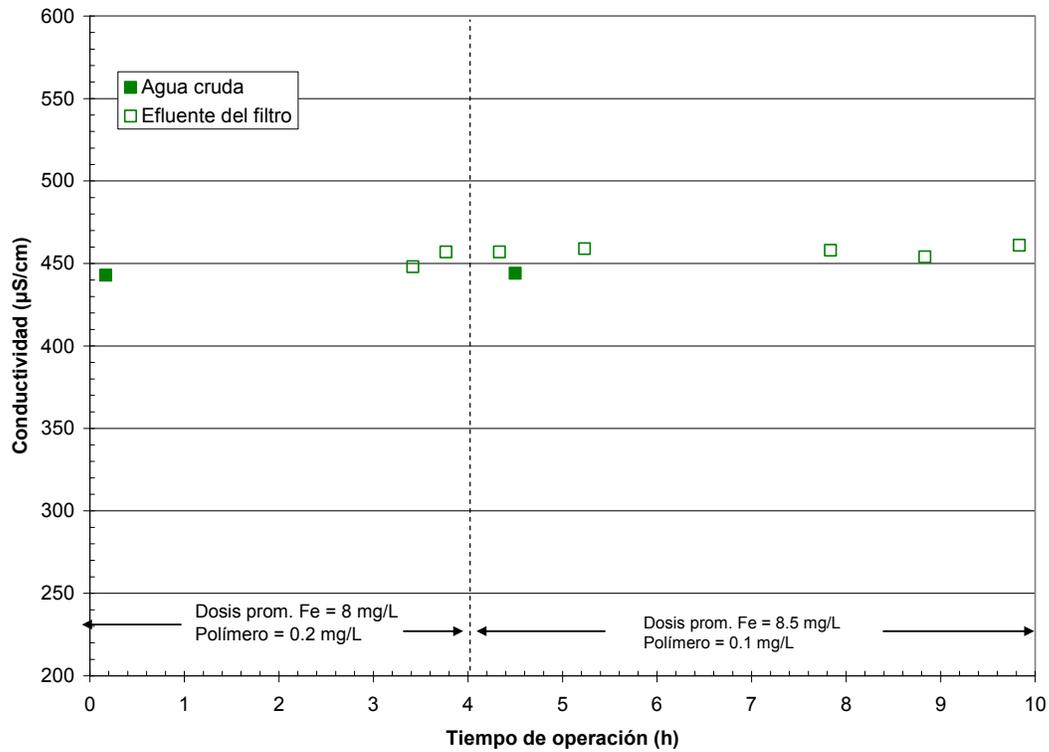


Figura IV.2.25 Efecto del tratamiento sobre la conductividad eléctrica, pozo 13.

IV.2.5. Consideraciones de diseño

Se tomó como base de diseño un pozo de 30 L/s con las características del agua del pozo 32, los datos obtenidos en el piloto se usaron para la estimación de los costos de operación del sistema. Asimismo, con base en el diseño se obtuvo el costo de inversión, ambos valores se usaron para el análisis económico de los procesos.

IV.2.5.1. Descripción de la planta.

Se trata de una planta paquete, construida en acero al carbón el diagrama de flujo se muestra en la figura IV.2.26

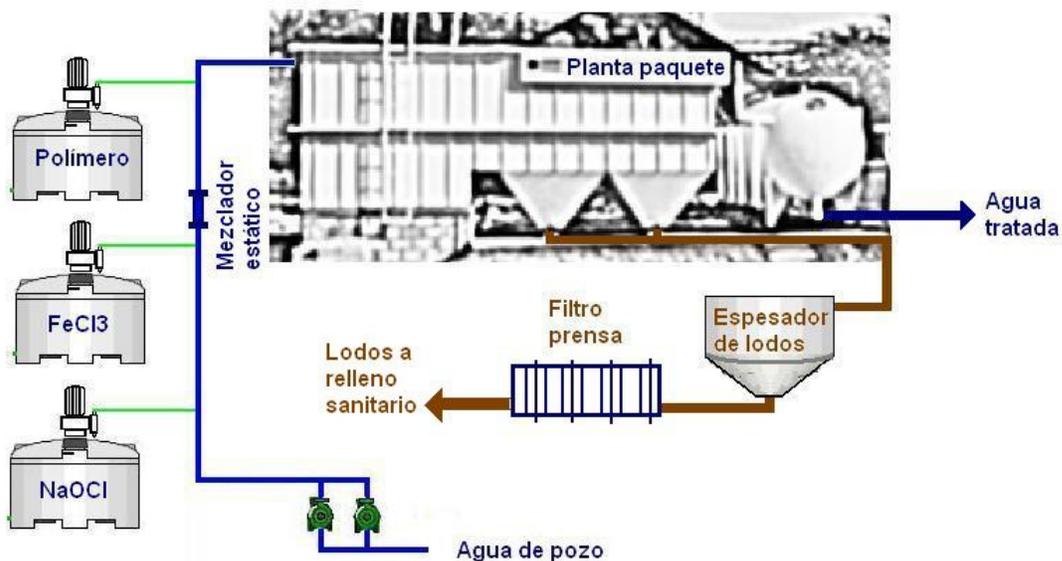


Figura IV.2.26. Diagrama de flujo de la coagulación convencional.

La planta cuenta con un sistema de bombeo de agua cruda, la dosificación de cloruro férrico, polímero y cloro se hace en línea a través de tres bombas dosificadoras, justo después del punto de inyección del cloruro férrico se encuentra un mezclador estático para garantizar una mezcla homogénea.

El agua desestabilizada entra a un floculador mecánico equipado con cuatro compartimentos equipado con sus respectivos agitadores, los gradientes de mezcla se

pueden ajustar entre 30 y 90 s⁻¹. Posteriormente el agua entra en un sedimentador de alta tasa en donde se separan la mayoría de los flóculos formados, que precipitan y se acumulan en la tolva que se encuentra al fondo del sedimentador.

El agua clarificada se distribuye en un filtro de arena que funciona por gravedad, la tasa máxima de filtración es de 10 m³/m²·h.

Los lodos del sedimentador y el agua de retrolavado de los filtros se envía a un espesador de lodos también construido en acero al carbón de 30 m³ de capacidad. Se trata de un tanque cilíndrico con una tolva cónica diseñado para soportar una carga de de sólidos de hasta 20 kg SST/m²·d y una carga hidráulica de 0.12 m/h. El espesador tiene un diámetro de 3.65 m y una altura (profundidad) de la parte recta de 2.85m y 1.05m de altura (profundidad) de la tolva. El lodo espesado y acondicionado con polímero, se envía a un filtro prensa con capacidad de procesar hasta 1000 L/h de lodos a una presión de 7 kg/cm².

IV.2.5.2. Generación de lodos de desecho

Para estimar la cantidad de residuos sólidos generados se consideró la siguiente ecuación, en donde se toma en cuenta la reacción de hierro en el proceso de coagulación, los sólidos en suspensión en el agua y otros aditivos agregados [Adaptado de AWWA, 2002].

$$S = 0.086344Q(2.9Fe + SS + A)$$

Donde:

S = Lodo producido (kg/día)

Q = Caudal de la planta (L/s)

Fe = Dosis de hierro (Fe⁺³ en mg/L)

SS = Sólidos en suspensión en el agua cruda (mg/L)³

A = Otros aditivos (mg/L) añadidos como polímero, arcilla o carbón activado en polvo (mg/L).

Sustituyendo los valores para la planta se tiene:

Q = 30L/s

Fe = 8.5 mg/L

SS = 7 mg/L

A = 0.2 mg/L

³ Se considero que una unidad de turbidez es igual a una de sólidos en suspensión. [AWWA, 2002]. La turbidez del agua cruda medida y considerada para el cálculo fue de 7 UTN.

$$S = 0.086344Q(2.9*8.5 + 7 + 0.2) = 82.5017 \text{ kg/d} = 2,475.05 \text{ kg/mes (base seca)}$$

Considerando un nivel de concentración final de sólidos de 14.36% de sólidos se tiene una producción anual de lodos de 206.09 toneladas (base húmeda).

El cálculo de la cantidad de polímero que se requiere para espesar los lodos se basó el volumen de lodos generado por metro cúbico de agua tratada

Los lodos de desecho no son residuos peligrosos, ya que a través del análisis CRET1 realizado a una muestra de lodos obtenida en las pruebas en campo, se constató que no se encuentra dentro de ninguno de los supuestos de la NOM-052-SEMARNAT-2005 (ver Anexo IV.5). Por ello es un residuo no peligroso y puede ser dispuesto en un relleno sanitario.

Este sistema de desaguado de lodos es el mismo para la electrocoagulación y la microfiltración.

IV.2.5.3. Mano de obra

Para la operación de la planta es necesario la presencia de al menos un operador en todo momento. El operador deberá tener el bachillerato terminado y tendrá como actividades principales la preparación de soluciones de coagulante y floculante, el ajuste de las dosis de los reactivos en caso de ser necesario por cambio de calidad del agua o caudal de operación. En caso de que la planta no cuente con procesos automatizados para la operación de las unidades de sedimentación y filtración, el operador deberá también hacer el accionamiento manual de válvulas para la extracción de purgas del sedimentador, el accionamiento de válvulas para el proceso de retrolavado, así como el manejo del lodo para el espesamiento del mismo. También se recomienda tener un analista empleado de tiempo parcial para realizar los análisis fisicoquímicos requeridos para la operación y supervisión de la planta.

IV.2.5.4. Costos de operación

La Tabla IV.2.7 es un resumen los principales conceptos de la operación anual de la planta que se tomaron como base del costeo. La dosis de los reactivos fueron las obtenidas en campo, o en su defecto en el laboratorio (p.e. dosis de polímero para los lodos), para la energía eléctrica se hicieron los ajustes por escalamiento y las consideraciones planteadas en la sección IV.2.3.4.

Los costos de los reactivos e insumos fueron obtenidos por cotizaciones directas de proveedores. En el caso de la energía eléctrica se tomó el promedio aritmético de la tarifa 6 para el año 2010, publicada en el portal electrónico de la CFE.

Estos datos son utilizados para el análisis económico, junto con los costos de inversión para determinar cual de las alternativas resulta más costosa.

Tabla IV.2.7. Resumen de los costos de operación para una planta de coagulación convencional tratando un caudal de 30 L/s.

Concepto	Unidad	Cantidad	Precio unitario (\$)	Total (\$)
Volumen alimentado	m ³	946,080		
Volumen producido	m ³	898,776		
Recuperación de agua		95%		
Energía específica (agua tratada)	KWh/m ³	0.50		
Consumo de energía eléctrica	KWh	449,388.00	1.3408	602,539.43
Consumo de FeCl ₃ kg (para una dosis de 8.5 mg/L de Fe ³⁺ y a una concentración del 40%)	Kg	60,449.61	6.19	374,183.09
Consumo de Cloro	Kg	7,277.74	3.99	29,038.18
Consumo de polímero (agua Polímero Kemira Superfloc® A-100 PWG)	Kg	1,892.16	43.04	81,438.57
Consumo de polímero (lodos Bufloc 5081)	Kg	207.36	73.14	15,166.31
Mano de obra requerida	Hora	8,640.00	25.24	218,073.60
Cantidad de lodos generados	Ton	206.09	115	23,699.90
Contenedor de lodos 14 m ³	unidad	1	17,400.00	17,400.00
			Total	1,361,539.08

Costo del agua tratada \$ 1.51/m³, no incluye el costo de inversión.

IV.2.6. Conclusiones de las pruebas de coagulación convencional.

- Las condiciones de dosificación más favorables para la remoción de arsénico en el pozo 32 de Torreón fueron 8.5 mg/L de hierro como coagulante a partir de cloruro férrico y 0.2 mg/L de polímero aniónico Superfloc A-100 PWG. Las eficiencias de remoción de hierro y arsénico fueron del 98 y 100 % respectivamente.
- La efectividad de remoción del tratamiento es alta ya que para cualquiera de las condiciones probadas en el estudio, el efluente producido cumplió con el límite máximo permisible de 25 µg/L para arsénico establecido por la Modificación del año 2000 de la NOM 127 SSA1-1994.
- El remover arsénico mediante la adición de un producto químico que reacciona en el agua para producir hidróxidos metálicos provoca ligeros cambios en la calidad de la misma, como la disminución del pH y el aumento de la concentración de sólidos disueltos. La disminución del pH fue como máximo de 0.4 unidades respecto al agua cruda alimentada al proceso quedando en un valor de 7.0. El aumento en la concentración de sólidos disueltos totales en el agua tratada fue del 2.7 % respecto al agua alimentada a la planta. Ninguno de estos efectos causa un cambio sustancial en la calidad del agua por lo que el efluente de la planta cumple con las características necesarias para considerarse apta para uso y consumo humano.
- El proceso de coagulación con cloruro férrico para remover arsénico no requiere la adición de cloro, sin embargo es necesario la aplicación del mismo como última fase del tratamiento para llevar a cabo la desinfección.
- Los residuos generados en el proceso pueden ser espesados y dispuestos en un relleno sanitario, ya que a través del análisis CRETl realizado a una muestra de lodos obtenida en las pruebas en campo, se constató que no se encuentra dentro de ninguno de los supuestos de la NOM-052-SEMARNAT-2005 y por lo mismo no son residuos peligrosos.

IV.3. DEIONIZACIÓN CAPACITIVA

IV.3.1. Descripción del piloto

El piloto de deionización capacitiva utilizado fue de la marca EnPar, modelo DesEL-400, que se transportó desde Guelph, Canadá, instalado directamente en el pozo 32, ubicado en la Colonia Ampliación La Rosita, Torreón, Coahuila. Las pruebas se efectuaron durante los meses de julio y agosto.

El equipo presenta las siguientes características:

- Tamaño (aproximado): 1 m L x 0.92 m W x 1.86 m H
- Peso (aproximado): 300 kg
- Requisitos de energía: 220 VAC, 15 A, una fase, 60 Hz
- Caudal nominal: 4800 L/d (para SDT de 1000 mg/L).
- Controles e instrumentación: PLC – Koyo DL06; HMI – C-monitor a color en que existe una interfase en la que el usuario puede fijar las condiciones de trabajo directamente de la pantalla; Transmisor de conductividad – Burkert, 0 – 10 mS/cm range; Transmisor de caudal – Burkert type 8030; Transmisor de presión – Wika, 0-30 psi.
- Requerimientos de Tratamiento: Pre-Filtración con un tamaño nominal de poro menor o igual a 5.
- Calidad del agua influente: Valor máximo 3000 mg/L de SDT. Para valores mayores de SDT el agua influente se puede tratar en varias etapas.
- Intervalo de pH: 1 – 9.
- Temperatura Máxima: 50°C.
- Remoción de SDT: Se basa en los criterios del usuario.

En la figura IV.3.1 se presenta el diagrama del equipo de deionización capacitiva y la figura IV.3.2 muestra diferentes vistas del equipo.

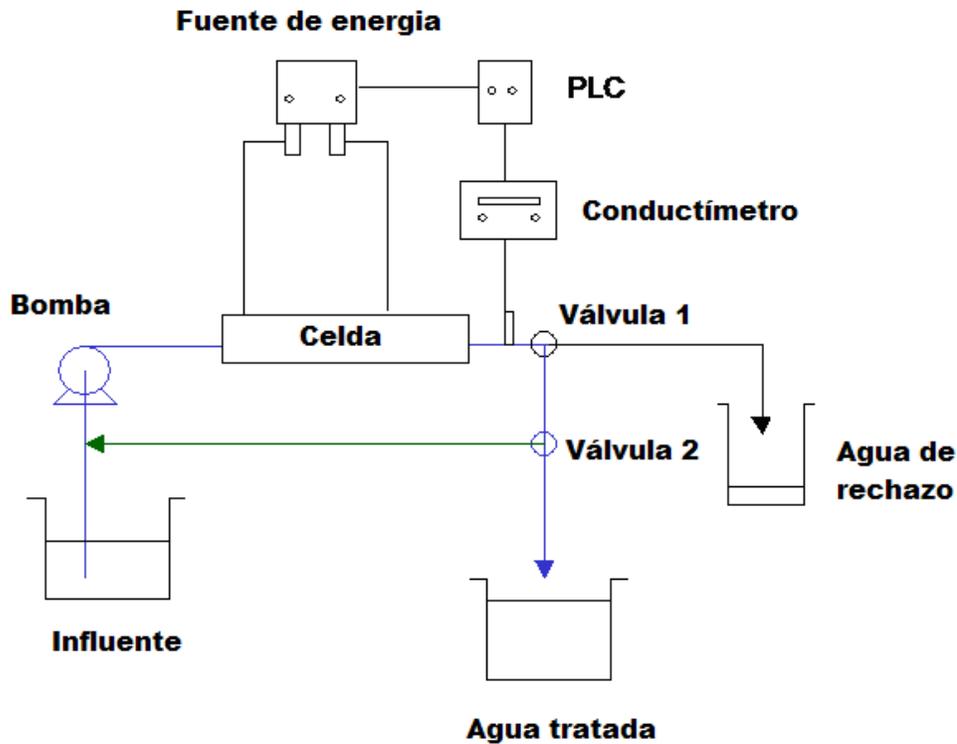


Figura IV.3.1. Diagrama de flujo del equipo DesEL-400.

IV.3.2. Condiciones de operación

Para establecer las mejores condiciones de operación del piloto se llevó a cabo un diseño de experimentos de tipo factorial con tres niveles (Rigas, 2003) que representen los puntos +1, 0 -1.

Con base en pruebas previas realizadas en el 2006 (Garrido et al., 2006; 2008) en Gómez Palacio, Durango, se escogieron las tres variables con mayor influencia en la eficiencia de la remoción de arsénico del agua: caudal, límite inferior de conductividad del agua tratada (SP1) y límite superior de conductividad del agua de rechazo (SP2). El número total de pruebas a realizar (NT) se calculó a partir de la ecuación (Rigas, 2003):

$$N_T = 2^k$$

Donde:

K: número de variables



Figura IV.3.2. Diferentes vistas del equipo de deionización capacitiva

Siendo $k = 3$ y considerando cuatro puntos centrales, se obtiene $NT = 12$ experimentos para la combinación elegida. En la tabla IV.3.1 se muestra los valores de los intervalos propuestos y en la tabla IV.3.2 la codificación correspondiente y los valores específicos para la ejecución de cada una de las pruebas.

El análisis estadístico de este diseño de experimentos se realizó por medio del paquete Statgraphics Centurión XV versión 15.1.02. Con el análisis de varianza (ANOVA) se determinó la validez que tiene cada variable y significancia de los resultados con un nivel de confianza del 95%. Los resultados completos se muestran en el Anexo IV.6.

La presión máxima y el voltaje no se consideraron dentro de las variables significativas, así que se fijaron en 21 psi; y 1.3 V.

Tabla IV.3.1. Valores de los parámetros seleccionados para el diseño de experimentos

Variable	Unidades	Valores codificados			
		+1	-1	0	
		Valores reales			
A	Caudal, (Q)	L/min	6 - 5.4	4.8 - 4.2	5.4 - 4.8
B	Límite inferior de conductividad, agua tratada, (SP1)	Ms/cm	0.45	0.25	0.35
C	Límite superior de conductividad, agua de rechazo, (SP2)	Ms/cm	3.0	2.5	2.75

En la tabla IV.3.3 se observan los valores de operación del equipo de deionización capacitiva. El tiempo de atracción se modificó según el límite inferior de conductividad del agua tratada y al factor externo de la temperatura exterior del medio ambiente, para el periodo que se estuvo operando el equipo julio-agosto; se presentaron temperaturas alrededor de 40°C, por lo que había que modificar los tiempos de atracción. Los tiempos de repulsión y purga se mantuvieron constantes en 100 y 33 s respectivamente, para cada una de las pruebas.

Tabla IV.3.IV.2. Matriz de experimentos de las pruebas para la combinación de los parámetros seleccionados

Prueba	A	B	C	A	B	C
Valores codificados			Valores utilizados			
1	-1	-1	-1	4.8 - 4.2	0.25	2.5
2	+1	-1	-1	6 - 5.4	0.25	2.5
3	-1	+1	-1	4.8 - 4.2	0.45	2.5
4	+1	+1	-1	6 - 5.4	0.45	2.5
5	-1	-1	+1	4.8 - 4.2	0.25	3
6	+1	-1	+1	6 - 5.4	0.25	3
7	-1	+1	+1	4.8 - 4.2	0.45	3
8	+1	+1	+1	4.8 - 4.2	0.45	3
9	0	0	0	5.4 - 4.8	0.35	2.75
10	0	0	0	5.4 - 4.8	0.35	2.75
11	0	0	0	5.4 - 4.8	0.35	2.75
12	0	0	0	5.4 - 4.8	0.35	2.75

Tabla IV.3.3 Resultados obtenidos de los parámetros analizados para el agua de rechazo

Prueba	Tiempo de atracción (s)	Caudal (L/s)	Presión (psi)	Consumo de energía (KW/h)	Volumen de agua producida (L)	Volumen de agua de rechazo (L)
1	400	4.8 - 4.2	18.8	0.1	28.14	1.96
2	450	4.8 - 4.2	18.7	0.1	28.83	1.77
3	370	4.8 - 4.2	17.6	0.1	25.94	1.68
4	480	4.8 - 4.2	17.3	0.1	32.84	1.76
5	300	6 - 5.4	20.9	0.1	25.15	1.65
6	370	6 - 5.4	21.2	0.2	33.95	2.28
7	260	6 - 5.4	21.3	0.1	23.77	1.71
8	355	6 - 5.4	21.5	0.2	31.10	1.66
9	320	5.4 - 4.8	30.3	0.1	27.23	1.76
10	320	5.4 - 4.8	20.3	0.1	26.81	1.74
11	320	5.4 - 4.8	20.0	0.1	26.74	1.75
12	320	5.4 - 4.8	20.5	0.1	26.60	1.91

Las tablas IV.3.4 y IV.3.5 muestran los valores de los parámetros analizados del agua tratada y de rechazo para cada una de las pruebas realizadas para aplicar el análisis estadístico.

Tabla IV.3.4. Resultados obtenidos de los parámetros analizados para el agua tratada

Pruebas	T (°C)	pH	Conductividad (µS/cm)	As (µg/L)	Dureza (mg/L de CaCO ₃)	SDT (mg/L)	Salinidad (%)
1	29.8	7.00	255	19	12	162	0
2	28.3	7.22	477	37	23	301	0
3	28.8	7.01	265	26	20	167	0
4	28.2	7.16	508	36	29	320	0
5	28.9	8.06	279	27	46	175	0
6	28.1	7.56	465	20	34	294	0
7	28.8	7.38	292	25	21	184	0
8	28.5	7.44	488	15	29	307	0
9	28.2	7.46	382	25	31	239	0
10	28.8	7.4	356	27	24	223	0
11	28.6	7.56	404	24	36	255	0
12	28.6	7.39	347	25	21	219	0

Las pruebas sombreadas son las que mejores resultados de remoción de arsénico ofrecieron, siendo la prueba 8 la óptima.

Tabla IV.3.5. Resultados obtenidos de los parámetros analizados para el agua de rechazo

Pruebas	T (°C)	pH	Conductividad (μ S/cm)	As (μ g/L)	Dureza (mg/L de CaCO ₃)	SDT (mg/L)	Salinidad (%)
1	28.4	7.56	9.47	880	12,000	FR	5.4
2	28.6	7.51	10.57	920	3,300	FR	6.1
3	28.7	7.44	10	840	3,200	FR	5.7
4	28.7	7.33	11.19	430	3,100	FR	6.4
5	28.9	7.45	9.86	870	3,200	FR	5.6
6	29	7.56	8.32	740	3,000	FR	4.7
7	28.9	7.45	10.95	960	3,700	FR	6.3
8	29	7.53	10.54	950	3,700	FR	6.0
9	29.2	7.51	9.97	440	3,400	FR	5.7
10	29.1	7.34	9.67	320	3,000	FR	5.5
11	29.2	7.51	9.45	880	3,000	FR	5.4
12	29.2	7.44	9.42	820	3,100	FR	5.3

FR: Fuera de Rango del límite de detección.

A partir de las conclusiones obtenidas del análisis estadístico se seleccionó la prueba 8 como la de mejor desempeño al obtenerse la menor concentración de arsénico en el agua tratada de 14.5833 μ g/L. La combinación de los parámetros que se fijaron en el equipo de deionización capacitiva se muestran en la tabla IV.3.6. Posteriormente se realizaron corridas en el equipo con la prueba N° 1, cuya combinación de los parámetros (A, B y C) tienen el nivel más bajo y la prueba N° 9 cuya combinación de parámetros son los centros. Las pruebas se llevaron a cabo del 04 al 06 de agosto. Antes de iniciar la operación del equipo, se realizó una limpieza de las celdas por recirculación de una solución de 50 mL de HCl en 40 L de agua del pozo, a través de las celdas, por un tiempo de media hora.

Una vez obtenidas las mejores condiciones de los parámetros seleccionados del diseño de experimentos se procedió a fijar estas condiciones para trabajar en continuo. Se fijaron los tiempos de atracción de iones, para el agua tratada, repulsión de iones y purga, para la solución concentrada en sales (rechazo). Se midieron los volúmenes obtenidos de agua tratada, agua de rechazo, y la presión de operación.

Tabla IV.3.6. Pruebas seleccionadas para la operación del equipo de deionización capacitiva

		Valor Codificado			
		-1	+1	0	
		N° Prueba			
		1	8	9	
	Variable	Unidades	Valores reales		
A	Caudal, (Q)	L/min	4.4	5.7	5.1
B	Límite inferior de conductividad, agua tratada, (SP1)	mS/cm	0.25	0.45	0.35
C	Límite superior de conductividad, agua de rechazo, (SP2)	mS/cm	2.5	3.0	2.75

IV.3.3. Resultados

IV.3.3.1. Calidad del agua

Como se observa en la tabla IV.3.7 la mayoría de los parámetros analizados cumplen con los valores del límite permisible de la NOM-127-SSA1-1994, a excepción para la turbiedad de 12 UTN y del arsénico 0.0375 mg/L. Con respecto a la dureza el valor de 210 mg/L nos indica que es un agua dura.

Se observó que el comportamiento de la concentración del arsénico del agua de pozo tuvo una variación entre 0.042 a 0.094 mg/L, sin embargo, la concentración que se presentó con mayor frecuencia fue de 0.081 mg/L.

Tabla IV.3.7. Caracterización del agua del pozo N° 32, Torreón, Coah.

Parámetro	Unidad	Valor	NOM-127-SSA1-1994
Físicos			
Conductividad	µS/cm	1,157	-
Temperatura	°C	30	--
Turbiedad	UTN	12	5
Sólidos disueltos	mg/L	854	1,000

Parámetro	Unidad	Valor	NOM-127-SSA1-1994
totales			
Salinidad	‰	0.2	-
Químicos			
pH	Unidades de pH	7.72	6.5-8.5
Dureza como CaCO ₃	mg/L	201	500
Alcalinidad	mg/L	130	-
Bicarbonatos	mg/L	130	-
Carbonatos	mg/L	-	-
Cloruros	mg/L	55	250
Fluoruros	mg/L	0.91	1.5
Nitratos	mg/L	3.89	10
Sulfatos	mg/L	357	400
SiO ₂ *	mg/L	137	-
As	mg/L	0.0375	0.025
Ba	mg/L	0.0389	0.70
Ca	mg/L	99.59	-
Fe	mg/L	0.03	0.30
Mg	mg/L	8.19	-
Mn	mg/L	-	0.15
Na	mg/L	131.20	200
Si	mg/L	63.76	-
Sr	mg/L	1.59	-

*Valor calculado a partir de la concentración del silicio.

**Valor calculado a partir de las concentraciones de alcalinidad, cationes y aniones.

IV.3.3.2. Evaluación del funcionamiento del equipo de deionización capacitiva

En la tabla IV.3.8 se muestra los valores obtenidos de los parámetros analizados en campo para el agua influente, se observa, principalmente, la variación de la concentración del As de 31 a 80 µg/L, posiblemente debido a que el agua del pozo N° 32 presenta alto contenido de aire y arena, y a las precipitaciones que se presentaron durante el mes de julio y agosto. Las tablas 3.4 y 3.5 muestran los valores de los parámetros analizados del agua tratada y de rechazo para cada una de las pruebas realizadas para aplicar el análisis estadístico.

Tabla IV.3.8. Resultados obtenidos de los parámetros analizados en el influente

Nº Muestra	T (°C)	pH	Conductividad (µS/cm)	As (µg/L)	Dureza (mg/L de CaCO ₃)	Alcalinidad (mg/L)	SDT (mg/L)
1	30.5	7.95	937	43	202	116	588
2	29.3	7.83	940	31	201	121	592
3	29.2	7.81	941	32	211	139	593
4	28.8	7.76	939	80	211	135	591

IV.3.3.3. Resultados de la operación del equipo de deionización

Como se aprecia en las tablas IV.3.9 a IV.3.17 la conductividad del agua tratada osciló entre 96.4 y 183.5 µS/cm, que es una condición muy favorable ya que conserva una condición de agua potable pero con baja concentración de sólidos disueltos.

Las tablas IV.3.9, IV.3.12 y IV.3.15 muestran los resultados obtenidos de los parámetros operacionales para las pruebas seleccionadas, los volúmenes de agua producida variaron de 908 a 1,214 L en cinco horas. El porcentaje máximo de agua de rechazo fue de 6.90% para el caudal de 5.7 L/min. Con respecto al consumo de energía se observa que hay una relación inversa entre el caudal y el consumo de energía del equipo, se tiene que para un caudal de 4.4 L/min el consumo de energía es de 1.21 kWh/m³ y para un caudal de 5.7 L/min el consumo de energía es de 0.82 kWh/m³, esto es debido a que los tiempos de atracción disminuyen a medida que aumentan los caudales, así pasan de 400 s a 320 s, por otra parte, hay ciertos elementos del equipo que consumen la misma energía, como los controladores, sin importar el aumento del caudal, figura IV.3.3.

Con respecto a los parámetros físico-químicos operacionales se presentó un comportamiento satisfactorio ya que el agua del pozo N° 32 presentó una concentración promedio de arsénico de 80 µg/L en el periodo de operación. Para el agua tratada (tablas IV.3.10, IV.3.13 y IV.3.16), las muestras presentaron una concentración promedio de 14 µg/L, la figura IV.3.4 muestra el comportamiento de la concentración de arsénico con respecto al caudal de operación, los valores cumplen con la Norma Oficial Mexicana NOM-127-SSA1-1994, modificada el año 2000. Para el caudal de 4.4 L/min el agua satisface las condiciones de la Guía de la OMS, con respecto a la concentración del arsénico de 10 µg/L.

El proceso de deionización capacitiva tuvo una eficiencia de remoción del arsénico del 90%, hay que tener en cuenta que el equipo se optimizó su funcionamiento desde el punto de vista de dos variables de respuesta: optimización del valor de la conductividad y la minimización de la concentración del arsénico en el agua tratada, para la obtención de un agua apta para consumo humano, baja en concentración de arsénico y una concentración apropiada de sales disueltas, de 183.5 $\mu\text{S/cm}$ para una remoción de de sales disueltas, expresada como conductividad del 80.46%.

En cuanto a los otros parámetros de interés, el proceso mostró gran eficiencia en la remoción de sales disueltas ya que la conductividad se redujo en promedio en 85.52% (figura IV.3.5), la dureza se redujo en promedio 83.33%, el pH se mantuvo en promedio en 6.5 unidades de pH (figura IV.3.6). En conclusión el agua producida, es de calidad potable ya que todos los iones están dentro de los límites marcados por la modificación del año 2000 de la NOM-127-SSA1-1997, presenta un pH neutro, tiene alcalinidad (36.0 mg/L en promedio) por lo que no es corrosiva y dado el bajo nivel de conductividad, dureza y alcalinidad no tiene capacidad incrustante.

En las tablas IV.3.11, IV.3.14 y IV.3.17 se muestran los valores de los parámetros físico-químicos analizados para el agua de rechazo.

Tabla IV.3.9. Resultados de los parámetros de operación para la prueba 8

N° muestra	Tiempo (h)	Caudal (L/s)	Presión (psi)	Consumo de energía (kW/h)	Volumen de agua producida (L)	Volumen de agua de rechazo (L)
1	0	5.81	21.7	0	0	0
2	1	5.68	22.8	0.2	220	16
3	2	5.71	22.3	0.2	256	20
4	3	5.72	22.3	0.2	241	18
5	4	5.81	22.3	0.2	254	13
6	5	5.7	22.3	0.2	243	17
		5.7		1.0	1214	84

Consumo de energía: 0.82 kW/m³

Porcentaje de agua de rechazo: 6.90 %

Tabla IV.3.10. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua tratada. Prueba 8

N° muestra	Tiempo (h)	Temperatura (°C)	Conductividad (μS/cm)	SDT (mg/L)	Salinidad (%)	pH	As (μg/L)	Dureza (mg/L)
1	0	28.8	939	788	0.2	7.76	80	211
2	1	28.6	163.4	137	0	6.00	14	17
3	2	28.9	181.1	152	0	6.00	8	29
4	3	29.4	179.9	149	0	6.18	23	22
5	4	29.9	183.5	155	0	6.46	23	16

Tabla IV.3.11. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua de rechazo. Prueba 8

N° muestra	Tiempo (h)	Temperatura (°C)	Conductividad (mS/cm)	SDT (g/L)	Salinidad (%)	pH	As (μg/L)	Dureza (g/L)
1	1	28.4	9.19	9.1	5.2	6.5	690	4.4
2	2	28.8	9.42	9.1	5.4	7.41	920	4.6
3	3	29.2	9.35	9.4	5.3	7.64	460	3.9
4	4	29.7	9.53	9.1	5.4	7.72	400	4.3

Tabla IV.3.12. Resultados de los parámetros de operación para la prueba 1

N° muestra	Tiempo (h)	Caudal (L/s)	Presión (psi)	Consumo de energía (kW/h)	Volumen de agua producida (L)	Volumen de agua de rechazo (L)
1	0	4.29	17.1	0	0	0
2	1	4.49	17.5	0.1	198	12
3	2	4.43	17.9	0.2	182	13
4	3	4.50	18.2	0.3	176	11
5	4	4.29	17.1	0.3	173	13
6	5	4.48	17.6	0.2	179	12
		4.4		1.1	908	61

Consumo de energía: 1.21 kW/m³

Porcentaje de agua de rechazo: 6.72 %

Tabla IV.3.13. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua tratada. Prueba 1

N° muestra	Tiempo (h)	T (°C)	Conductividad (μS/cm)	SDT (mg/L)	Salinidad (%)	pH	As (μg/L)	Dureza (mg/L)
1	0	29.3	940	789	0.2	7.83	80	201
2	1	28.2	98.3	83	0	6.19	11	64
3	2	28.6	103.2	87	0	6.33	10	69
4	3	29.1	105.8	88	0	6.41	10	76
5	4	29.3	108.4	91	0	6.54	3	59
6	5	29.9	107.5	91	0	6.57	8	44

Tabla IV.3.14. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua de rechazo. Prueba 1.

N° muestra	Tiempo (h)	T (°C)	Conductividad (mS/cm)	SDT (mg/L)	Salinidad (%)	pH	As (μg/L)	Dureza (g/L)
1	1	28.2	10.97	FR	5.8	7.39	410	27.8
2	2	28.6	9.24	FR	5.2	7.72	283	26.1
3	3	29.2	9.02	FR	5.1	7.74	870	25.6
4	4	29.40	8.88	FR	5.0	7.74	680	24.7
5	5	30.1	9.17	FR	5.2	7.72	320	25.3

Tabla IV.3.15. Resultados de los parámetros de operación para la prueba 9

N° muestra	Tiempo (h)	Caudal (L/s)	Presión (psi)	Consumo de energía (kW/h)	Volumen de agua producida (L)	Volumen de agua de rechazo (L)
1	0	5.27	20.3	0	0	0
2	1	4.97	19.7	0.1	193	13
3	2	4.94	19.4	0.2	210	14
4	3	5.16	20.0	0.2	235	9
5	4	5.07	19.9	0.3	195	14
6	5	4.97	19.7	0.2	209	15
		5.1		1.0	1,042	65

Consumo de energía:

0.96 kW/m³

Porcentaje de agua de rechazo:

6.24 %

Tabla IV.3.16. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos Agua tratada. Prueba 9

N° muestra	Tiempo (h)	T (°C)	Conductividad (μS/cm)	SDT (mg/L)	Salinidad ‰	pH	As (μg/L)	Dureza (mg/L)
1	0	29.2	941	791	0.2	7.81	80	211
2	1	29.5	96.4	81	0	6.45	12	18
3	2	28.9	128.3	108	0	6.00	19	17
4	3	29.5	134.9	112	0	6.25	20	29
5	4	29.6	132.3	112	0	6.40	16	14
6	5	30.3	141.5	117	0	6.70	19	17

Tabla IV.3.17. Resultados de los parámetros de operación físico-químicos. Agua de rechazo. Prueba 9

N° muestra	Tiempo (h)	T (°C)	Conductividad (mS/cm)	SDT (mg/L)	Salinidad ‰	pH	As (μg/L)	Dureza (g/L)
1	1	28.9	9.30	FR	5.3	6.59	770	5.0
2	2	28.7	9.41	FR	5.3	7.45	450	3.9
3	3	29.2	9.40	FR	5.3	7.66	940	3.9
4	4	29.5	8.70	FR	4.9	7.79	360	3.9
5	5	29.9	8.40	FR	4.7	7.87	830	4.1

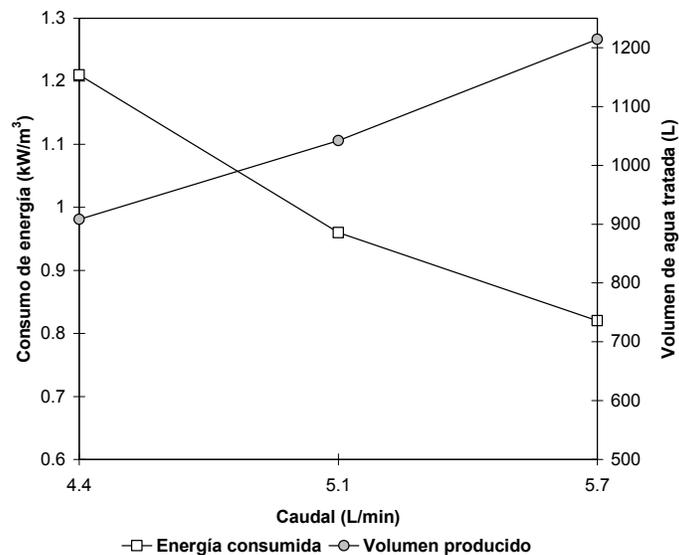


Figura IV.3.3. Evolución del consumo de energía y el volumen producido según el caudal utilizado en el equipo de deionización capacitiva.

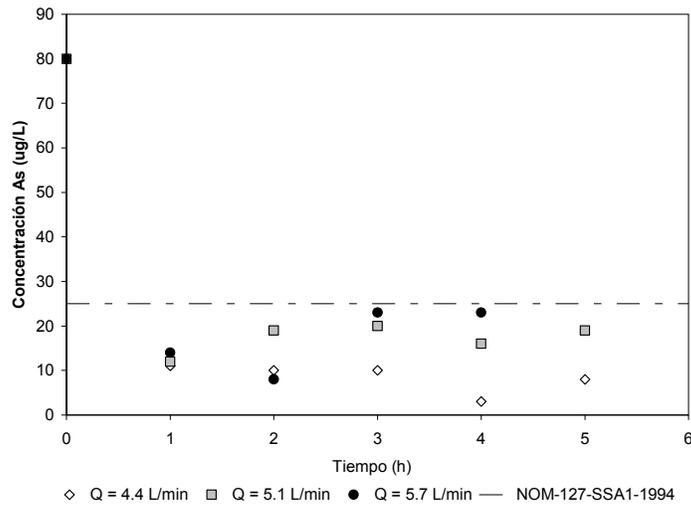


Figura IV.3.4. Evolución de la concentración de arsénico en el agua tratada con respecto al tiempo

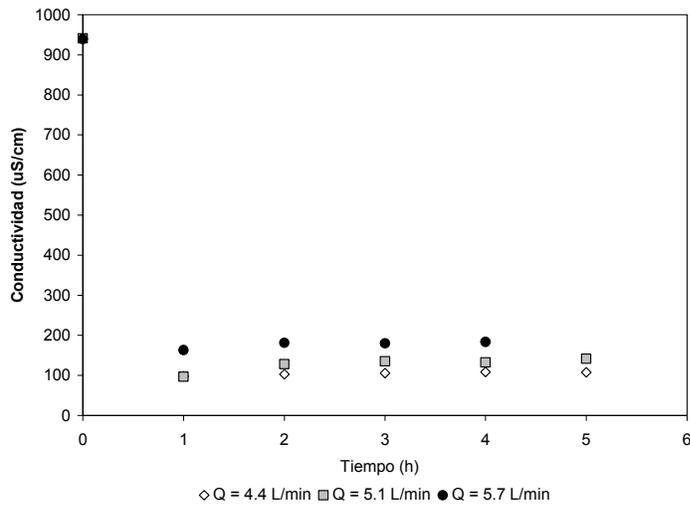


Figura IV.3.5. Evolución de la conductividad en el agua tratada con respecto al tiempo

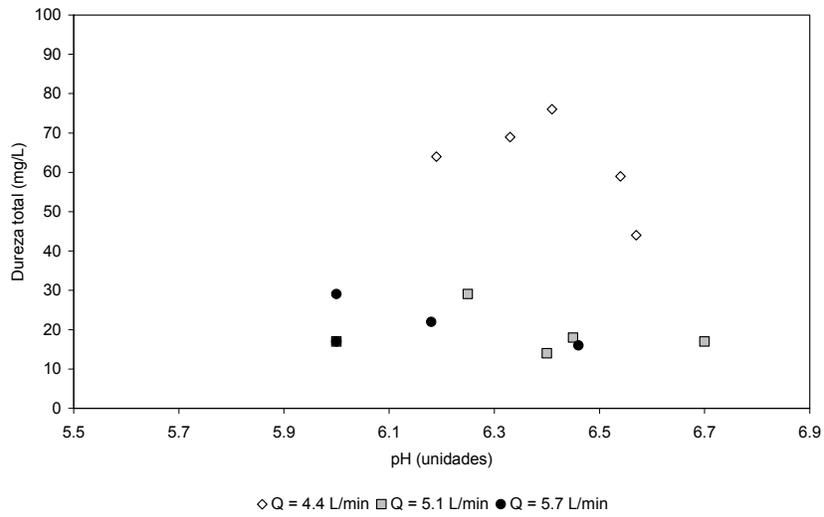


Figura IV.3.6. Relación de la remoción de la dureza con el pH

IV.3.4. Conclusiones de las pruebas de la deionización capacitiva.

- El proceso demostró ser eficiente para la remoción de arsénico y genera pocos residuos líquidos, alrededor del 7%, que es sustancialmente menor que la nanofiltración y la ósmosis inversa.
- No puede tratar grandes volúmenes y para operar en continuo en las condiciones de la Comarca Lagunera requiere de una temperatura controlada.
- Desde el punto de vista de energía, presenta una energía específica de 1.15 KWh/m³, que es 64%, mayor que la de la nanofiltración.
- Esta tecnología no es apta para manejar caudales mayores a 1 L/s, por lo que su ámbito de aplicación es para laboratorios y embotellado de agua

IV.4. ELECTROCOAGULACIÓN

IV.4.1. Descripción de la planta piloto.

La planta piloto que se usó en la evaluación de electrocoagulación, es la misma, que la descrita en el capítulo que corresponde a coagulación convencional, excepto en la etapa de coagulación, ya que en este caso, como unidad de mezcla rápida y de dosificación del coagulante, se usa un reactor electroquímico con ánodos de sacrificio de acero 1018, que liberan el hierro que removerá el arsénico presente en el agua a tratar.

IV.4.1.1. Reactor de electrocoagulación

El reactor utilizado en la planta piloto se muestra en la Figura IV.4.1, es de mezcla hidráulica a flujo pistón, esta configuración es el resultado de análisis hidráulicos y electroquímicos [Martín, A. *et al.*, 2006], y ha mostrado ser eficiente en el proceso de coagulación, ya que al tiempo que se genera y dosifica el coagulante *in situ* se lleva a cabo el mezclado con altos gradientes de velocidad lo que impacta positivamente en la eficiencia de la coagulación. Bajo este esquema a la salida del reactor se obtiene un caudal con la concentración deseada del coagulante (Fe), listo para entrar a la siguiente etapa del tratamiento (floculación-sedimentación-filtración). También se ha observado que la alta velocidad del flujo del agua a través del reactor ayuda a evitar la pasivación de los electrodos, ya que los depósitos, que se pueden estar formando en la superficie de los mismos, son arrastrados con el paso del agua.

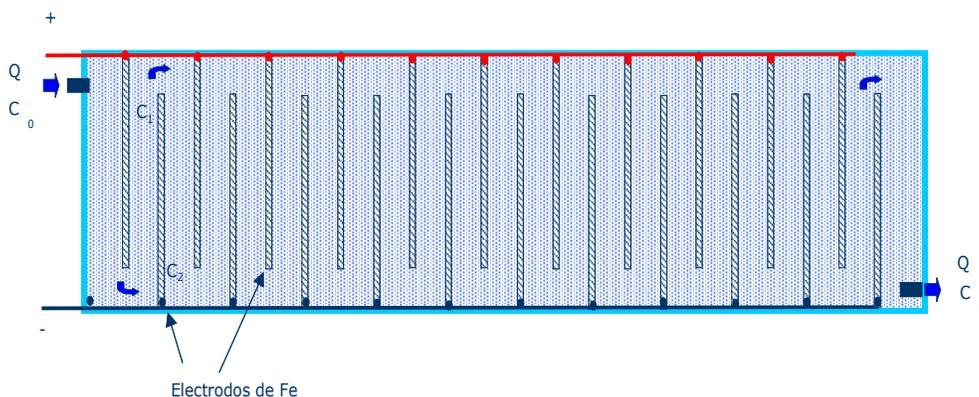


Figura IV.4.1 Unidad de electrocoagulación a flujo pistón (vista superior)

Donde:

Q = Flujo de agua a tratar (L/s)

Co = Concentración inicial de hierro

C_N = Concentración de hierro a la salida del reactor

El reactor cuenta con 30 pares de electrodos conectados en serie, 30 son de acero comercial 1018 (ánodos) y los otros 30 son de acero inoxidable (cátodos), de 8 x 4 x 0.6 cm, con un espaciamiento entre ellos de 0.6 cm. Los gradientes de velocidad estimados por determinaciones en campo y en laboratorio, oscilaron entre 3500 a 4000 s⁻¹ con un tiempo de residencia de 5.5 segundos y una densidad de corriente de 51 A/m².

IV.4.2. Condiciones de operación

Las pruebas piloto de electrocoagulación se realizaron durante la semana del 24 al 28 de noviembre de 2009, en el pozo 32 de Torreón Coah. En este período se analizó el agua para conocer algunas características importantes que inciden sobre el proceso de EC o que son necesarias para evaluar el efecto del tratamiento. Durante los tres primeros días de pruebas se buscaron las condiciones de operación de la planta que optimizaran la remoción de arsénico. Los días 27 y 28 de noviembre se realizaron las pruebas formales ya con las condiciones encontradas en los días previos.

Las condiciones de operación que se evaluaron se muestran en la Tabla IV.4.1.

Tabla IV.4.1. Condiciones de operación en pruebas de electrocoagulación.

SITIO	CONDICIONES DE OPERACIÓN
Pozo 32. Torreón, Coah.	Q= 15 L/min, Fe dosificado = 9.86 mg/L. Polímero =0.05 mg/L.
	Q= 15 L/min, Fe dosificado = 9.61 mg/L. Polímero =0.1 mg/L

El flujo se mantuvo constante en 15 L/min, al inicio de cada prueba se agregaba cloro y se verificaba que la concentración estuviera entre 6.5 -7 mg/L como cloro libre residual, una vez verificada la concentración se energizaban los electrodos de sacrificio y a los 10 minutos de operación se determinaba la concentración de hierro producido y posteriormente cada hora se repetía esta medición. Los otros parámetros de campo y analíticos medidos fueron: el consumo de energía eléctrica, arsénico, hierro, conductividad eléctrica y pH. Los puntos de análisis de calidad del agua fueron a la entrada de la planta, en el efluente del sedimentador y en el efluente del filtro.

La dosis de hierro se mantuvo entre 9.61 y 9.86 mg/L, para ello se aplicó una corriente de 9.7 A, (12% más con respecto a los 8.64 A calculados a partir de la segunda Ley de Faraday) y se mantuvo así durante todo el tratamiento.

El reactor se muestra en la Figura IV.4.2. La fuente de poder usada para abastecer la corriente directa al reactor fue de la marca Sorensen modelo DLM 40-15 con rango de voltaje de: 0-40 V y de corriente de: 0-15 A.



Figura IV.4.2 Reactor de electrocoagulación

La limpieza de la superficie de los ánodos se realizó cambiando la polaridad durante 4 minutos cada 2 horas. Esta operación ayudó a desprender depósitos o incrustaciones (ver la Figura IV.4.3) que se estuvieran formando sobre la superficie de los electrodos y que no se eran arrastrados por efectos hidráulicos. Esta operación minimiza la limpieza química. Se recomienda que el reactor se lave mensualmente con una solución de ácido clorhídrico al 5% (V/V). El volumen de la solución de lavado es 2.5 el volumen del reactor; el tiempo de limpieza es de 8 minutos a flujo y contra flujo y al final se enjuaga con agua.

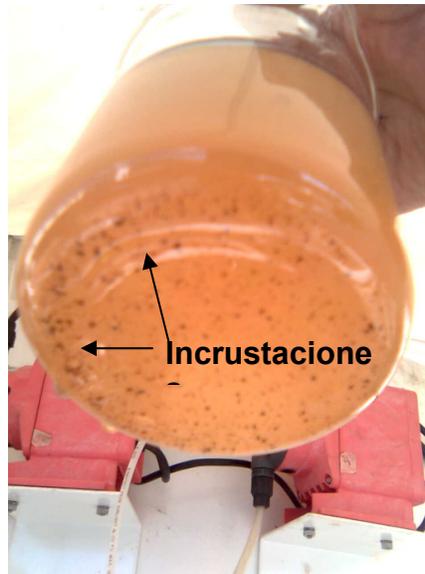


Figura IV.4.3 Muestra tomada a la salida del reactor durante la limpieza con cambio de polaridad.

IV.4.2.1. Operación de la unidad de Floculación-Sedimentación (clarifloculador) y filtración.

Como ayuda a la coagulación se aplicó en línea el polímero Kemira Superfloc® A-100 PWG, aprobado por la NSF International.

El caudal de operación fue de 15 L/min, y la carga superficial aplicada al clarifloculador fue de 15 m³/m²d. La altura de turbina se mantuvo en 25 cm y la velocidad de agitación en la unidad de floculación fue de 35 rpm, lo que corresponde a un gradiente de velocidades en el mezclado de 46 S⁻¹.

Con el gasto de 15 L/min no era posible operar los filtros a una tasa de filtración en el intervalo recomendado para este tipo de unidades, por ello, el agua del sedimentador se captaba en dos tanques, conectados entre sí, de 400 L cada uno. Se utilizó un solo filtro para tratar los lotes de 800 L, la tasa de filtración aplicada fue 11 m³/m²h aproximadamente.

La Figura IV.4.4 muestra la planta piloto durante el desarrollo de las pruebas.

La generación de lodos fue comparativamente menor que en la coagulación convencional. Sólo fue necesario purgar una vez al día un volumen de 16 litros de

lodos, la producción de agua fue de $8.13 \text{ m}^3/\text{día}$. Dado que la masa seca de lodos es prácticamente la misma para la coagulación convencional y la electrocoagulación es posible concluir que los lodos de la electrocoagulación tienen mejor sedimentabilidad.



Figura IV.4.4 Planta piloto durante las pruebas en el pozo 32.

IV.4.3. Resultados.

Para la evaluación técnica de la electrocoagulación se consideraron varios factores: el desempeño del reactor para la producción del hierro en continuo, la formación de flóculos sedimentables que puedan ser removidos eficientemente en el clarifloculador (sedimentador), la concentración de hierro y arsénico a la salida del sedimentador y del filtro. Otros parámetros analíticos y de operación determinados fueron pH, cloro libre residual, SDT, consumo de energía, la cantidad de lodos generados y la cantidad de agua producida y perdida en el proceso.

IV.4.3.1. Evaluación del reactor de electrocoagulación.

La eficiencia de producción de hierro se calcula comparando la concentración teórica (función de la corriente aplicada y el caudal) y la dosis real de hierro producido. Dicha eficiencia se mantuvo entre el 80 y 90 % (Figura IV.4.5), esto puede explicarse en términos de la calidad del agua. En pruebas en laboratorio con electrodos de aluminio, se ha encontrado, que los sulfatos en concentraciones mayores que 80 mg/L

disminuyen la producción del ión de interés, mientras que los cloruros en concentraciones superiores a 100 mg/L la favorecen. Para el caso del pozo 32 la concentración de sulfatos determinada en los días de prueba osciló entre 150 y 160 mg/L, mientras que los cloruros fueron de aproximadamente 55 mg/L. Por consiguiente, para mantener una dosis entre 9 y 10 mg/L de hierro, fue necesario incrementar la corriente en un 12% con respecto a la calculada mediante la segunda Ley de Faraday.

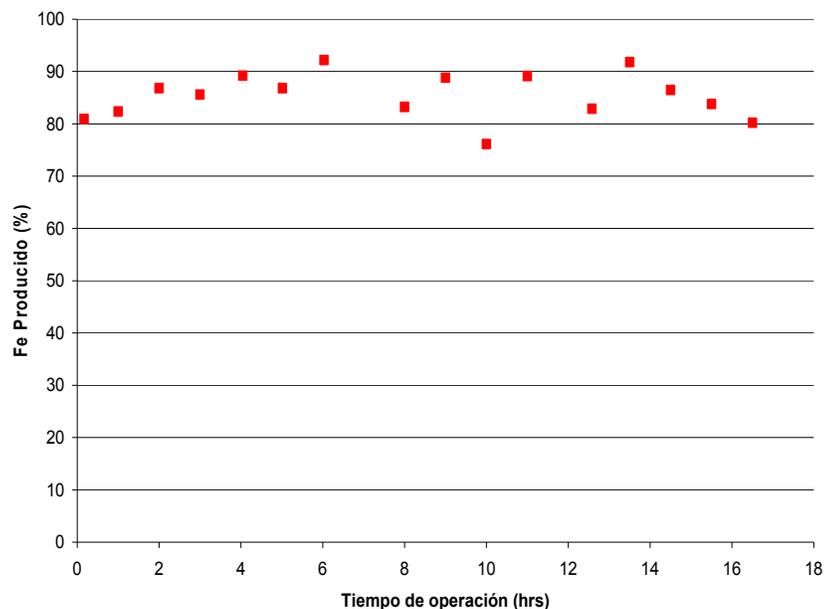


Figura IV.4.5 Eficiencia de producción de hierro en el reactor.

La eficacia de la limpieza mediante el cambio de la polaridad, se demuestra en la Figura IV.4.6 ya que no hubo pasivación, pues el voltaje o caída del potencial durante el tiempo de operación se mantuvo constante. Y de acuerdo con varios autores la pasivación se produce por la formación de incrustaciones o películas poco conductivas sobre la superficie de los electrodos.

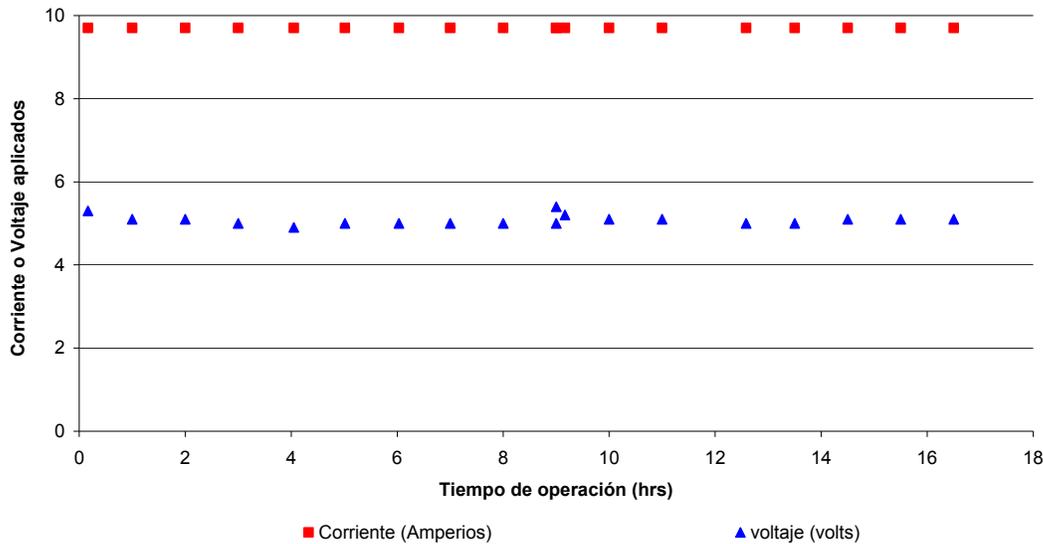


Figura IV.4.6 Comportamiento de corriente y voltaje durante el tiempo de operación.

IV.4.3.2. Evaluación de la etapa de floculación-sedimentación (clarifloculación).

La Figura IV.4.7 muestra el comportamiento del hierro dosificado y la concentración de arsénico en el efluente del sedimentador, el valor de referencia es el de la NOM 127-SSA1-1994 (modificación del año 2000; 25 $\mu\text{g/L}$). La dosis de hierro a la salida del reactor, se mantuvo entre 9 y 10 mg/L de hierro y la concentración promedio de arsénico en el agua cruda fue de 75.25 $\mu\text{g/L}$.

En la Figura IV.4.7, se aprecia que para el caso de polímero dosificado de 0.05 mg/L , la concentración de arsénico, después de las dos horas de operación, cumplió con el límite de concentración establecido por la norma, posiblemente este coincide con el tiempo de estabilización del sistema (formación de lodos y estabilización de temperatura), mientras que para la otra dosis de polímero, el arsénico se mantuvo por debajo de la norma todo el tiempo. La gráfica se divide con una línea vertical para indicar el tiempo en que la planta operó aplicando una dosis de polímero de 0.05 y 0.1 mg/L .

En Figura IV.4.8, se muestra el comportamiento del sedimentador para remover hierro y arsénico. Se observó que con una dosis del 0.1 mg/L de polímero el comportamiento es más estable y entrega agua de mejor calidad. Para ambas dosis se alcanzó hasta 86%

de remoción de hierro; mientras que las remociones de arsénico mejoran al incrementar la dosis de polímero de 0.05 a 0.1 mg/L, prácticamente igualándose los porcentajes de remoción de hierro y arsénico hacia el final de la prueba.

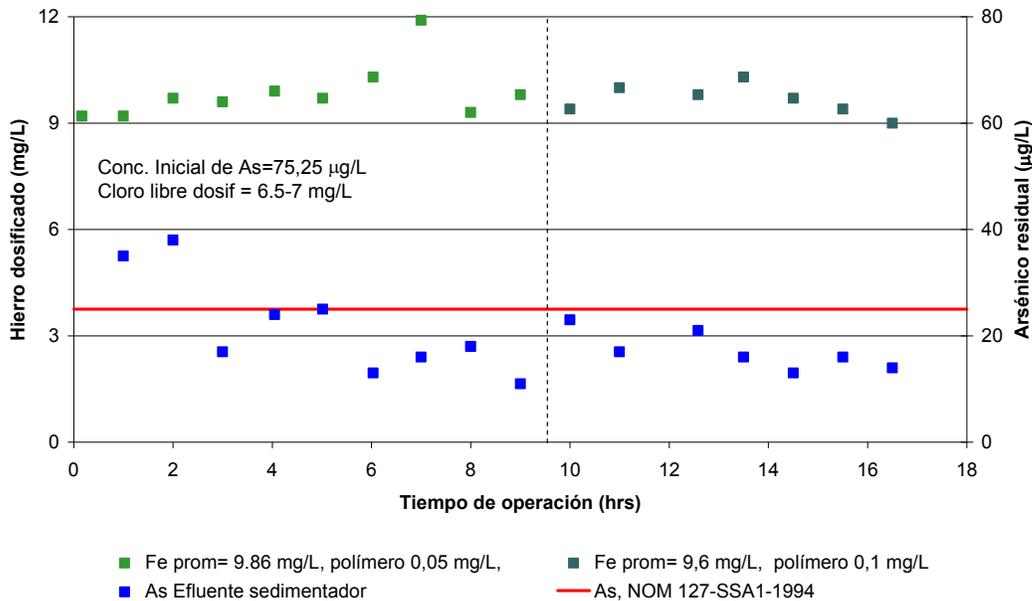


Figura IV.4.7 Comportamiento de hierro dosificado y concentración de arsénico al efluente del sedimentador durante el tiempo de operación.

A mayor eficiencia de remoción de hierro y arsénico en el sedimentador es menor cantidad de flóculos que escapan del clarifloculador y en consecuencia las carreras de filtración serán mayores. Esto implica un menor consumo de energía y de agua ya que los retrolavados del filtro serán menos frecuentes. Por lo que la dosis de 0.1 mg/L de polímero es la más recomendable en este caso.

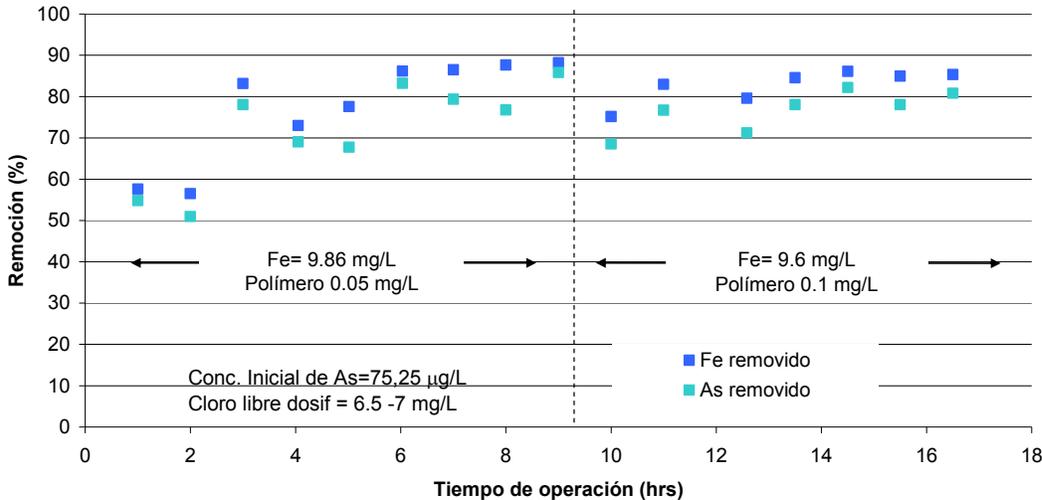


Figura IV.4.8 Eficiencias de remoción de hierro y arsénico en la unidad de sedimentación.

IV.4.3.3. Evaluación de la etapa de filtración.

La filtración, como se mencionó antes, se operó de manera intermitente. En la Figura IV.5.9 se muestran las concentraciones de hierro y arsénico a la salida del filtro y se comparan con los valores de la NOM 127-SSA1-1994 (modificación del año 2000). Se observa que al variar las dosis de polímero prácticamente no hay efecto sobre el arsénico removido, ya que las concentraciones del metaloide en el agua filtrada son muy parecidas y siempre en cumplimiento de la NOM-127-SSA1-1994; sin embargo, dado que en el sedimentador hay menor “fuga” de flóculos cuando la dosis de polímero fue 0.1 mg/L, se considera que es la dosis óptima.

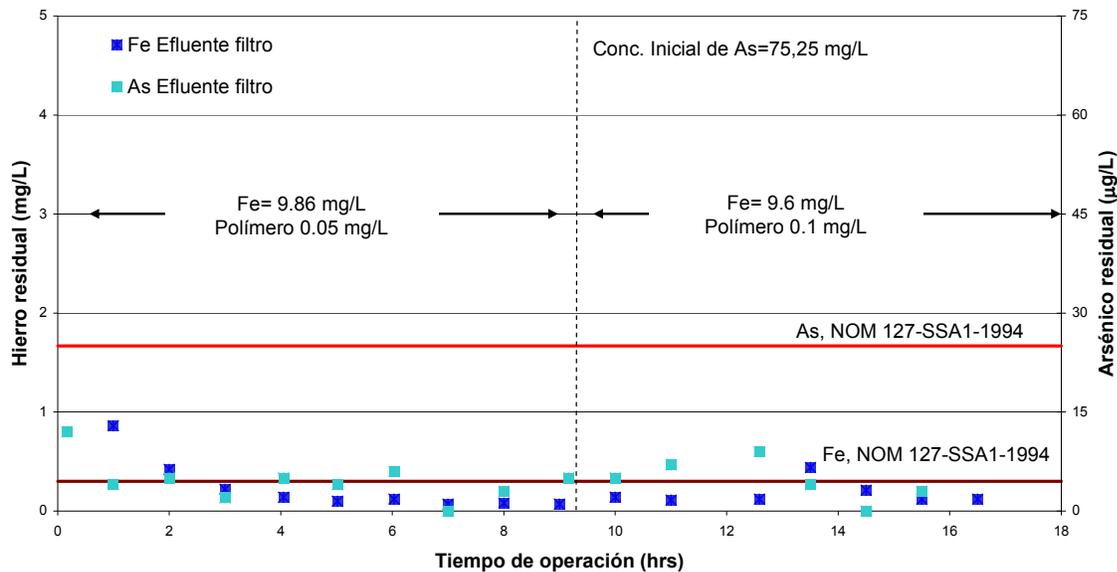


Figura IV.4.9 Concentración de hierro y arsénico en efluente de filtro durante el tiempo de operación.

En la Figura IV.4.10 se muestra la eficiencia de remoción de hierro y arsénico en el filtro. Para ambas dosis de polímero, se alcanzan hasta un 99% de remoción de hierro; mientras que las remociones de arsénico en ambos casos oscilan entre 90 % y 100 %.

De los resultados mostrados, es posible concluir que la remoción de arsénico en el agua tratada está asociada con la remoción del hierro. Si se aplica hierro en cantidad suficiente para adsorber todo el arsénico contenido en el agua, la remoción de este último dependerá de la eficiencia del sistema para remover el hierro, ya que ambos están ligados en los flóculos formados.

En la Figura IV.4.11, se muestra una fotografía de la apariencia del agua en las diferentes etapas del proceso, y como se aprecia, el hierro le da color al agua después que ha sido coagulada, sin embargo al final del tratamiento, el color se remueve.

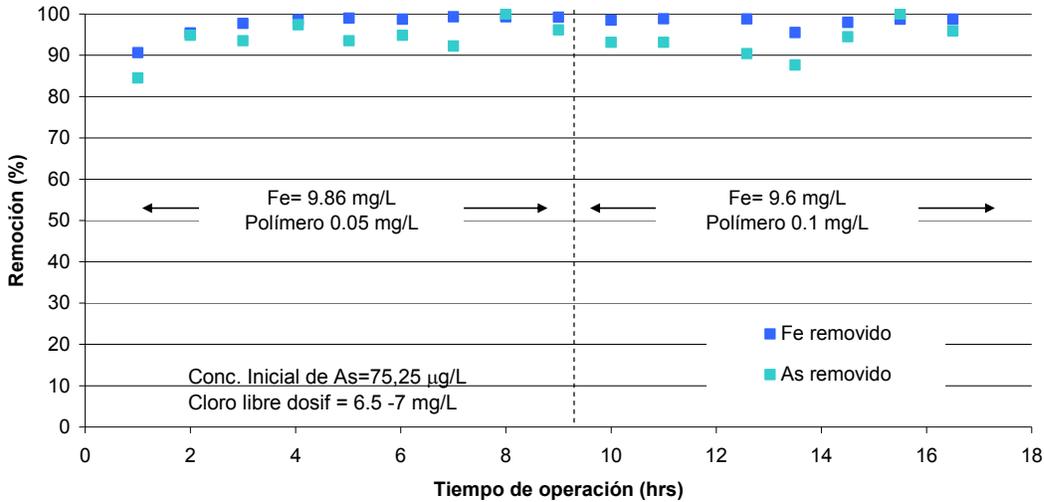


Figura IV.4.10 Eficiencia de remoción de hierro y arsénico al efluente del filtro durante el tiempo de operación.

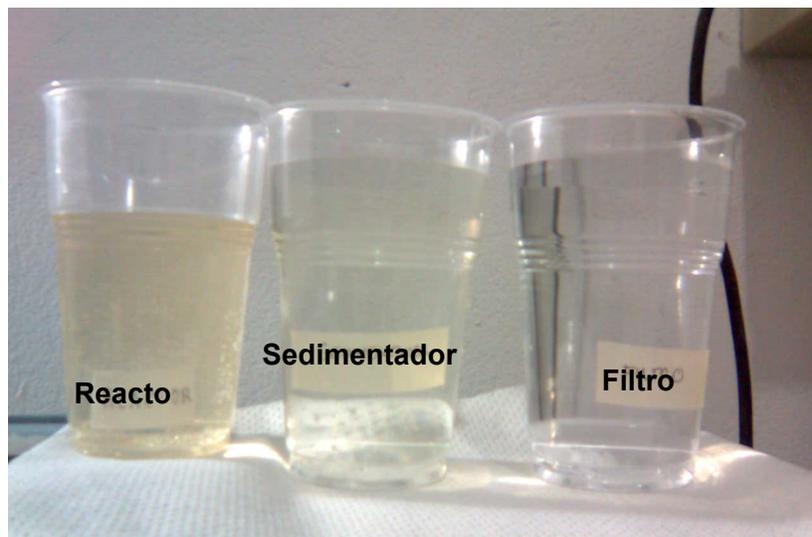


Figura IV.4.11 Aspecto de la calidad del agua en las diferentes etapas del tratamiento.

IV.4.3.4. Comportamiento de cloro residual libre y conductividad.

El cloro libre dosificado al inicio del tratamiento, además de ayudar a la floculación-sedimentación, queda una parte de cloro residual libre al final del tratamiento global. Esta concentración final, dependerá de la dosis inicial de cloro, del hierro dosificado y de otros elementos que sean oxidados durante el tratamiento. Las concentraciones de cloro en el agua cruda y tratada se muestran en la Figura IV.4.12. Nótese que la concentración de cloro en el agua tratada se encuentra en el intervalo establecido por la NOM-127-SSA1-1994. (0.2 – 1.5 mg/L).

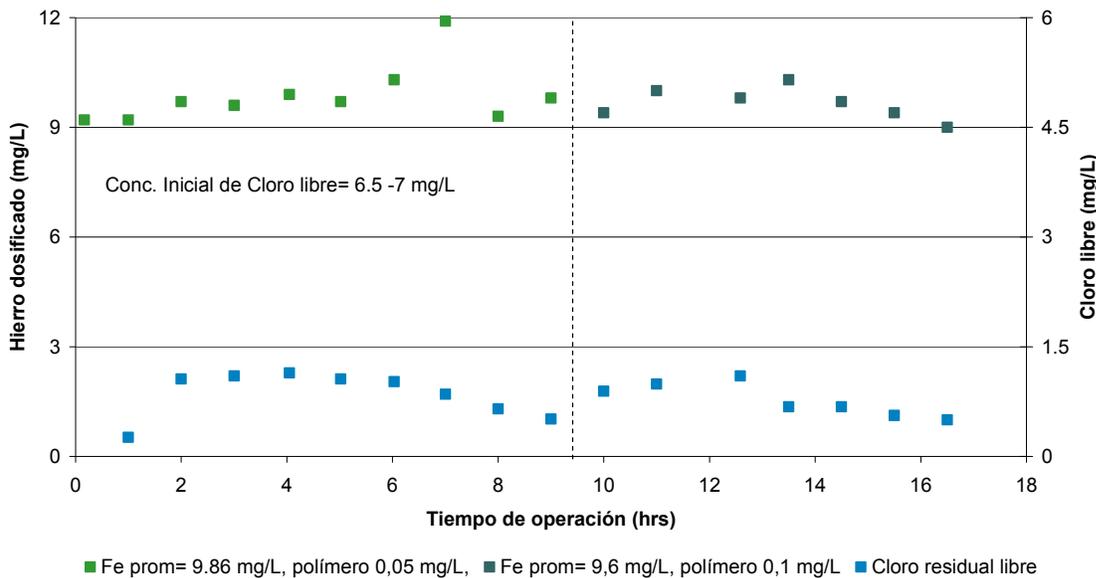


Figura IV.4.12 Comportamiento del cloro residual libre en el agua durante el tiempo de operación.

La conductividad (Figura IV.4.13) y el pH (Figura IV.4.14) del agua tratada prácticamente no variaron con respecto al agua cruda. Los sólidos disueltos totales en el agua cruda oscilaron entre 460 y 470 mg/L, mientras que a la salida del filtro la concentración, en promedio, fue de 472 mg/L. Lo que indica, que el tratamiento no enriquece con sólidos al agua.

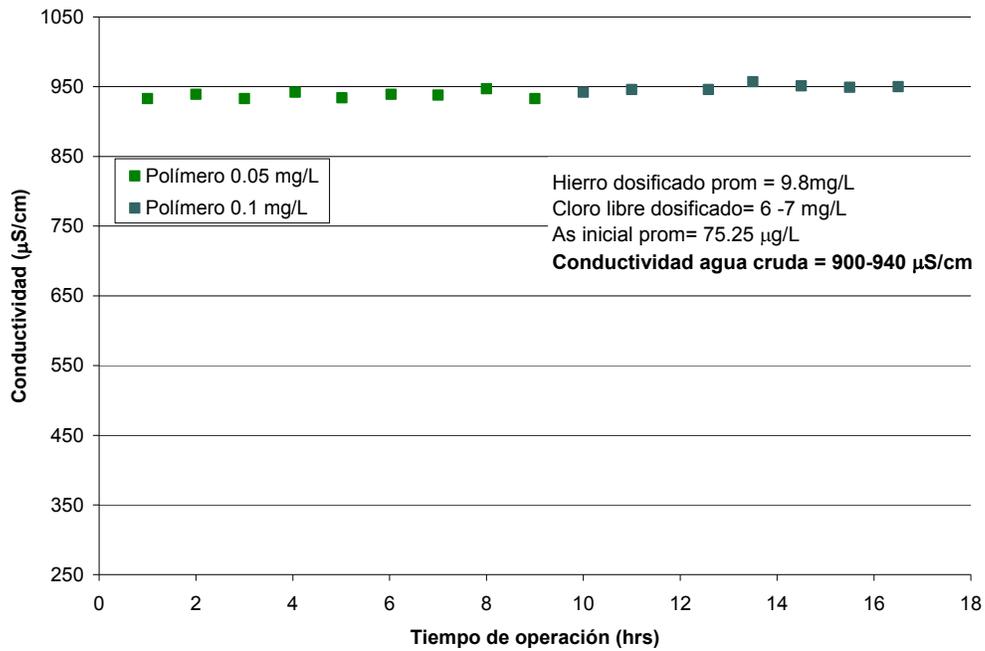


Figura IV.4.13 Comportamiento de la conductividad en el agua tratada durante el tiempo de operación.

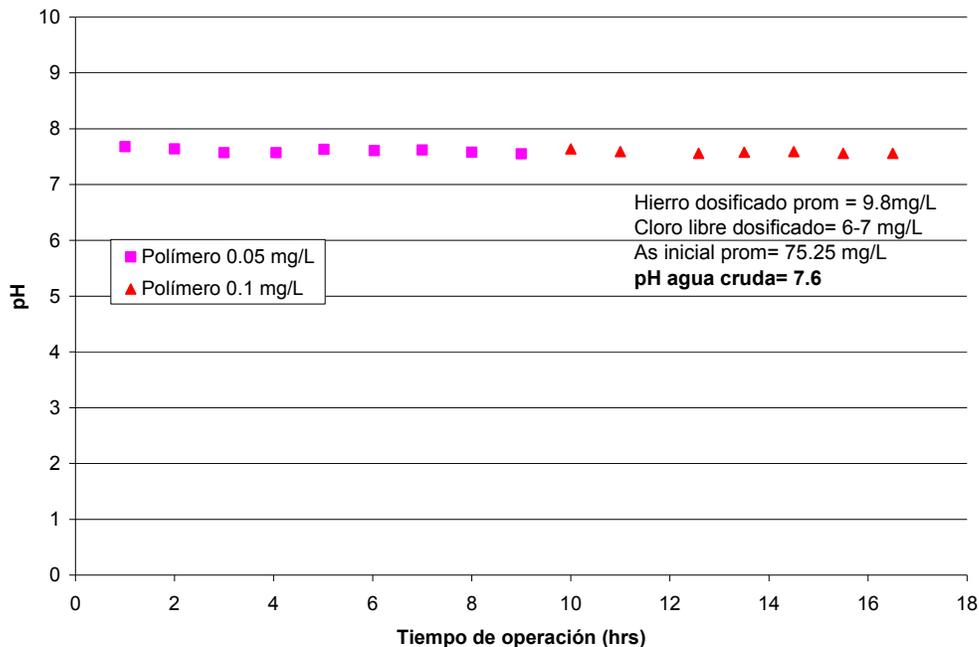


Figura IV.4.14 Comportamiento del pH en el agua tratada durante el tiempo de operación.

IV.4.3.5. Producción de lodos.

Una de las ventajas del proceso de electrocoagulación es su baja producción de lodos. En estas pruebas, se pudo constatar tal ventaja, ya que como se mencionó en las condiciones de operación, en la electrocoagulación, se observó que el lodo producido tiene mejor sedimentabilidad que el lodo de la coagulación convencional y por lo mismo el volumen de lodos a purgar es menor; sólo hubo la necesidad de purgar 16 L de lodo espesado por aproximadamente 14 hrs. (noche y parte de la mañana) antes de iniciar la prueba cada día. Para saber cuanto lodo se produce por metro cúbico de agua tratada, se calculó cuantos metros cúbicos de agua se habían tratado el día anterior y se relacionó con el volumen de lodo purgado. Así se obtuvo el dato de 0.016 m³ de lodos purgados y espesados por 8.13 m³ de agua tratada (0.0019 m³ lodos / m³ agua tratada). Y no hubo la necesidad de sacar más lodos del clarifloculador durante el tratamiento. En la Figura IV.4.15 y Figura IV.4.16, se muestran fotografías del clarificador y los lodos purgados.

Los lodos de desechos se consideró que tendrían la misma composición química que los generados con coagulación convencional, sólo que dada su mejor sedimentabilidad

sería posible una mayor concentración de sólidos en el lodo deshidratado. Bajo esa premisa, los lodos de desecho no son residuos peligrosos, ya que a través del análisis CRIT realizado a una muestra de lodos obtenida en las pruebas en campo de coagulación convencional, se constató que no se encuentra dentro de ninguno de los supuestos de la NOM-052-SEMARNAT-2005 (ver anexo IV.5). Por ello es un residuo no peligroso y puede ser dispuesto en un relleno sanitario.

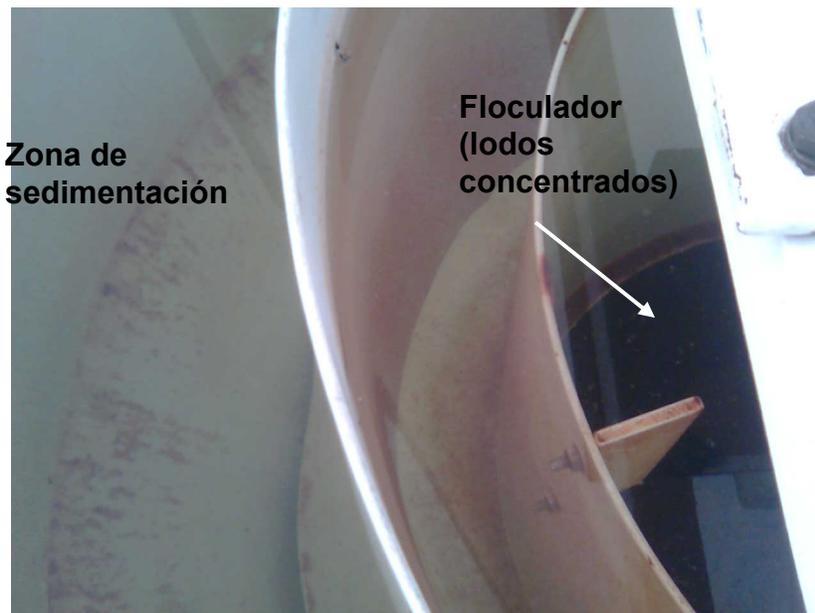


Figura IV.4.15 El clarifloculador después de 14 hrs. de sedimentación.



(a)

(b)

Figura IV.4.16 (a) Lodos purgados inmediatamente después de ser colectados. (b) Los lodos purgados después de tres horas de sedimentación.

IV.4.3.6. Consumo de energía

Como parte de la evaluación del proceso, se determinó la demanda de energía eléctrica. Para ello se utilizó un multímetro digital Lovatto, igual que el usado en los otros pilotos (Ver Figura IV.1.2 en la sección de adsorción).

Debido a que las bombas de alimentación de agua cruda y de filtración del piloto están sobredimensionadas fue necesario hacer ajustes al consumo de energía medido, en el primer caso por excedencia de caudal y en la segunda por tiempo de uso en la filtración. Los consumos ajustados muestran en la Tabla IV.4.2. El consumo de energía por las bombas dosificadoras, es despreciable, sin embargo, para la proyección de la planta de 30 L/s se consideró un aumento en la energía específica.

Tabla IV.4.2 Consumos de energía ajustados.

Bombeo de agua cruda	Fuente de poder para el reactor	Agitación en el floculador	Filtración
(KWh)	(KWh)	(KWh)	(KWh)
0.162	0.124	0.095	0.252

Con los datos de consumo de energía medidos y ajustados, se construyó un gráfico de correspondencia entre consumo de energía acumulada y metros cúbicos de agua producida (Figura IV.4.17), la pendiente de la recta es la energía específica, es decir, la energía requerida para producir un metro cúbico de agua tratada: 0.7375 KWh/m^3 de agua producida.

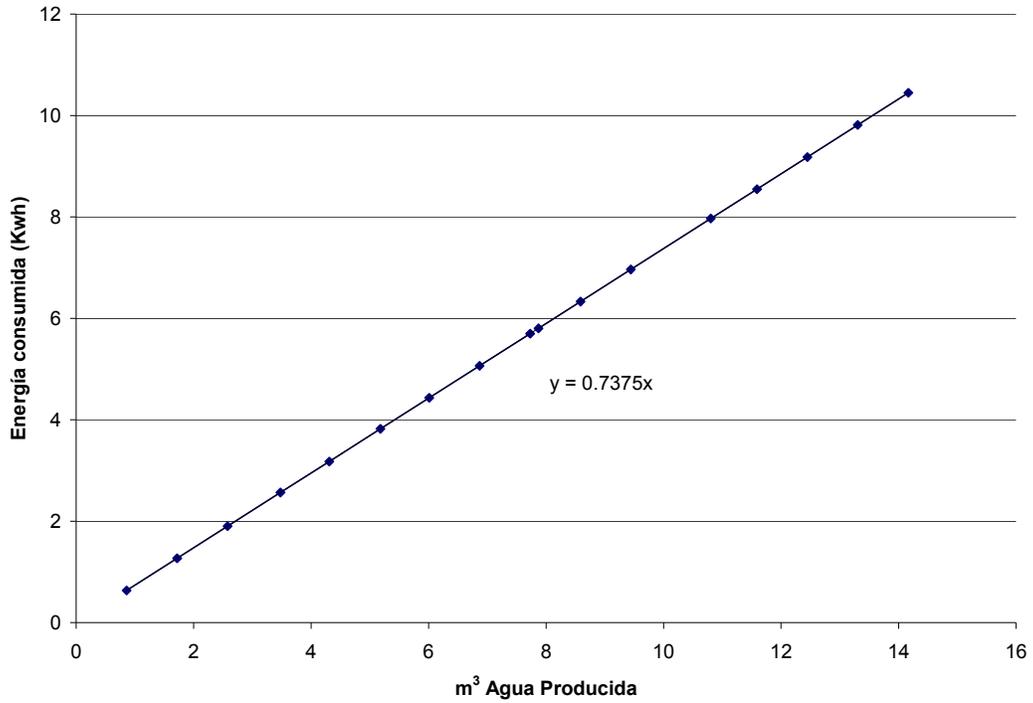


Figura IV.4.17 Consumo de energía por metro cúbico de agua tratada.

IV.4.4. Consideraciones de diseño

IV.4.4.1. Descripción de la planta

Con base en los datos obtenidos en campo con la planta piloto y haciendo algunos ajustes por escalamiento se hizo una proyección para una planta de electrocoagulación para 30 L/s. En el diseño de la planta se utilizó la misma plataforma que la planta de coagulación convencional (ver figura IV.2.26), es decir el floculador mecánico, el sedimentador de alta tasa y el filtro de gravedad que se describieron en el apartado IV.2.5.

Para la producción de hierro mediante electrocoagulación, se necesitarán cuatro reactores cada uno de ellos con dos pares de electrodos de acero 1018, de dimensiones 0.6 cm x 1.9 m x 0.94 m (espesor, largo y alto), su configuración es de mezcla hidráulica y a flujo pistón, esto le permitirá tener un alto gradiente de mezclado, que se ha encontrado mejora la eficiencia de coagulación. La presión de trabajo a la que estará sometido será alrededor de de 3.4 kg/cm² y el peso aproximado por reactor es de 350 Kg. La figura IV.4.18 muestra un diagrama de uno de los reactores de electrocoagulación

El hierro se produciría *in situ* por la oxidación electrolítica del ánodo, pasando corriente directa a través de éstos electrodos, y para ello se utiliza una fuente de poder programable Sorensen modelo DHP20-330, que puede abastecer de 0-330 Amperes con un rango de 0-20 Volts de trabajo. Ésta puede ser conectada a un voltaje de 220/440 VAC, trifásica.

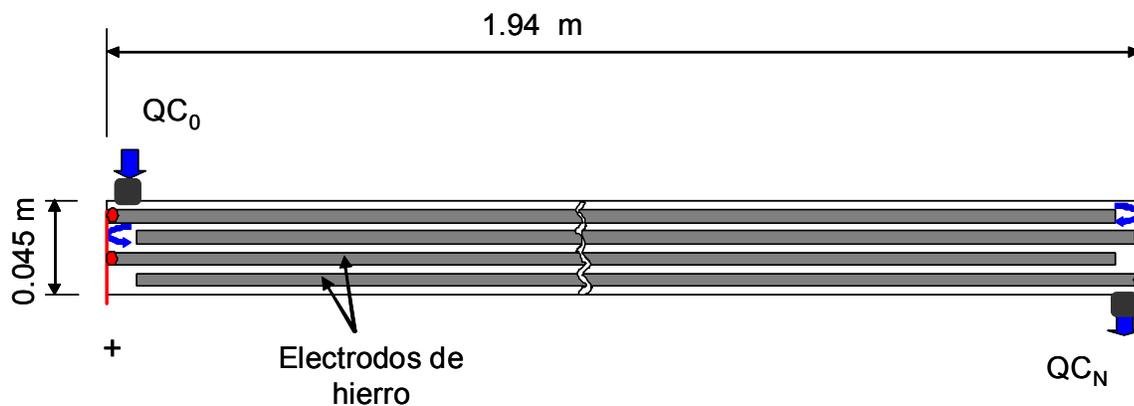


Figura IV.4.18 Vista superior del reactor de electrocoagulación

La limpieza de los electrodos para cada reactor, se llevará a cabo con cambio de polaridad intermitente. La vida útil de las placas se ha estimado en seis meses, operando en forma continua en las condiciones antes descritas. Asimismo, en forma mensual se hará un lavado con una solución de ácido clorhídrico al 5% (V/V). El volumen de la solución de lavado es 2.5 el volumen del reactor; el tiempo de limpieza es de 8 minutos a flujo y contra flujo y al final se enjuaga con agua.

Cada reactor está diseñado para entregar una dosis de 10 mg/L de hierro a un caudal de 7.5 L/s.

El sistema de tratamiento de lodos es igual que para la coagulación convencional y dado que el reactivo de coagulación es el hierro, los lodos generados tienen características semejantes a las de los lodos de coagulación convencional y por ello son sustancias no peligrosas, que pueden ser dispuestas en un relleno sanitario.

IV.4.4.2. Generación de lodos

Para el cálculo de los residuos sólidos generados se utilizó la Ecuación siguiente [Adaptada de AWWA, 2002], que toma en cuenta la reacción de hierro en el proceso de coagulación, los sólidos en suspensión en el agua y otros aditivos.

$$S = 0.086344Q(2.9Fe + SS + A)$$

Donde:

S = Lodo producido (kg/día)

Q = Caudal de la planta (L/s)

Fe = Dosis de hierro (Fe^{+3} en mg/L)

SS = Sólidos en suspensión en el agua cruda (mg/L)⁴

A = Otros aditivos (mg/L) añadidos como polímero, arcilla o carbón activado en polvo (mg/L).

Sustituyendo los valores para la planta de 30 L/s se tiene:

Q = 30L/s

Fe = 9.61 mg/L

SS = 7 mg/L

A = 0.1 mg/L

⁴ Se considero que una unidad de turbidez es igual a una de sólidos en suspensión. [AWWA, 2002]. La turbidez del agua cruda medida y considerada para el cálculo fue de 7 UTN.

$$S = 0.086344Q(2.9*9.61+7+0.1) = 90.581\text{kg}/d = 2,717.43\text{kg}/\text{mes} \text{ base seca}$$

Debido a que el coagulante es hierro y no una de sus sales, que normalmente tienen moléculas de agua ligadas, la deshidratación de los lodos de electrocoagulación es más eficiente que la de la coagulación convencional. Por ello se consideró que la concentración de sólidos sería del 26.28%. Así la masa total de lodos producidos es de 124.08 toneladas (base húmeda).

El cálculo de la cantidad de polímero que se requiere para espesar los lodos se basó en el volumen de lodos generado por metro cúbico de agua tratada.

IV.4.4.3. Mano de obra

De acuerdo a la experiencia de este estudio, para la operación de la planta piloto, se requeriría de una persona en todo momento, con nivel de escolaridad bachillerato o preparatoria, ya que desarrollará actividades como: preparación de soluciones para los reactivos que se necesiten en el tratamiento (cloro y polímero), ajuste de dosis, hacer las purgas de lodo, filtración y retrolavado de filtros, ya que si la planta no está automatizada deberá hacer estas últimas actividades de manera manual mediante accionamiento de válvulas. En general deberá tener control de los equipos con los que cuenta la planta.

Para el seguimiento del control de calidad del agua, se necesitaría un analista de tiempo parcial que realice los análisis de los monitoreos correspondientes.

IV.4.4.4. Costos de operación

La Tabla IV.4.3 es un resumen de los principales conceptos de la operación anual de la planta que se tomaron como base del costeo. La dosis de los reactivos fueron las obtenidas en campo, o en su defecto en el laboratorio (p.e. dosis de polímero para los lodos), para la energía eléctrica se hicieron los ajustes por escalamiento y las consideraciones planteadas en la sección IV.4.3.6.

Los costos de los reactivos e insumos fueron obtenidos por cotizaciones directas de proveedores. En el caso de la energía eléctrica se tomó el promedio aritmético de la tarifa 6 para el año 2010, publicada en el portal electrónico de la CFE.

Estos datos son utilizados para el análisis económico, junto con los costos de inversión para determinar cuál de las alternativas resulta más costosa.

A continuación se resumen los principales conceptos de la operación anual de la planta que se tomaron como base del costeo.

Tabla IV.4.3. Resumen de los costos de operación para una planta de electro-coagulación tratando un caudal de 30 L/s.

Concepto	unidad	Cantidad	Precio unitario (\$)	Total (\$)
Volumen alimentado	m ³	946,080		
Volumen producido	m ³	898,776		
Recuperación de agua	%	95		
Energía específica [agua tratada]	KWh/m ³	0.8		
Consumo de energía eléctrica	KWh	719,020.8	1.3408	964,087.06
Consumo de Cloro	Kg	50,942.7	3.99	203,261.37
Consumo de polímero [agua]	Kg	94.61	43.04	4,071.93
Placas de acero	Kg	11,194.19	40.00	447,760.74
Ácido clorhídrico	kg	1,882.56	2.74	5,158.21
Consumo de polímero [lodos]	Kg	91.82	73.14	6,715.71
Mano de obra requerida	horas	8,640.00	25.24	218,073.60
Cantidad de lodos generados	Ton	124.08	115.00	14,269.20
Contenedor de lodos de 14 m ³ (Renta anual, incluye el transporte al relleno sanitario)	unidad	1	17,400.00	17,400.00
Total anual				1,880,797.82

Costo del agua tratada = 2.09 \$/m³

IV.4.5. Conclusiones de las pruebas de electrocoagulación.

- Las dos condiciones de operación probadas en el piloto permiten cumplir con los límites máximos permisibles de hierro y arsénico de la NOM 127 SSA1-1994 (modificación del año 2000) para la concentración de arsénico máxima permisible: 25 $\mu\text{g/L}$. En ambas condiciones de operación estudiadas, se obtienen remociones de hierro y arsénico por encima del 97% y 93%.
- La dosis de hierro aplicada de 9.61 mg/L y 0.1 mg/L de polímero, deja que escapen menos flóculos hacia la unidad de filtración, lo que permitiría que las carreras de filtración sean más largas, disminuyendo costos de bombeo y uso de agua para retrolavado. Además que la dosis de hierro es ligeramente menor, lo que reduce los costos en consumo de placas.
- En cuanto al reactor, con el cambio de polaridad intermitente, se evitó la pasivación de los electrodos. Y para asegurar la eficiencia de producción de hierro, se sugiere hacer un lavado químico con ácido clorhídrico al 5% (V/V) mensualmente.
- La cantidad de lodos generados es menor comparada con la coagulación convencional.
- No hubo necesidad de ajuste de pH, y el agua tratada no se enriquece con sólidos disueltos totales.

IV.5. MICROFILTRACION ASISTIDA POR COAGULACIÓN

IV.5.1. Descripción del piloto

El diagrama de flujo típico de la microfiltración (MF) asistida por coagulación en línea se presenta en la Figura IV.5.1. El proceso puede incluir ajuste del pH, adición de cloro para desinfectar el agua y oxidar al cloruro férrico, añadido en línea como coagulante.

Una vez añadidos los químicos se lleva a cabo una mezcla en línea y el agua se recibe en el tanque de regulación y alimentación al banco de membranas. Previamente a las unidades de MF el agua pasa por un filtro de malla de limpieza automática que sirve de protección para los módulos de MF.

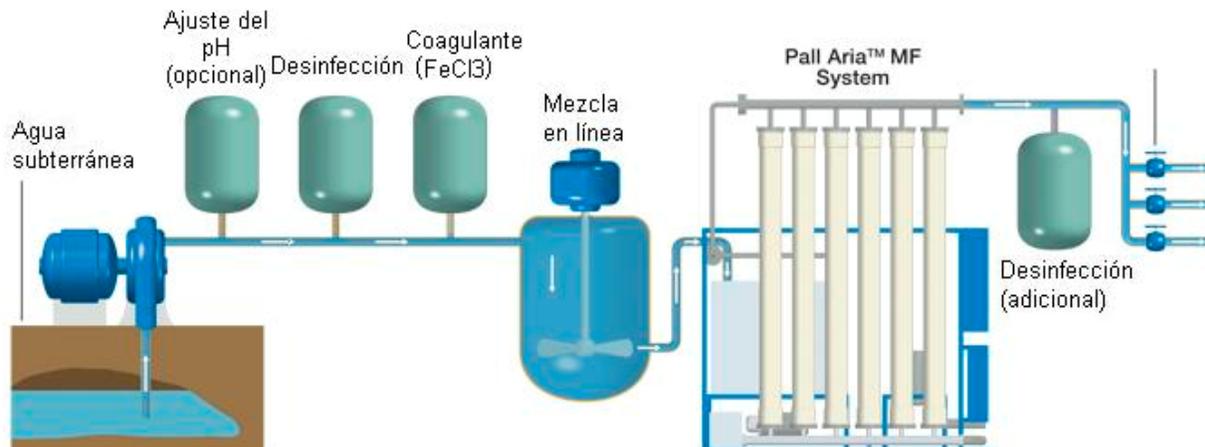


Figura IV.5.1 Diagrama de flujo típico de la microfiltración asistida por coagulación

IV.5.1.1. Módulo de microfiltración

El equipo utilizado fue un **Sistema Aria** de **Pall**, este sistema es modular por lo que se puede variar el número de cartuchos de membranas. Para las pruebas realizadas en el pozo 32R (Torreón) se emplearon dos módulos de MF, lo que le confiere una capacidad de tratamiento de hasta 2 L/s. El intervalo de presión de operación va de 0.7 a 3.1 bar.

El piloto es semiautomático controlado por un Programador Lógico Controlable (PLC) que regula la operación normal de producción de agua y los ciclos de limpieza (aire y filtración inversa), purga y pruebas de integridad de las membranas.

IV.5.1.2. Membranas de Microfiltración

Las membranas del piloto son de tipo **Microza** de **Pall**. Estas membranas son fibras huecas hechas en polivinilideno fluoruro (PVDF) con un tamaño de poro promedio de 0.1 μm ; las fibras huecas cuentan con un diámetro interno/externo de 1.33/0.7 mm.

Las dimensiones de cada cartucho contenedor de membranas (módulo) son 15 cm de diámetro por 2 m de longitud; el área efectiva de cada módulo es de 50 m^2 .

La filtración se realiza del exterior al interior de las membranas, por lo que las partículas son retenidas en la superficie externa de las membranas, esta configuración facilita la remoción de las partículas.

IV.5.1.3. Adaptaciones en campo

En el caso del piloto instalado en el pozo 32R en Torreón la dosificación de reactivos no está automatizada por lo que la adición se realizaba de forma manual. La dosificación del coagulante (FeCl_3) se efectuaba sobre la línea de alimentación a través de una bomba peristáltica Jesco modelo Magdos LT 3; para crear suficiente turbulencia y asegurar un buen mezclado en línea se instaló una placa de orificio. El cloro se adicionaba directamente al tanque de regulación (de 190 L de capacidad) mediante una bomba peristáltica Jesco modelo Magdos LT 6.

El flujo de alimentación del agua mezclada era controlado por una válvula solenoide que recibía la señal de abrir/cerrar desde el PLC; la alimentación a las membranas se realizaba por medio de una bomba centrífuga equipada con variador de frecuencia de 2 L/s de capacidad con un motor de 0.5 HP; la línea de alimentación del agua se construyó con PVC hidráulico cédula 40 de 38.1 mm de diámetro.

IV.5.1.4. Sistema de lavado

El sistema se programó para limpiarse cada que filtrasen 2,000 L de agua o cada 30 minutos lo que ocurriera primero. El ciclo de limpieza consistía de tres etapas, sacudido por agua-aire de las membranas, retrolavado-drenado de lodos y llenado del tanque pulmón.

Durante el sacudido por aire, este se inyecta a presión (25 psig) por la base de los módulos filtrantes, el efecto abrasivo de las burbujas desprende las partículas adheridas a las membranas; posteriormente, se alimenta un flujo inverso de agua microfiltrada

(libre de partículas y con bajo o nulo contenido de arsénico) para eliminar los lodos acumulados en los módulos filtrantes; finalmente, se inicia el ciclo de llenado del tanque pulmón con agua microfiltrada. Una vez lleno el tanque, se abre la válvula de salida del sistema permitiendo el paso del agua tratada.

IV.5.2. Condiciones de operación: Pozo 32R, Torreón, Coahuila

El periodo de pruebas de la MF fue del 6 al 10 de diciembre de 2009. El agua era tomada de un tanque regulador de 2.5 m³ de capacidad conectado a la línea de descarga del pozo. Al igual que en caso del piloto de NF, el agua para las pruebas no intervenía con la operación del pozo y el agua tratada se reintegraba a la red de distribución. La Figura IV.5.2 muestra la instalación en campo del piloto de MF asistida.



Figura IV.5.2 Instalación del piloto de microfiltración asistida por coagulación en el pozo 32R (Torreón)

En el caso del piloto de MF asistida instalado en el pozo 32R no hubo necesidad de realizar un ajuste del pH.

Dado que el flujo del sistema no era continuo, sino que trabaja por pulsos o lotes regulados por el PLC, la dosificación de los reactivos (Cl_2 y FeCl_3) no fue del todo uniforme hubo variaciones en cuanto a la cantidad agregada, para el cloro (a partir de una solución de NaClO) la dosis aproximada era de 1.5 mg/L de Cl_2 , la dosis de coagulante adicionado era de 6 mg/L.

Es importante mencionar que la cantidad de agua que entraba al sistema era mayor que la que el pozo entregaba al tanque de regulación, por lo que hubo que hacer paros a lo largo del día que permitieran la recuperación del nivel del agua en el tanque.

IV.5.3. Resultados: Pozo 32R, Torreón, Coahuila

IV.5.3.1. Remoción de arsénico total

El comportamiento en general del sistema fue satisfactorio ya que desde el inicio de las operaciones se observó una buena remoción de arsénico. En todas las muestras tomadas, la concentración de ese metaloide fue menor que el valor permitido en la modificación del año 2000 de la NOM-127-SSA1-1994.

En la Figura IV.5.3 se muestran las concentraciones de arsénico tanto en el agua cruda como en la tratada.

El comportamiento del sistema en campo fue satisfactorio, el agua del pozo presentó una concentración promedio de arsénico de 72.58 $\mu\text{g/L}$ oscilando entre 56 y 82 $\mu\text{g/L}$.

La concentración de arsénico en el agua tratada fue menor que 25 $\mu\text{g/L}$ en todos los casos; en el 55 % de las muestras la concentración fue inferior a 10 $\mu\text{g/L}$.

En la Figura IV.5.4 se muestra las eficiencias de remoción de arsénico y hierro comparadas con la concentración de hierro y cloro en la muestra. No se puede explicar el comportamiento a partir de las dosis de cloro y hierro ya que la menor eficiencia de remoción (73.8 %) se alcanzó en condiciones semejantes a las de la máxima eficiencia de remoción ($\approx 100\%$).

Al quinto día de pruebas, la concentración de arsénico en el agua tratada fue menor a 5 $\mu\text{g/L}$ y las eficiencias de remoción fueron superiores a 92%.

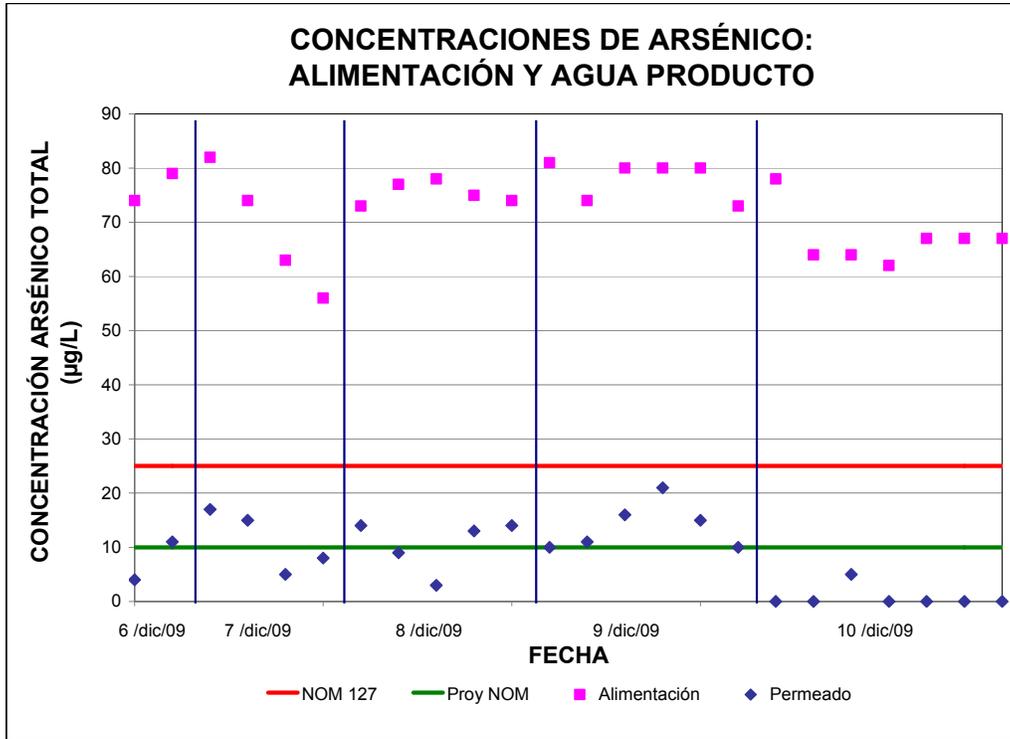


Figura IV.5.3 Contenido de arsénico en el agua cruda y tratada mediante microfiltración asistida por coagulación en línea

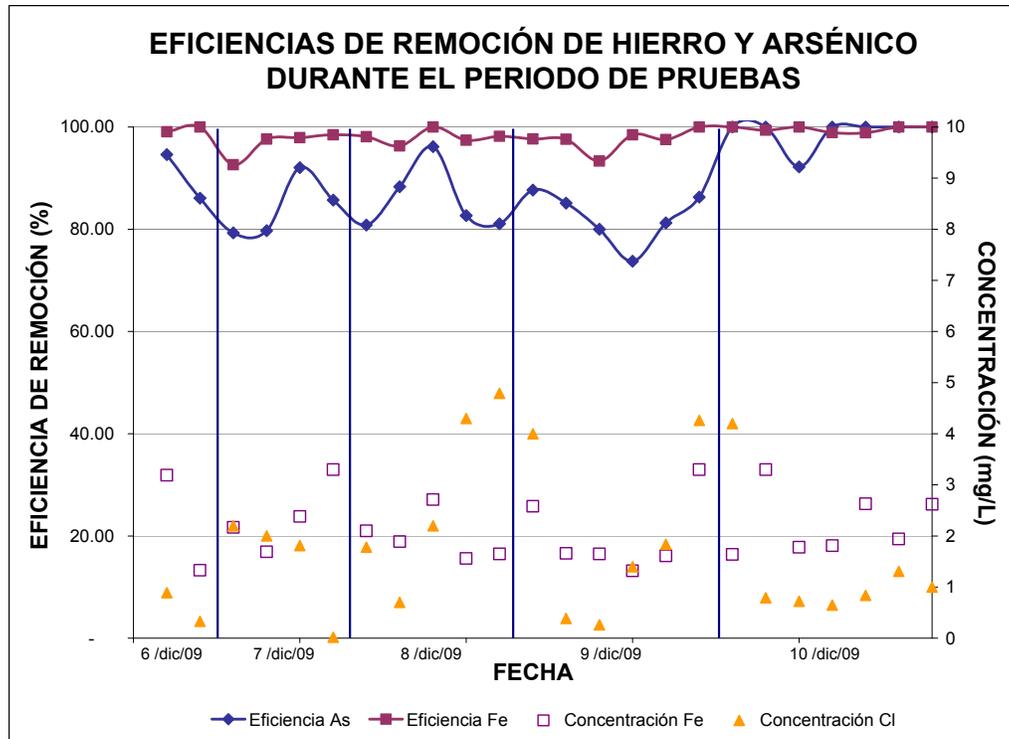


Figura IV.5.4 Eficiencia de remoción de arsénico y hierro

La tecnología de microfiltración asistida por coagulación en línea tiene la capacidad para tratar agua con arsénico disuelto y producir un efluente que satisfaga la normatividad vigente. Al igual que las tecnologías de coagulación convencional, electrocoagulación y adsorción en medios específicos, sólo remueve el arsénico disuelto y prácticamente no altera la concentración de otros iones, así, si el único problema del agua a tratar es el arsénico, la tecnología es apta para el tratamiento; si se fuere necesario remover otros iones, es posible que se requiera otra tecnología diferente.

El pH del agua tratada prácticamente no se modifica y la concentración de hierro fue siempre inferior a 0.3 mg/L aún en las momentos en que se agregó la mayor cantidad de hierro disuelto (3.3 mg/L).

IV.5.3.2. Comportamiento de la energía

Como parte de la evaluación se midió la energía consumida durante el proceso, cabe señalar que debido a sus características eléctricas, la bomba de alimentación al sistema estaba conectada a otra fuente de energía. En consecuencia, el consumo de ese

equipo no fue medido y se tomó en cuenta la potencia nominal del motor (1/2 HP) y el tiempo de operación para realizar el cálculo teórico del consumo de energía de este equipo. Asimismo, se midió el volumen de agua tratada utilizando el medidor totalizador instalado en el sistema: multímetro digital DMK 30 de LOVATO.

Los datos obtenidos en campo fueron graficados (Figura IV.5.5), el volumen de agua producido en función del consumo de energía. La pendiente de la gráfica representa la energía específica del proceso, es decir, la cantidad de energía consumida para producir un metro cúbico de agua.

La energía específica de la prueba piloto fue de 0.1533 KWh/m³ de agua tratada; nuevamente, se hace hincapié que en este caso no hubo recuperación de agua de desecho ni se deshidrataron los lodos para su disposición final. La energía específica teórica del piloto (calculada a partir de la potencia de los motores) es de 0.1987 KWh/m³.

Cabe aclarar que en este caso sólo se trata del consumo de energía del piloto de microfiltración (medido) y el consumo nominal de la bomba de transferencia de agua del tinaco al sistema (1/2 HP). Una planta formal de microfiltración asistida por coagulación debe incluir un tanque adicional para separación de lodos, la bomba para el retorno del sobrenadante al proceso, un espesador de lodos y un filtro prensa o un filtro banda para el desagado de los lodos.

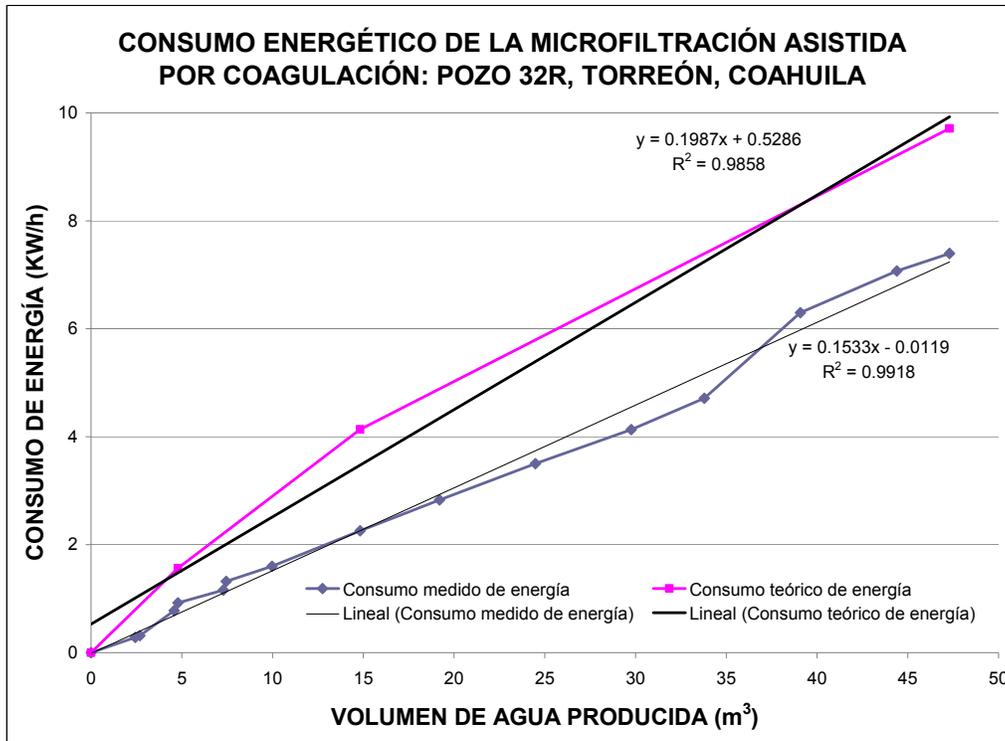


Figura IV.5.5 Energía específica de la microfiltración asistida por coagulación

El motor de la bomba de alimentación al sistema es de ½ HP, mientras que la bomba que envía el agua a las membranas y que está conectada al variador de frecuencia tiene una potencia nominal de 3 HP. Las bombas dosificadoras utilizadas tienen una potencia nominal de 0.125 HP. Cabe aclarar que esta unidad piloto puede trabajar caudales hasta 2.5 veces mayores que el usado en las pruebas y por lo tanto la bomba debe cubrir todo el espectro, ahora, al estar conectado el motor a un variador de frecuencia el consumo de energía eléctrica se ajusta en función de la velocidad de operación.

Los lodos del agua de retrolavado de las membranas y de los prefiltros de malla se envían a un espesador de lodos también construido en acero al carbón de 30 m³ de capacidad. Se trata de un tanque cilíndrico con una tolva cónica diseñado para soportar una carga de de sólidos de hasta 20 kg SST/m²•d y una carga hidráulica de 0.12 m/h. El espesador tiene un diámetro de 3.65 m y una altura (profundidad) de la parte recta de 2.85m y 1.05m de altura (profundidad) de la tolva. El lodo espesado y acondicionado con polímero, se envía a un filtro prensa con capacidad de procesar hasta 1000 L/h de lodos a una presión de 7 kg/cm².

IV.5.4.2. Generación de lodos de desecho

Para estimar la cantidad de residuos sólidos generados se consideró la siguiente ecuación, en donde se toma en cuenta la reacción de hierro en el proceso de coagulación, los sólidos en suspensión en el agua y otros aditivos agregados [Adaptado de AWWA, 2002].

$$S = 0.086344Q(2.9Fe + SS + A)$$

Donde:

S = Lodo producido (kg/día)

Q = Caudal de la planta (L/s)

Fe = Dosis de hierro (Fe⁺³ en mg/L)

SS = Sólidos en suspensión en el agua cruda (mg/L)⁵

A = Otros aditivos (mg/L) añadidos como polímero, arcilla o carbón activado en polvo (mg/L).

Sustituyendo los valores para la planta se tiene:

Q = 30L/s

Fe = 2.41 mg/L

SS = 7 mg/L

$$S = 0.086344Q(2.9 * 2.41 + 7 + 0.0) = 36.236kg / d = 1,087.08kg / mes \text{ (base seca)}$$

Considerando un nivel de concentración final de sólidos de 20.7% de sólidos se tiene una producción anual de lodos de 62.88 toneladas (base húmeda).

⁵ Se considero que una unidad de turbidez es igual a una de sólidos en suspensión. [AWWA, 2002]. La turbidez del agua cruda medida y considerada para el cálculo fue de 7 UTN.

El cálculo de la cantidad de polímero que se requiere para espesar los lodos se basó el volumen de lodos generado por metro cúbico de agua tratada

Dado que el coagulante es el mismo que en la coagulación convencional, la composición de los lodos de desecho es semejante. A través del análisis CRETl realizado a una muestra de lodos obtenida en las pruebas en campo de la coagulación convencional, se constató que no se encuentra dentro de ninguno de los supuestos de la NOM-052-SEMARNAT-2005 (ver Anexo IV.5). Por ello es un residuo no peligroso y puede ser dispuesto en un relleno sanitario.

Este sistema de desaguado de lodos es el mismo para la coagulación convencional y la electrocoagulación.

IV.5.4.3. Mano de obra

La operación de estas plantas es muy flexible, se por supuesto requiere que todos los días se preparen o se verifique el nivel de los reactivos que se utilizarán en la jornada (cloruro férrico e hipoclorito cloro, de ser el caso ácido clorhídrico o sulfúrico y sosa; también una vez al mes ácido cítrico y sosa), pero como todo el proceso está automatizado la planta se puede operar en forma remota, en un lugar centralizado un solo operador puede estar manejando tres, cuatro plantas simultáneamente.

También una o dos veces por semana será necesario procesar los lodos de desecho, es decir hacer el desaguado de los mismos en el filtro prensa.

El operador deberá tener el bachillerato terminado y debe tener conocimientos de computación; tendrá como actividades principales la preparación de soluciones de coagulante, de ácidos y sosa cuando aplique y del polímero para el desaguado de los lodos; hacer el ajuste de las dosis de los reactivos en caso de ser necesario por cambio de calidad del agua o caudal de operación. En algún momento podrá cambiar la programación de la planta, si hay cambios importantes en la calidad del agua o en el caudal. Asimismo, si se requiere una limpieza no programada, el operador podrá manipular el PLC para llevar a cabo la limpieza extraordinaria.

IV.5.4.4. Costos de operación.

La Tabla IV.5.1 es un resumen los principales conceptos de la operación anual de la planta que se tomaron como base del costeo. La dosis de los reactivos fueron las obtenidas en campo, o en su defecto en el laboratorio (p.e. dosis de polímero para los lodos), para la energía eléctrica se hicieron los ajustes por escalamiento y las consideraciones planteadas en la sección IV.5.3.2.

Los costos de los reactivos e insumos fueron obtenidos por cotizaciones directas de proveedores. En el caso de la energía eléctrica se tomó el promedio aritmético de la tarifa 6 para el año 2010, publicada en el portal electrónico de la CFE.

Estos datos son utilizados para el análisis económico, junto con los costos de inversión para determinar cual de las alternativas resulta más costeable.

Tabla IV.5.1. Resumen de los costos de operación para una planta de microfiltración tratando un caudal de 30 L/s.

Concepto	Unidad	Cantidad	Precio unitario (\$)	Total (\$)
Volumen alimentado	m ³	946,080		
Volumen producido	m ³	927,158		
Recuperación de agua	%	98		
Energía específica	KWh/m ³	0.4		
Consumo de energía eléctrica	KWh	370,863.36	1.3408	497,265.96
Consumo de FeCl ₃ (para una dosis de 7 mg/L de FeCl ₃ , estando el reactivo al 40%).	kg	16,556.4	6.19	102,484.116
Consumo de NaClO	kg	7,277.54	3.99	29,037.3846
Consumo de ácido (limpieza)	kg	9460.80	4.6	42,923.52
Consumo de sosa (limpieza)	kg	5676.48	13.34	74,686.92
Consumo de polímero (lodos)	kg	207.36	73.14	15,166.3104
Sustitución de membranas	unidad	5	27,600.00	138,000.00
Mano de obra requerida	h. h.	4,868	25.24	122,859.18
Cantidad de lodos generados	ton	62.87	115.00	7,230.22
Contenedor de lodos 3 m ³ (Renta anual, incluye el transporte al relleno sanitario)	unidad	2	3,240.00	6,480.00
Total				1,036,133.61

Costo del agua tratada \$1.12/m³, no incluye el costo de inversión.

IV.5.5. Conclusiones de las pruebas de microfiltración.

- El proceso es eficiente, de operación muy sencilla y de gran confiabilidad. El consumo de reactivos es menor que el de otros procesos ya que con dosis de 7 mg/L de cloruro férrico y 1 mg/L de cloro fue capaz de remover arsénico para estar en cumplimiento con la NOM-127-SSA1-1994 (modificación del año 2000).
- Como consecuencia del bajo consumo de reactivos, la generación de lodos es menor que la de la coagulación convencional e incluso que la electrocoagulación.
- Entre las ventajas que ofrece es el requerir poco espacio para la instalación y la flexibilidad de la misma, ya que los componentes más voluminosos son los tanques de entrada de agua cruda, de agua filtrada para retrolavado y el espesador de lodos.
- Requiere poca mano de obra y el proceso se puede vigilar en forma remota.

IV.6. NANOFILTRACIÓN

IV.6.1. Descripción del piloto

La Figura IV.6.1 esquematiza el piloto de nanofiltración; el proceso completo consta de la adición en línea de un antiincrustante y un prefiltro como pretratamiento; una bomba de alta presión que alimenta al banco de membranas; una unidad de limpieza y una de recuperación del agua tratada y un tablero de control de todo el sistema.

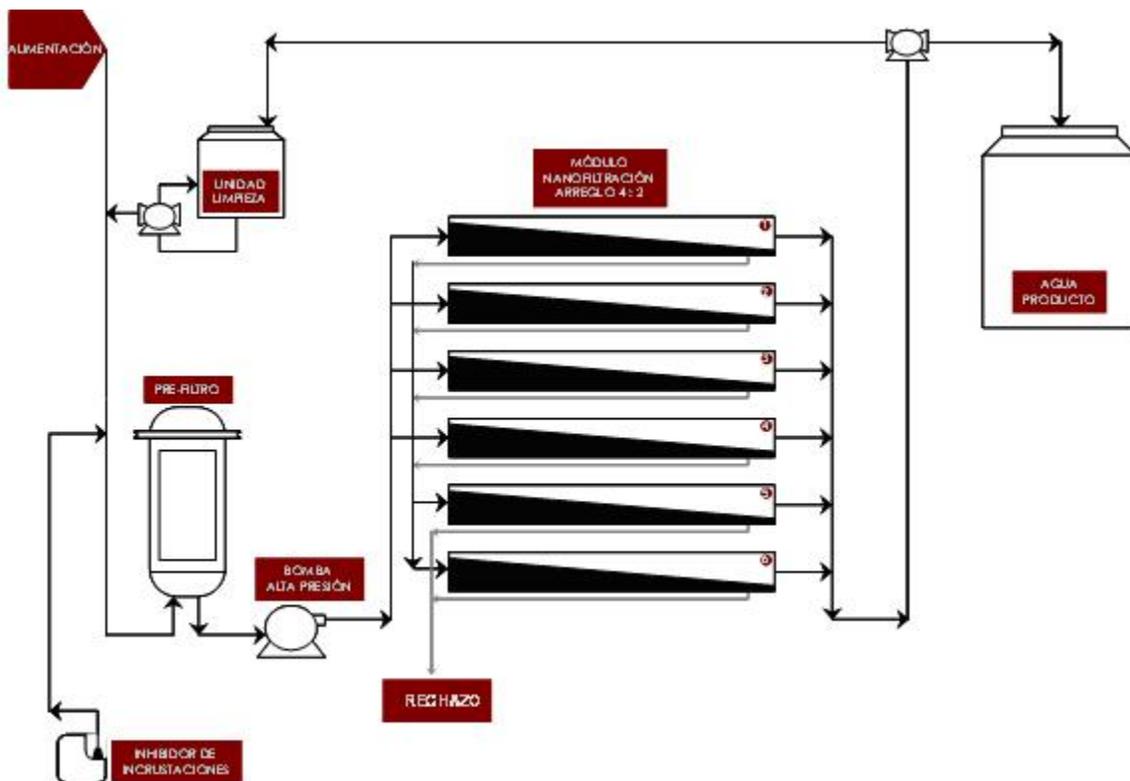


Figura IV.6.1 Esquema del proceso de nanofiltración

IV.6.1.1. Pretratamiento

El alto contenido de cierto tipo de sales (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Ba^{2+} , Sr^{2+} , SO_4^{2-} , F^- , HCO_3^- y SiO_2) puede tener efectos negativos sobre las membranas de nanofiltración, por lo que el agua salobre requiere de un pretratamiento adecuado que evite las incrustaciones y el taponamiento que disminuirían la vida útil de las membranas.

El pretratamiento consta de un equipo de dosificación de antiincrustante y un prefiltro (Figura IV.6.2).

El antiincrustante utilizado es **Vitec 4000** de **Avistatech**; inhibe las incrustaciones por silicatos, fluoruros (Ca), sulfatos (Ca, Ba y Sr) y carbonatos (Ca), asimismo dispersa las partículas coloidales en membranas hechas con base en acetato de celulosa y con base en poliamidas.

El antiincrustante se adiciona en línea antes del prefiltro, lo que favorece el mezclado del mismo con el agua cruda; por recomendación del fabricante la concentración del antiincrustante no debe ser mayor a 5 mg/L. El cálculo de la dosis adecuada se presenta en las condiciones de operación de planta piloto de NF.

La solución de antiincrustante se prepara en un tanque de polietileno de alta densidad con capacidad de 130 L. La bomba de adición del antiincrustante es de diafragma de desplazamiento positivo, puede ser regulada en la abertura del diafragma y en la frecuencia de las pulsaciones.

El prefiltro empleado es un filtro cartucho de 4.5" x 20" con una porosidad de 10 micras en polipropileno termofusionado. El prefiltro retiene al material particulado de grandes dimensiones a las membranas de NF, como arcillas o arenas, que podrían dañar su superficie.



Figura IV.6.2 Pretratamiento al banco de filtración: prefiltro y tanque de solución antiincrustante

IV.6.1.2. Bomba de alta presión

La bomba es marca **Grundfos** de tipo centrífuga vertical multipasos, modelo CR5, con una capacidad de 6,000 L/h a una presión de 9 bar (Figura IV.6.3).

Las especificaciones de la bomba son:

- Material de fabricación: Acero inoxidable 316
- Potencia: 5 Hp
- Fases: 3
- Tensión: 230 – 460 V
- Frecuencia: 60 Hz



Figura IV.6.3 Bomba Grundfos de alta presión

IV.6.1.3. Banco de Nanofiltración

El banco de nanofiltración es de operación automática y consta de 18 membranas de 4” de diámetro por 18” de longitud modelo **ESNA1-LF-4040** de **Hydranautics**. El arreglo del sistema es 4:2 (Figura IV.6.4), el rechazo de primer lote de membranas es reinyectado a la línea antes de la adición del antiincrustante y vuelve a ingresar al sistema.

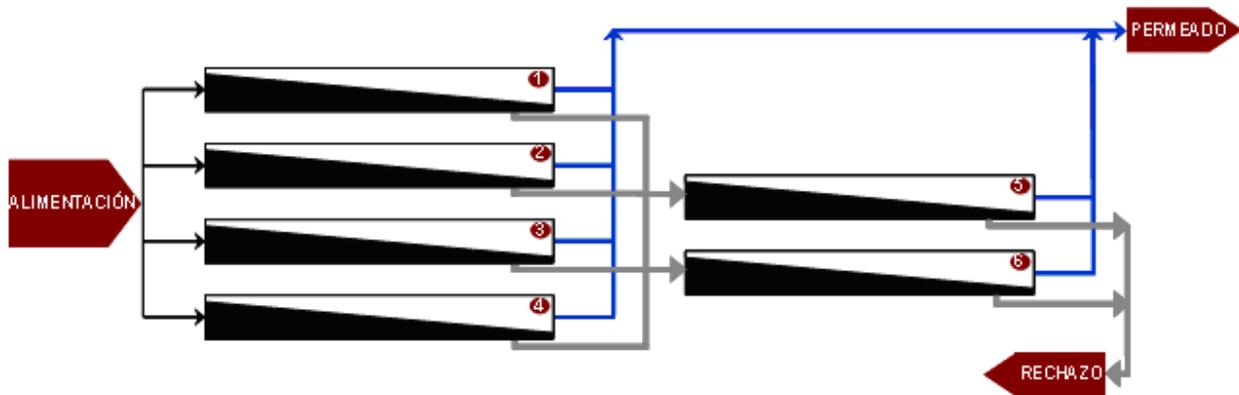


Figura IV.6.4 Esquematización del arreglo de membranas 4:2

Las membranas **ESNA1-LF-4040** son de tipo compuesto con base en poliamida (Poliamida TFC); su configuración en espiral en seis recipientes de presión PROTEC, tres membranas por recipiente (Figura IV.6.5). Las especificaciones de las membranas se presentan en el anexo IV.7



Vista frontal



Vista lateral

Figura IV.6.5 Banco de nanofiltración

IV.6.1.4. Unidad de limpieza

El piloto de NF cuenta con una unidad para realizar la limpieza química de las membranas; el tanque de limpieza es cilíndrico vertical con fondo plano de 200 L de capacidad y una bomba centrífuga horizontal (Figura IV.6.6).

El banco de filtración requerirá de limpieza una vez que el flujo de operación disminuya en 15%, o bien, la presión a través de las membranas (PTM) se incremente en 15% para aumentar el flujo de permeado.

En el tanque de limpieza se preparan las soluciones de lavado (ácida o alcalina) y se inyecta al banco por medio de una bomba centrífuga; antes de ingresar al banco la solución pasa por un filtro de cartuchos y se recircula por un espacio de 30 a 45 min. Posterior al lavado, las membranas son enjuagadas con agua de permeado.

Esta unidad también se emplea para el enjuague de las membranas con agua de permeado una vez que sale de operación, de esta forma se desalojan los restos de sales y se previene una post-precipitación de sales.



Figura IV.6.6 Sistema de limpieza del proceso de nanofiltración

IV.6.1.5. Panel de control

El sistema cuenta con un tablero de control para cada equipamiento (Figura IV.6.7):

- Medidor de corriente (amperímetro)
- Instrumentación flujos, pH, conductividad
- Interruptores termo magnéticos para control y protección de corriente
- Botones de arranque del sistema: manual, automático, bombas pilotos luminosos para alarmas y estado del sistema
- Botón de emergencia en tablero de control
- Contactores y relevadores de sobrecarga/guardamotores de protección para los motores de las bombas
- Relevadores de control
- Transformadores de control 230 – 110 V



Figura IV.6.7 Panel de control del proceso

IV.6.2. Condiciones de operación: Pozo 32R, Torreón, Coahuila

El equipo inició operaciones el día 27 de mayo y funcionó de forma continua hasta el 2 de julio, durante el periodo de pruebas hubo algunos paros por fallas de suministro del pozo, limpieza del equipo y sustitución de refacciones.

IV.6.2.1. *Piloto de nanofiltración*

La Figura IV.6.8 muestra la instalación del piloto de NF en el pozo 32R. Cabe recordar que el agua que se tomaba del pozo no intervenía con la operación habitual del mismo; también es importante aclarar que el agua tratada por el piloto se regresaba a la red de distribución de agua.



Figura IV.6.8 Instalación del equipo de nanofiltración en el pozo 32R, incluye la línea de conexión del agua tratada a la red de distribución

Con el arreglo actual, el piloto tiene una capacidad de tratamiento de $6.3 \text{ m}^3/\text{h}$ con una recuperación promedio de 55% ($3.5 \pm 0.3 \text{ m}^3/\text{h}$); el flux promedio de operación (corregido a 25°C) es de 23 L/h.m^2 , con una permeabilidad⁶ de $7.9 \text{ L/h.m}^2.\text{bar}$ (25°C).

La presión de alimentación promedio, con la configuración del piloto, fue de $4.1 \pm 0.3 \text{ bar}$, en tanto que PTM fue de $2.7 \pm 0.3 \text{ bar}$.

IV.6.2.2. Presión y flujo de operación

Presión del sistema

Tanto la alimentación como el rechazo del banco de filtración son corrientes que se encuentran presurizadas en el sistema y siguen una misma tendencia; en cuanto al permeado, ésta corriente sale del módulo de filtración a la presión atmosférica y permanece constante ($\approx 0.9 \text{ bar}$) a la presión atmosférica en Torreón. La Figura IV.6.9 presenta la evolución de la presión de operación del sistema durante el periodo de pruebas.

En los sistemas de nanofiltración la fuerza directriz es la presión aplicada a través de la membrana, o presión transmembrana (PTM); este parámetro toma en cuenta las presiones de alimentación, rechazo y permeado del sistema:

$$PTM = \frac{P_{\text{alimentacion}} + P_{\text{rechazo}}}{2} - P_{\text{permeado}}$$

La PTM representa la caída presión a través de la membrana debido a la acumulación de sales en la vecindad de la superficie de las membranas; el análisis de la evolución de la PTM permite comprender mejor las distintas situaciones que se presentaron durante el periodo de pruebas. *A priori* se pueden distinguir cuatro etapas (Figura IV.6.10):

⁶ Con agua del pozo

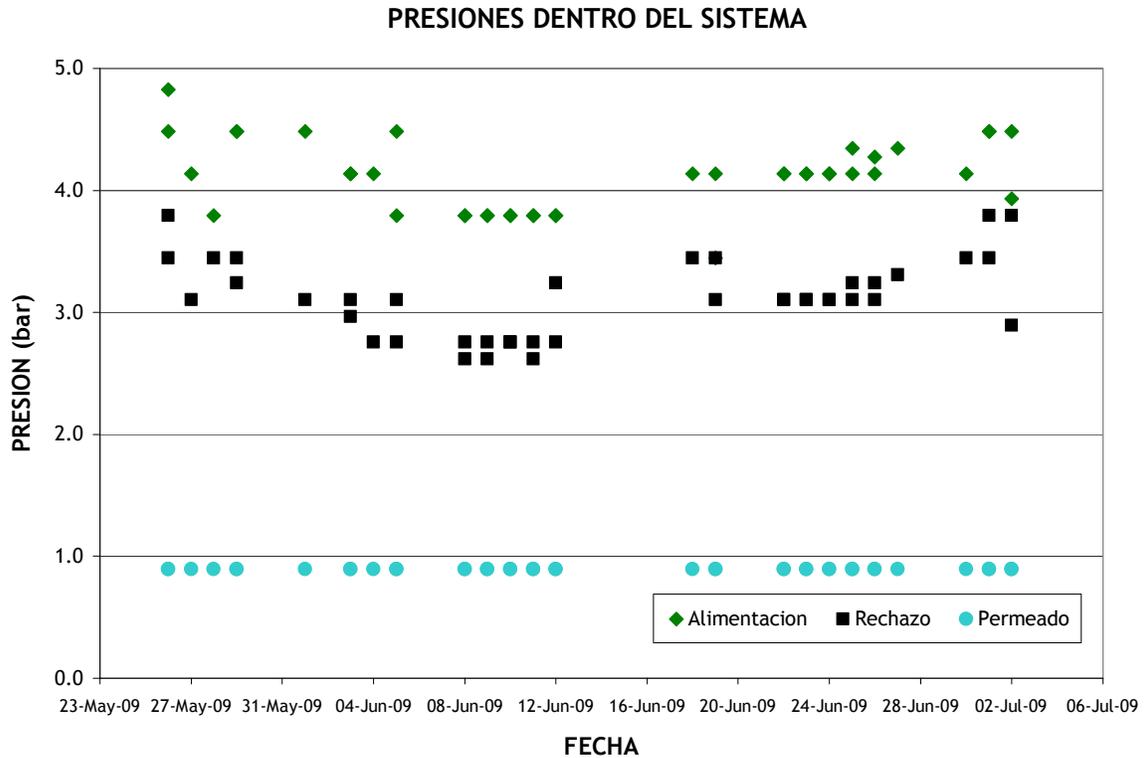


Figura IV.6.9 Evolución de las presiones de alimentación, rechazo y permeado durante el periodo de pruebas: Pozo 32R, Torreón

Etapa I: 26.mayo al 05.junio

Presenta importante variabilidad ($PTM = 2.8 \pm 0.3$ bar) que puede atribuirse al periodo de estabilización del sistema, es decir el tiempo en el que se logra el equilibrio hidrodinámico en la superficie de las membranas; estas variaciones se ven reflejadas en las variaciones del flujo.

Etapa II: 08 al 12 de junio

Al permanecer la PTM constante, esta etapa corresponde a un periodo de estabilización del sistema previo al lavado de las membranas. El valor promedio de la PTM en esta etapa es de 2.4 ± 0.1 bar.

Flujos de operación y permeado del sistema

El caudal de alimentación al sistema se tomó de un tanque de regulación dentro de las instalaciones del mismo pozo, por lo que el flujo de alimentación permaneció constante en $6.3 \text{ m}^3/\text{h}$ (Figura IV.6.11).

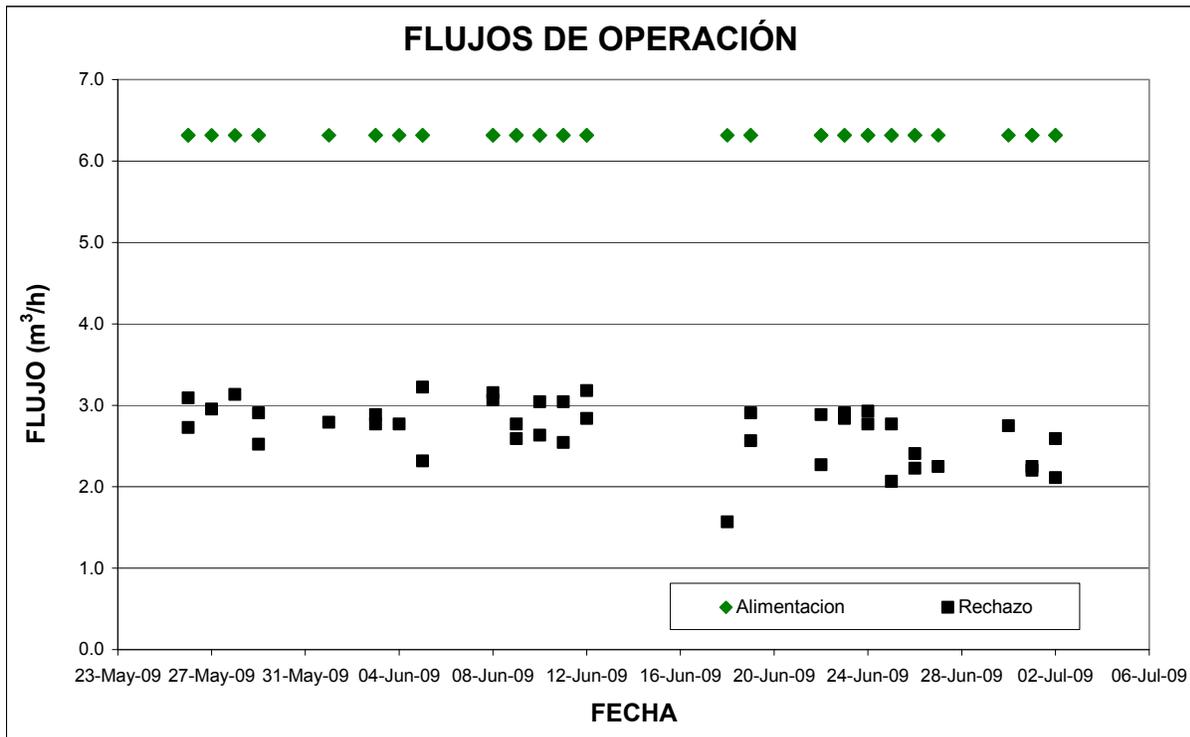


Figura IV.6.11 Evolución de los flujos de operación, alimentación y rechazo: Pozo 32R, Torreón

La recuperación promedio del piloto de nanofiltración fue de 55.5%, equivalente a un flujo de permeado promedio de $3.5 \pm 0.3 \text{ m}^3/\text{h}$ (Figura IV.6.12).

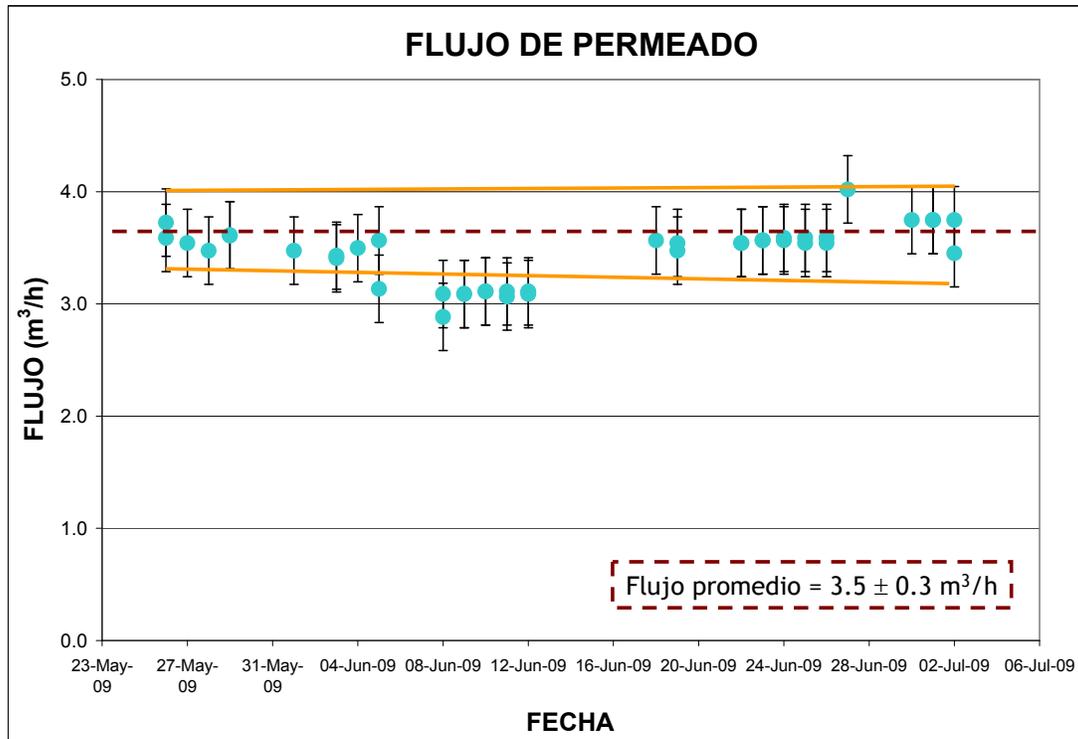


Figura IV.6.12 Evolución del flujo del permeado en función del tiempo: Pozo 32R, Torreón

La evolución del flujo presenta dos etapas: la primera del 26 de mayo al 12 de junio en la que se observa una disminución del flujo del 22% (de 3.7 hasta 2.9 m³/h); la segunda etapa, del 18 de junio al 2 de julio, es posterior al lavado de las membranas y en ella se presenta un aumento progresivo del flujo (14%) de 3.5 a 4.0 m³/h. Cabe mencionar que al inicio de la segunda etapa se había presentado una recuperación del flujo de permeado del 19.7% con respecto al inicio de la primera fase.

Las desviaciones con respecto al flujo promedio son reflejo de las variaciones en la presión dentro del sistema (Figura IV.6.9).

IV.6.2.3. *Potencial incrustante del agua*

Para determinar la dosis del antiincrustante se utilizó el paquete informático **Advisor 2** de Avistatech. Este programa realiza el cálculo de la concentración de antiincrustante requerido a partir del análisis del agua cruda, su temperatura y la recuperación del sistema.

Con base en las concentraciones de: Ca^{2+} , Mg^{2+} , Ba^{2+} , Sr^{2+} , $\text{SO}_4^{=}$, F^- , HCO_3^- y SiO_2 se realizó una primera determinación del potencial incrustante del agua del pozo 32R; con base en esa caracterización inicial se obtuvo una recuperación máxima de 43%, en este caso el factor limitante en la incrustación es el SiO_2 cuya concentración era de 82 mg/L. En la Figura IV.6.13 se puede apreciar el grado de incrustación de cada una de las distintas sustancias incrustantes presentes en el agua del pozo 32R.

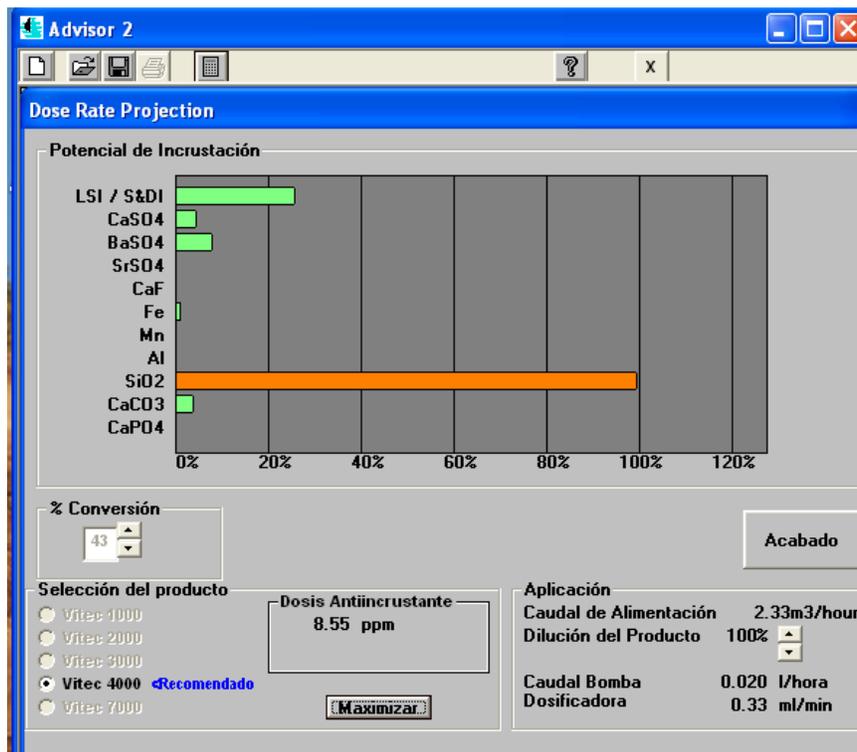


Figura IV.6.13 Recuperación máxima y dosis de antiincrustante: Pozo 32R, Torreón (Programa Advisor 2, Avistatech)

En estas condiciones resulta poco atractiva la aplicación de este proceso; sin embargo, a partir del día 15 de mayo se monitoreó diariamente la concentración de SiO_2 (método Hach) obteniendo una concentración promedio de 42 mg/L. En este nuevo panorama, y aplicando una dosis de antiincrustante de 2.7 mg/L, la recuperación máxima es del 82% (Figura IV.6.14).

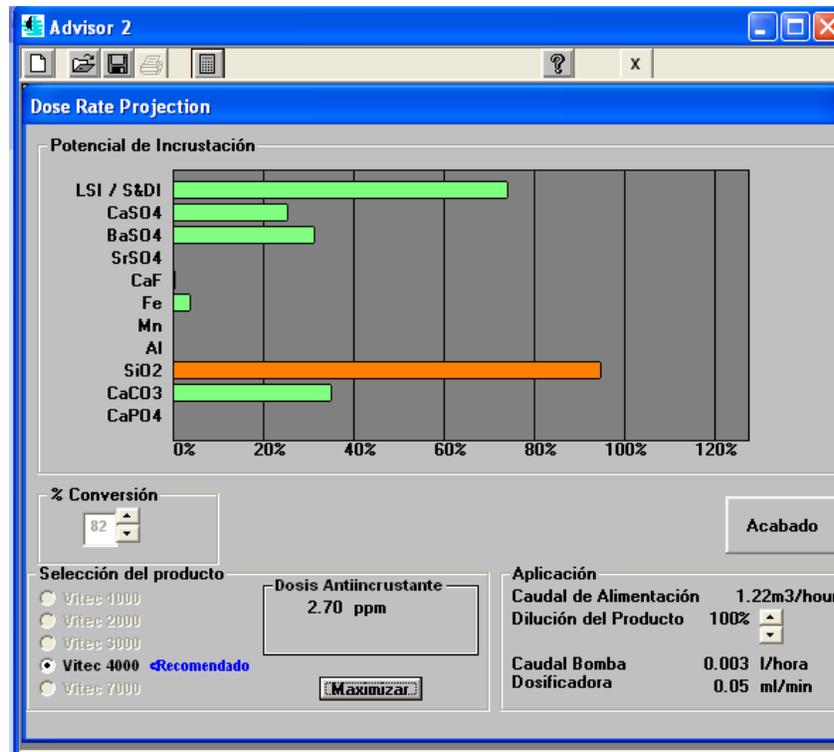


Figura IV.6.14 Recuperación máxima del proceso de NF con una concentración de sílice de 42 mg/L: Pozo 32R, Torreón (Programa Advisor 2, Avistatech)

Cabe mencionar que no es posible modificar en campo el esquema actual del piloto de nanofiltración, por lo que la recuperación máxima promedio del agua tratada fue de 55%; sin embargo, con el uso de las herramientas de diseño, y con base en los resultados de las pruebas de tratabilidad, es posible proponer una nueva configuración que maximice la recuperación de agua.

IV.6.2.4. Sólidos Disueltos Totales (SDT) y Conductividad

En cuanto al contenido de SDT y conductividad del agua, los parámetros presentaron ligeras variaciones a lo largo del periodo de pruebas (Figura IV.6.15).

La concentración promedio de SDT fue de 591 ± 44 , la variación más importante con respecto este valor fue del 23%; aun con estas variaciones en ningún momento el pozo presentó concentraciones superiores a la establecida en la norma vigente de agua potable (NOM-127-SSA1-1994) de 1,000 mg/L.

La conductividad tuvo un valor promedio de 975 ± 43 ; el comportamiento de este parámetro fue más constante con una variación máxima del 11%; la conductividad no se encuentra listada en la norma de agua potable.

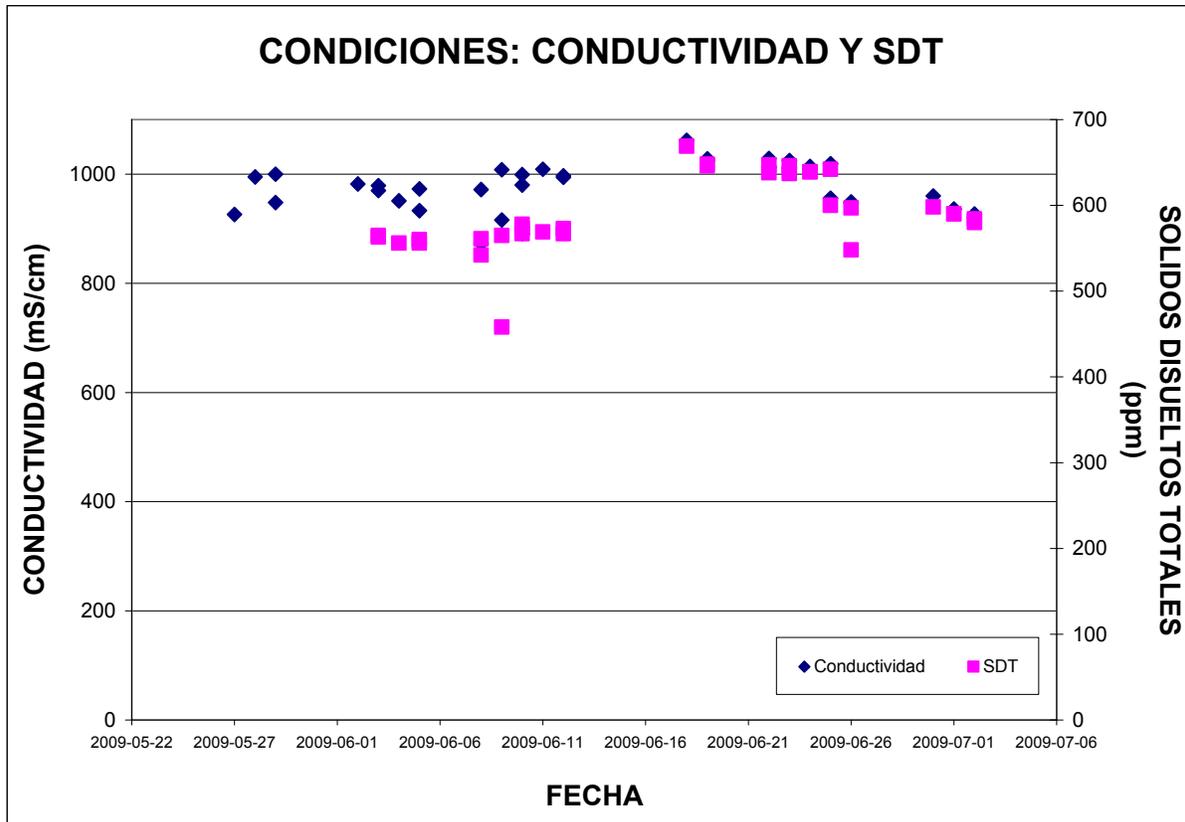


Figura IV.6.15 Condiciones de conductividad y SDT: Pozo 32R, Torreón

IV.6.2.5. Temperatura y pH

La Figura IV.6.16 presenta las condiciones de temperatura y pH del agua de pozo en las cuales se llevo a cabo el periodo de pruebas.

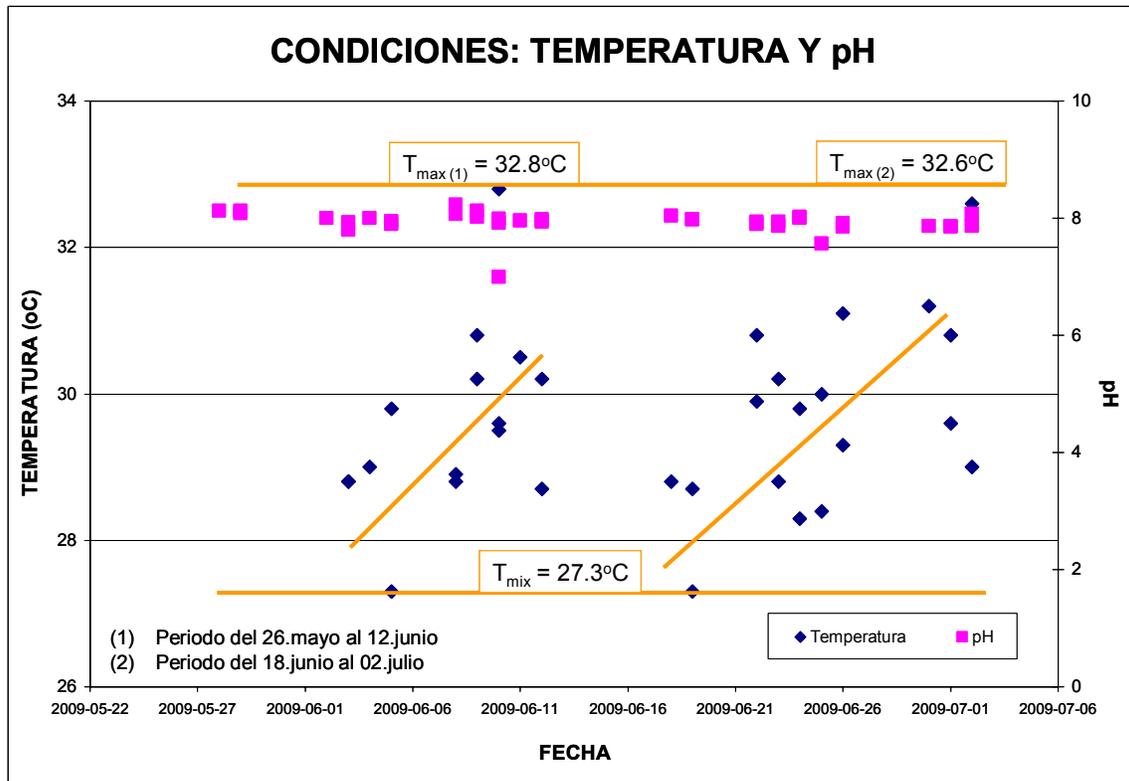


Figura IV.6.16 Condiciones de temperatura y pH del agua: Pozo 32R, Torreón

El pH permaneció constante ($\text{pH}_{\text{prom}} = 7.9 \pm 0.2$) durante el periodo de pruebas dentro del intervalo señalado por la NOM-127-SSA1-1994 de 6.5 – 8.5.

Con respecto a la temperatura, ésta presentó dos “ciclos” en los cuales se incrementó de 27.3 a 32.8 y 32.6°C, respectivamente. La diferencia de temperatura durante este periodo fue de 6°C.

El aumento de la temperatura en el agua tiene efectos directos sobre el desempeño de la nanofiltración; esto se debe a que las membranas, hechas de polímeros orgánicos, sufren una dilatación en su estructura aumentando el tamaño de los poros en su superficie y arreglo interno; por otro lado disminuye la viscosidad del agua, lo que a su vez incrementa la permeabilidad y, en consecuencia, el paso de la materia disuelta es mayor.

IV.6.3. Condiciones de operación: Pozo 13, Gómez Palacios, Durango

Una vez concluida la prueba en el pozo 32 de Torreón, Coah., el equipo se instaló en el pozo 13 de Gómez Palacio, Dgo. En este lugar las pruebas tuvieron menor duración; sin embargo, era importante corroborar el comportamiento del proceso con un agua de características diferentes. El periodo de pruebas fue del 28. agosto al 09. septiembre de 2009.

IV.6.3.1. *Instalación del Piloto de nanofiltración*

La Figura IV.6.17 muestra la instalación del piloto de NF en el pozo 13. Al igual que en el pozo 32 de Torreón, el agua que se tomaba del pozo no intervenía con la operación habitual del mismo y una vez tratada se regresaba a la red de distribución.



Figura IV.6.17 Instalación del piloto de nanofiltración: Pozo 13, Gómez Palacio

En las instalaciones del pozo 13, el piloto trabajo con un flujo de alimentación de 5.6 m³/h y una recuperación promedio de 61% (3.4 ± 0.3 m³/h); el flux promedio de operación (corregido a 25°C) fue de 21 L/h·m², con una permeabilidad⁷ de 6.7 L/h·m²·bar (25°C).

La presión de operación promedio con esta configuración del piloto fue de 3.1 ± 0.2 bar.

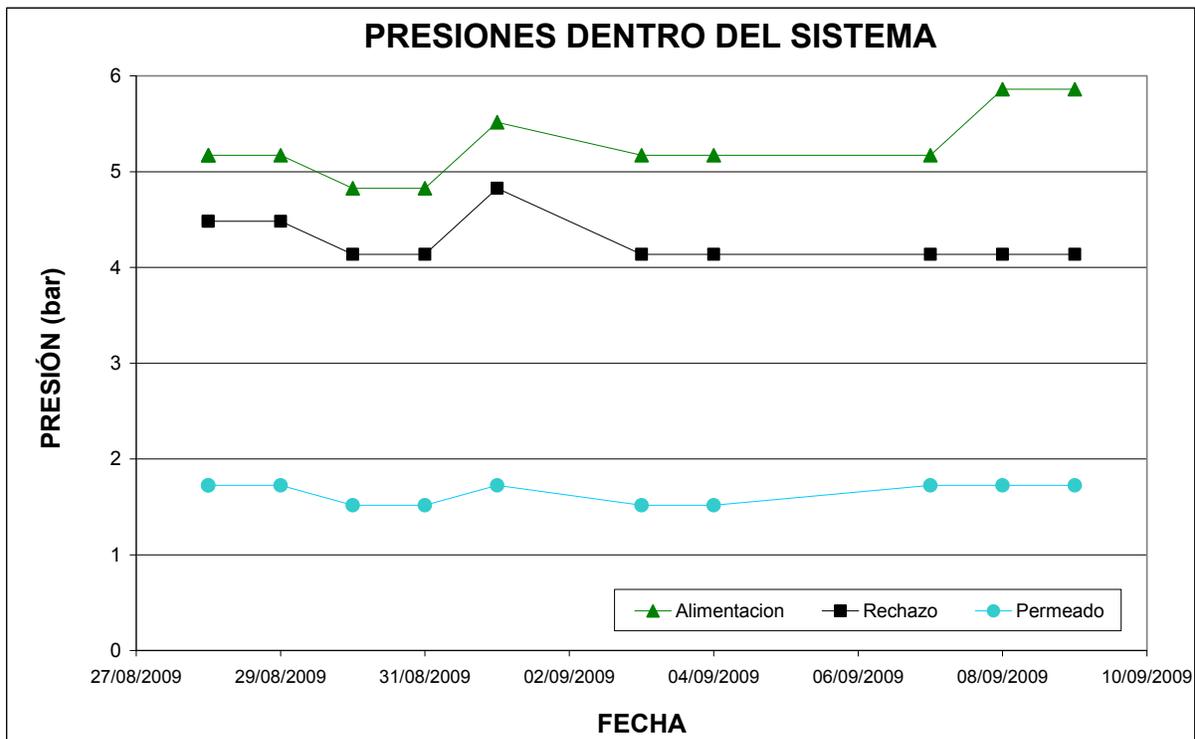
IV.6.3.2. *Presión y flujo de operación*

⁷ Con agua del pozo

Presión del sistema

Las presiones de alimentación y rechazo del banco presentaron un comportamiento muy similar durante casi todo el periodo de pruebas, hasta el día 08 de septiembre en el que hubo un ligero incremento en la presión de alimentación, con respecto a la presión del rechazo, debido probablemente al ensuciamiento de las membranas.

Las presiones de operación del sistema se presentan en la Figura IV.6.18, mientras que la caída de presión del mismo se muestra en la Figura IV.6.19.



**Figura IV.6.18 Evolución de las presiones de alimentación, rechazo y permeado:
Pozo 13, Gómez Palacio**

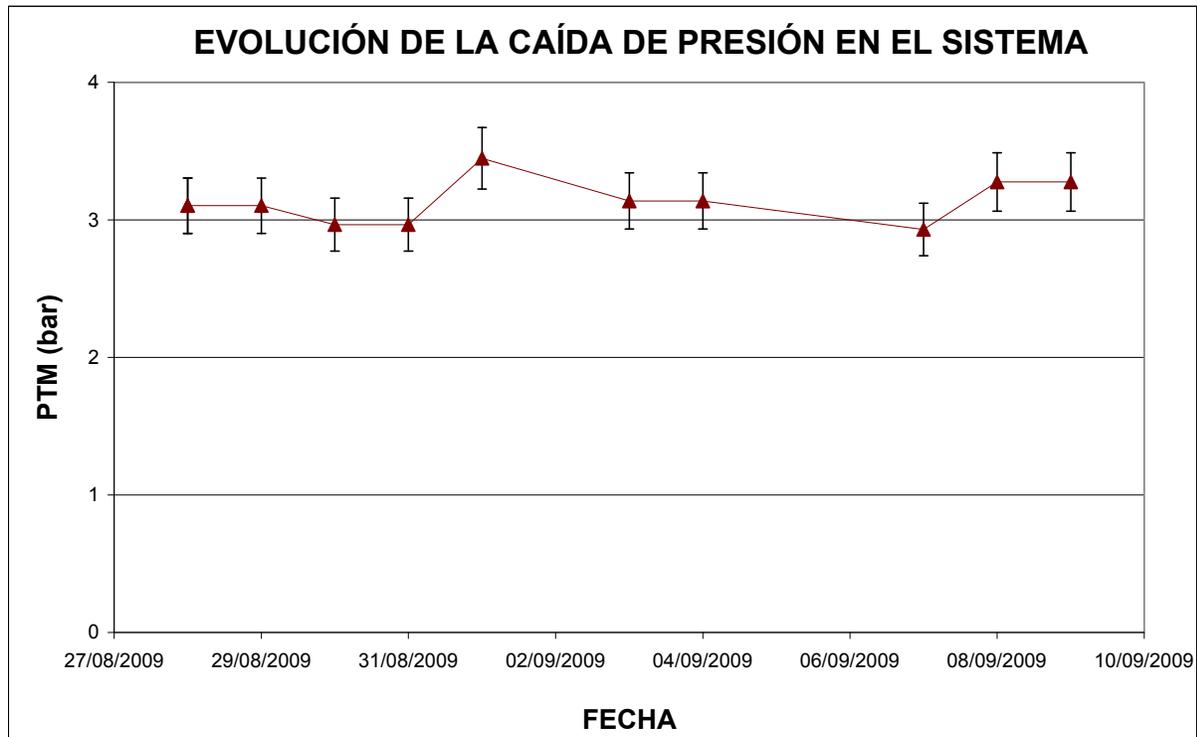


Figura IV.6.19 Evolución de la caída de presión (PTM) a través de la membrana: Pozo 13, Gómez Palacio

La caída de presión promedio en el pozo 13 fue ligeramente mayor (3.1 ± 0.2 bar) a la del Pozo 32 (2.7 ± 0.3 bar); esta diferencia posiblemente se deba a que durante este breve periodo de pruebas, las membranas no fueron sujetas a un lavado químico, por lo que habría una acumulación de sales en las mismas.

Flujo del sistema

Dado que dentro del pozo 13 no se contaba con un tanque de regulación y el agua era alimentada directamente del pozo, el flujo de alimentación al piloto de nanofiltración sufrió de pequeñas variaciones (5.6 ± 0.3 m³/h), mismas que se ven reflejadas en flujo de rechazo del sistema (Figura IV.6.20).

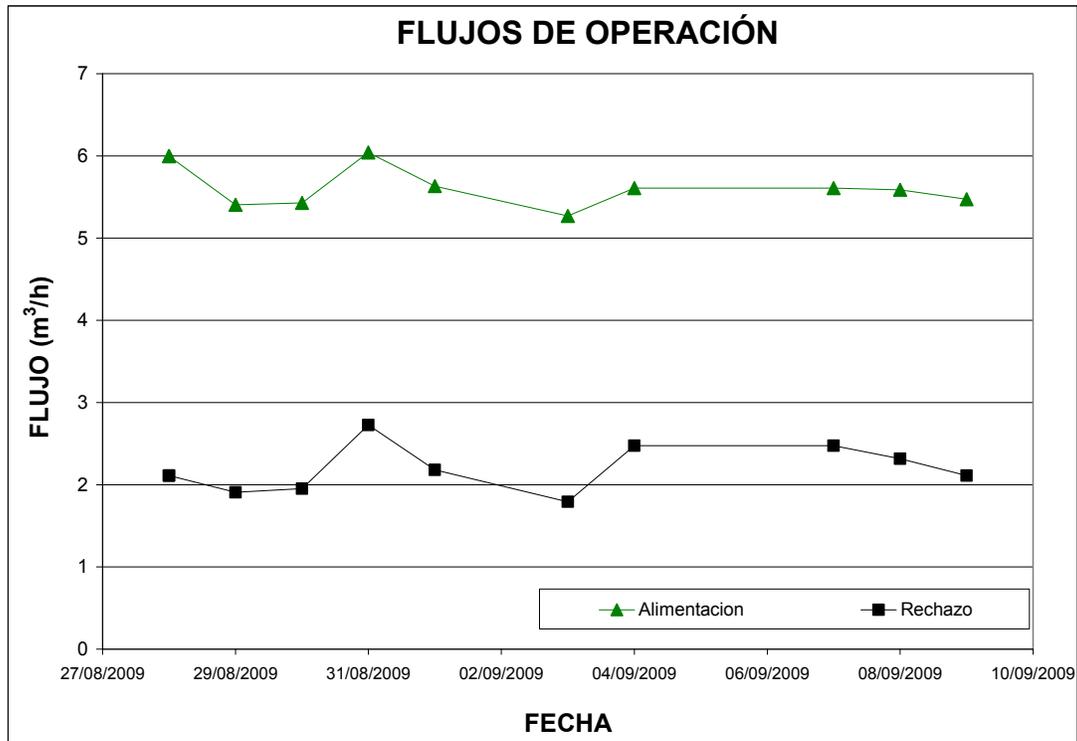


Figura IV.6.20 Evolución del flujo del permeado en función del tiempo: Pozo 13, Gómez Palacio

La eficiencia de recuperación del sistema fue en promedio de $61 \pm 4\%$, es decir que el flujo promedio de permeado fue equivalente $3.4 \pm 0.3 \text{ m}^3/\text{h}$ (Figura IV.6.21).

Sin tomar en cuenta el valor inicial, que es ligeramente superior al resto de las lecturas, se puede observar que el flujo permanece constante.

Con respecto a las condiciones de alimentación del pozo 32 (Torreón), donde la eficiencia de recuperación fue del 55.5, hubo un ligero incremento en la tasa de conversión ya que la eficiencia del pozo 13 (Gómez Palacio) fue del 61%.

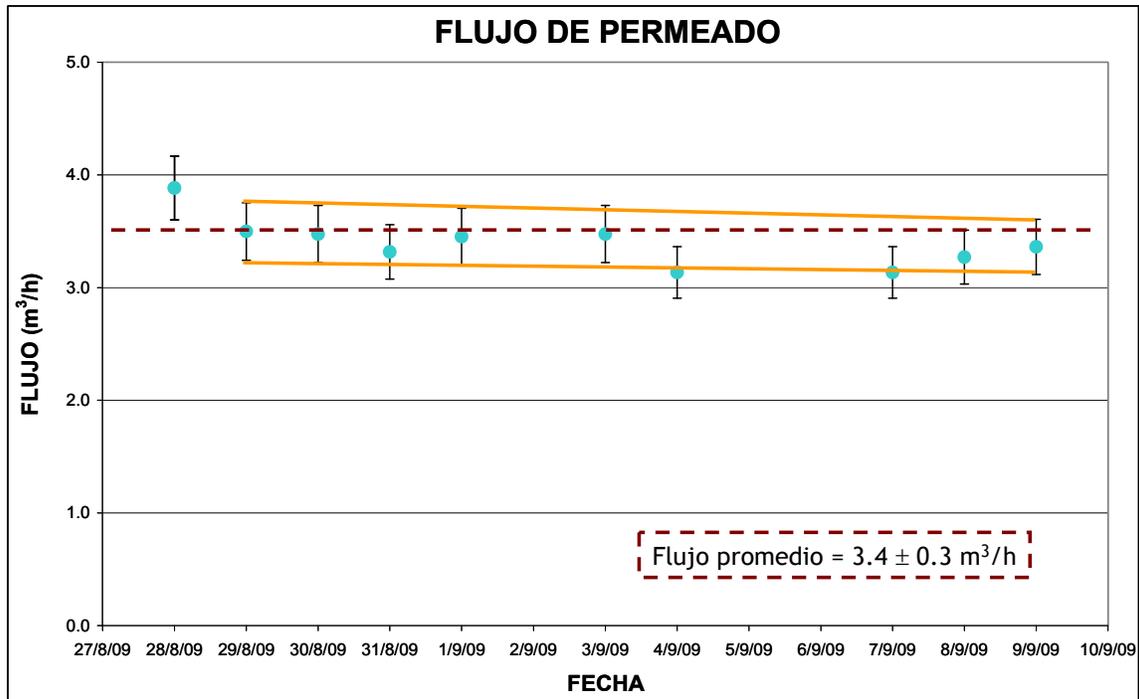


Figura IV.6.21 Evolución del flujo del permeado en función del tiempo: Pozo 13, Gómez Palacio

IV.6.3.3. Sólidos Disueltos Totales (SDT) y Conductividad

En cuanto al contenido de SDT y conductividad del agua, los parámetros presentaron ligeras variaciones a lo largo del periodo de pruebas (Figura IV.6.22).

La concentración promedio de SDT fue de 262 ± 10 mg/L, la concentración máxima de SDT que se presentó durante el periodo de pruebas fue de 288 mg/L, como en el caso del pozo 32 (Torreón) en ningún momento el pozo presentó concentraciones superiores a la establecida en la norma vigente de agua potable (NOM-127-SSA1-1994) de 1000 mg/L. En comparación con las condiciones del pozo 32, la concentración de SDT en el pozo 13 (Gómez Palacio) fue de la mitad del pozo en Torreón.

La conductividad tuvo un valor promedio de 410 ± 6 , manteniéndose en el intervalo de 405 a 421 μ S/cm.

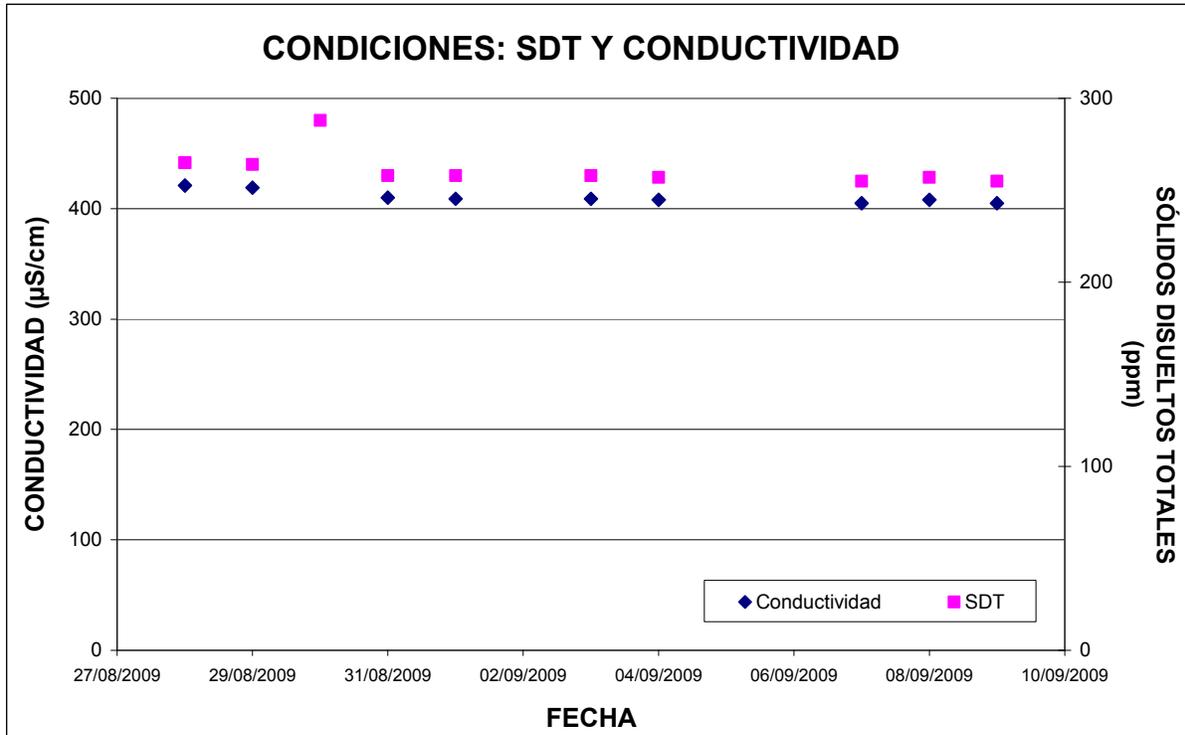


Figura IV.6.22 Condiciones de SDT y conductividad: Pozo 13, Gómez Palacio

IV.6.3.4. Temperatura y pH

La Figura IV.6.23 presenta las condiciones de temperatura y pH del agua de pozo en las cuales se llevaron a cabo las pruebas.

El pH permaneció prácticamente constante en 7.6 ± 0.1 durante el periodo de pruebas, ligeramente inferior al pH del agua del pozo en Torreón ($pH_{prom} = 7.9 \pm 0.2$) y en ambos casos siempre dentro del intervalo señalado por la NOM-127-SSA1-1994 de 6.5 – 8.5 unidades de pH.

La temperatura promedio del agua fue de $29.7 \pm 1.6^\circ\text{C}$ en un intervalo entre 26.3 y 32.2, la diferencia de temperatura en ambos pozos fue constante $\Delta T = 6^\circ\text{C}$.

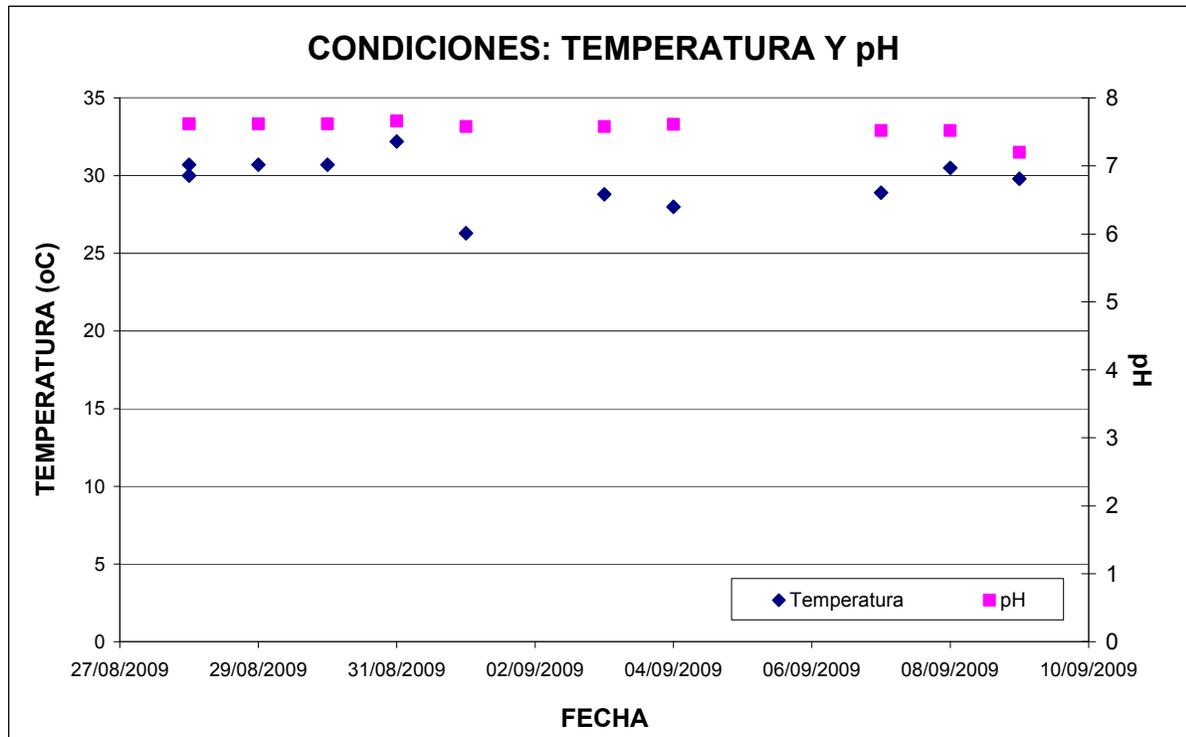


Figura IV.6.23 Condiciones de temperatura y pH: Pozo 13, Gómez Palacio

IV.6.4. Resultados: Pozo 32R, Torreón, Coahuila

IV.6.4.1. Remoción de arsénico total

El comportamiento del sistema en campo fue satisfactorio, el agua del pozo presentó una concentración promedio de arsénico de $80.1 \pm 11.2 \mu\text{g/L}$, oscilando entre 42 y 94 $\mu\text{g/L}$. Para el agua tratada, prácticamente todas las muestras presentaron concentraciones inferiores a 10 $\mu\text{g/L}$, con excepción de la muestra del día 2 de julio en que se registró una concentración de 11 $\mu\text{g/L}$.

En la Figura IV.6.24 se muestra el comportamiento del proceso de remoción de arsénico. Las lecturas de la concentración de arsénico del agua tratada son comparadas con la norma vigente de agua potable en México, la NOM-127-SSA1-1994, modificada el año 2000 y con el valor guía de la Organización Mundial de la Salud (OMS). El agua producto satisface las condiciones tanto de la Norma mexicana como de la guía de la OMS.

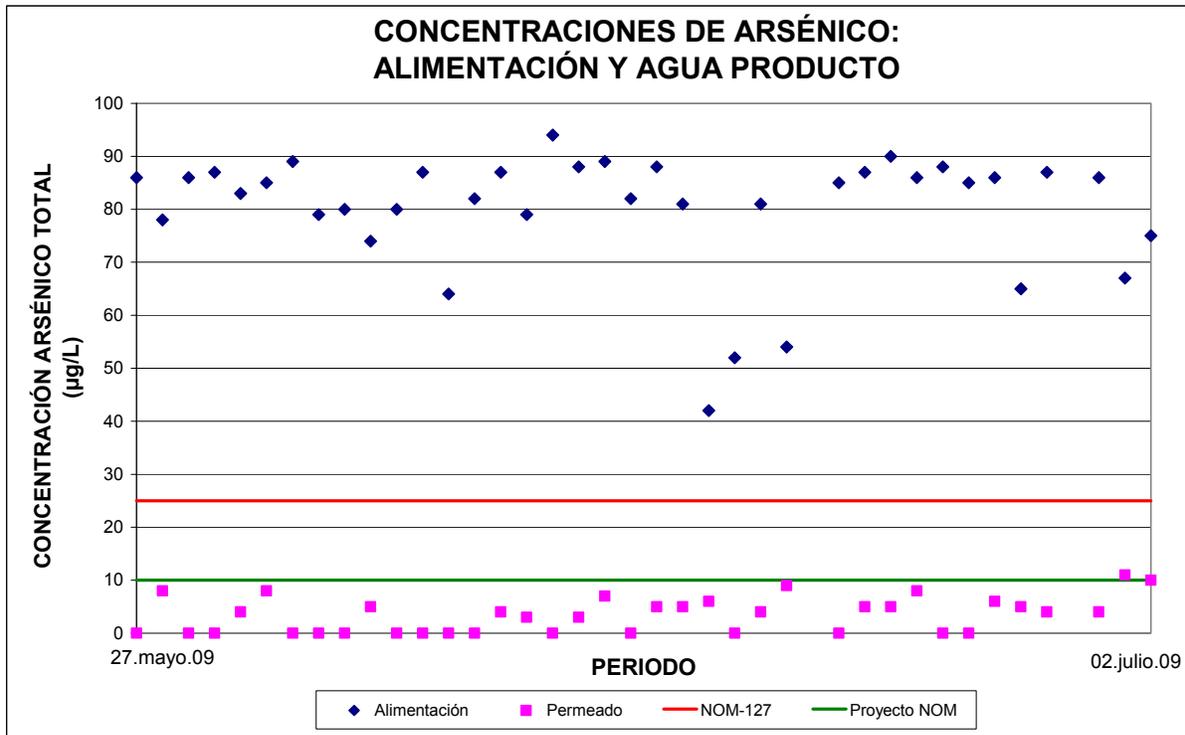


Figura IV.6.24 Concentraciones de arsénico en el agua cruda y el agua tratada mediante nanofiltración: Pozo 32R, Torreón

La nanofiltración resulta un proceso efectivo para el control del arsénico en la región, ya que en promedio alcanza una eficiencia de remoción de 95.4%, siendo la eficiencia más baja de 83% (23 de junio de 2009); en todos los casos se satisfizo tanto la norma nacional (NOM-127-SSA1-1994) e internacional (OMS,).

IV.6.4.2. Remoción parámetros complementarios

En cuanto a otros parámetros de interés (Figura IV.6.25), el proceso mostró gran eficiencia en la remoción de sales disueltas; la conductividad se redujo en promedio en $86 \pm 3\%$, y si bien no se llevó a cabo una medición exhaustiva de los iones presentes en el agua (sulfatos, bicarbonatos, calcio, magnesio y sodio), la dureza disminuyó en $94 \pm 4\%$, el alcalinidad, aunque presente, se redujo en $76 \pm 13\%$.

Mas allá del arsénico eliminado, puede mencionarse la excelente calidad del agua producida; presenta un pH neutro (7.5), baja alcalinidad y dureza (31.5 y 14.5 mg/L como CaCO_3 en promedio) por lo que no es corrosiva y no tiene capacidad incrustante.

En el Anexo IV.1 se incluyen los datos completos del seguimiento de los parámetros mencionados.

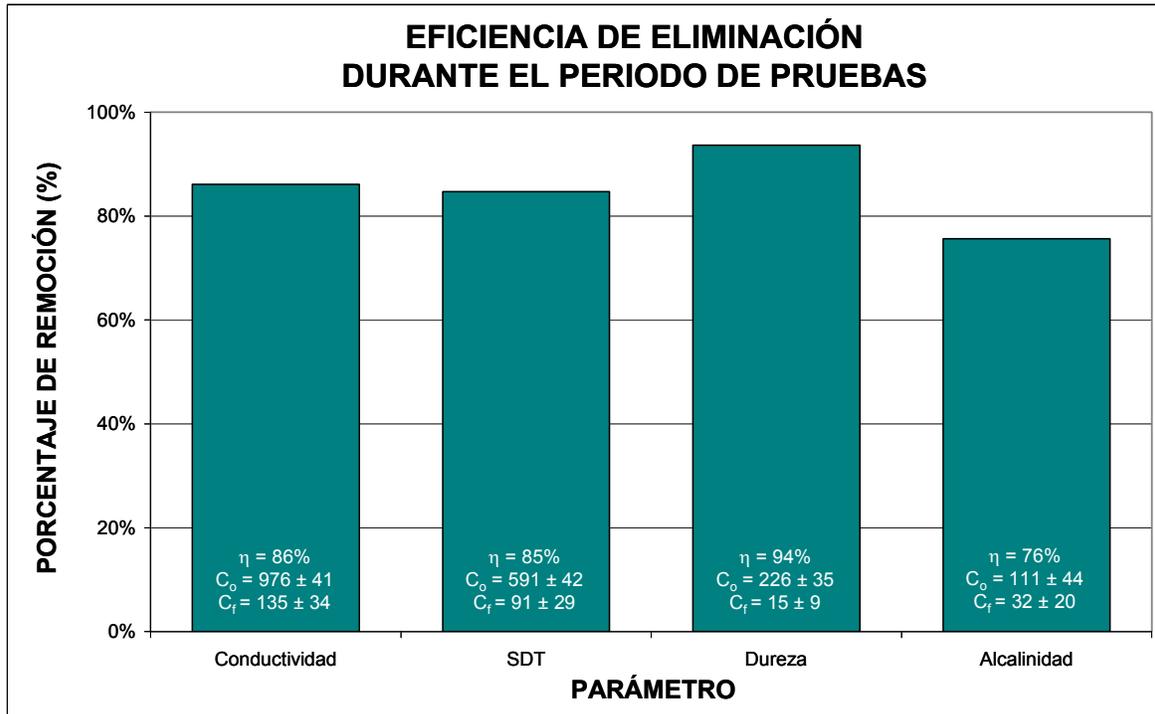


Figura IV.6.25 Eficiencia de eliminación para los parámetros relacionados con la salinidad del agua: Pozo 32R, Torreón

En conclusión, considerando la caracterización inicial del agua, los altos niveles de eliminación de arsénico y comparando con la norma vigente de agua potable en el país (NOM-127-SSA1-1994), el agua producto del proceso de Nanofiltración es de calidad potable.

IV.6.4.3. Estabilidad del agua

Con el fin de verificar si el agua requiere remineralización, es decir si es estable, corrosiva o incrustante se calculó el índice de saturación de Langelier (ISL) mediante la siguiente ecuación

$$ISL = pH - pH_s$$

Donde

pH es el parámetro medido en campo

$$pH_s = (9.3 + A + B) - (C + D)$$

$$A = (\text{Log}_{10} [\text{SDT}] - 1) / 10$$

$$B = -13.12 \times \text{Log}_{10} (^\circ\text{C} + 273) + 34.55$$

$$C = \text{Log}_{10} [\text{Ca}^{+2} \text{ como } \text{CaCO}_3] - 0.4$$

$$D = \text{Log}_{10} [\text{alcalinidad como } \text{CaCO}_3]$$

$$pH_s = (9.3 + \text{Log}_{10}(104.99) - 1)$$

$$pH_s = \left(9.3 + \frac{\text{Log}_{10}(104.99) - 1}{10} - 13.12 \times \text{Log}_{10}(29.7 + 273) + 34.5 \right) - (\text{Log}_{10}(18.53) - 0.4 + \text{Log}_{10}(42.5))$$

$$pH_s = 8.40$$

$$\text{ISL} = 7.57 - 8.40 = -0.83$$

Por lo tanto el agua es ligeramente corrosiva y es necesario agregar sustancias alcalinas que contrarresten dicha característica. Agregando 4 mg/L de cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) y 3 mg/L de carbonato de sodio (Na_2CO_3), se logra que el ILS sea 0, la zona ideal para el agua potable es $0 < \text{ILS} < 0.5$.

IV.6.4.4. Comportamiento de la energía

El consumo energético fue graficado en función del volumen de agua producido (Figura IV.6.26); la pendiente de la curva representa la energía específica del proceso, es decir, la cantidad de energía consumida para producir un metro cúbico de agua.

Con el actual motor de la bomba del piloto de nanofiltración (de 5 Hp de potencia) la energía específica fue de 0.6878 KWh/m^3 . Cabe aclarar que en este piloto, el motor está sobredimensionado, ya que de acuerdo con el diseño del proceso, un motor de 1.5 Hp sería suficiente para alcanzar las condiciones de operación requeridas para el buen funcionamiento del piloto; sin embargo, comercialmente no se encontró una bomba que pudiera proporcionar el caudal y la presión de alimentación utilizando un motor menor a 5 Hp.

Por otro lado, es importante precisar que si se eligiera a la nanofiltración como sistema para el tratamiento del agua en la región, el sistema requeriría una unidad de filtración con arena como protección al banco de membranas, lo que ocasionaría un consumo energético adicional.

CONSUMO ENERGETICO DE LA NANOFILTRACION: POZO 32R, TORREON, COAHUILA

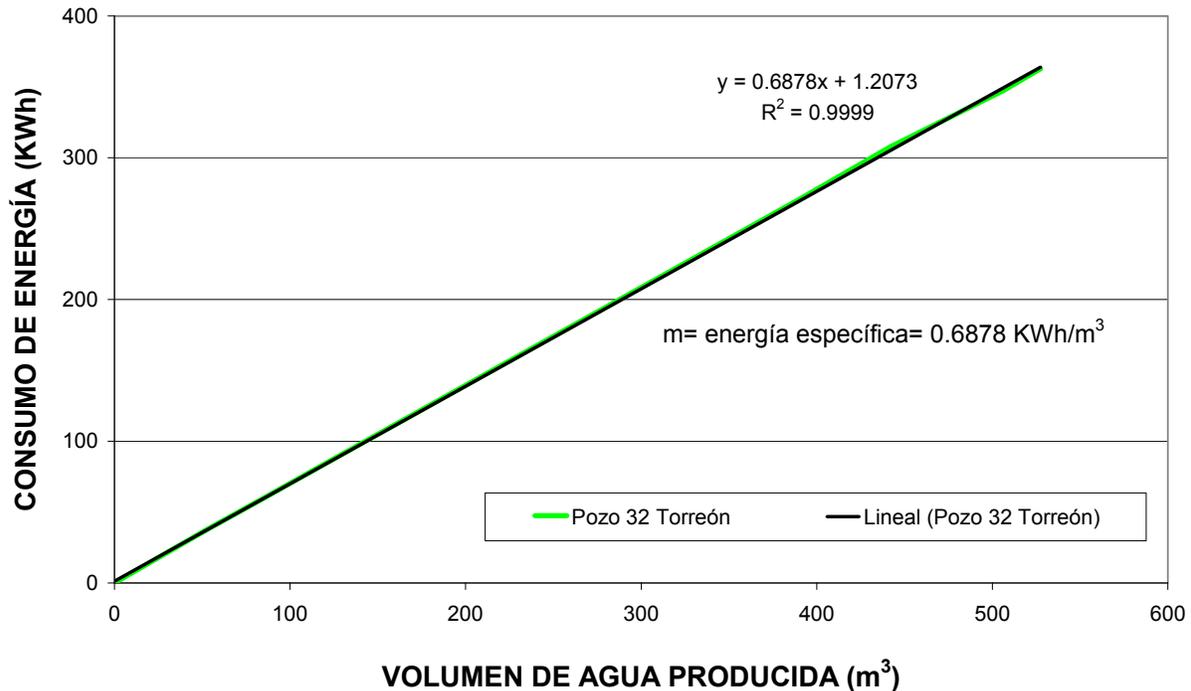


Figura IV.6.26 Energía específica consumida por la unidad de nanofiltración: Pozo 32R, Torreón

Considerando el sobre-dimensionamiento del motor actual, el consumo final del proceso de nanofiltración, incluyendo la filtración en arena, sería del orden del cálculo efectuado.

IV.6.5. Resultados: Pozo 13, Gómez Palacio, Durango

IV.6.5.1. Remoción de arsénico total

La concentración de arsénico total en el pozo 13 (Gómez Palacio) fue en promedio de $86 \pm 21 \mu\text{g/L}$, con un intervalo de concentración de 56 a 102 $\mu\text{g/L}$; la concentración en el pozo 13 fue ligeramente mayor, y mucho más variable, que la que se presentó en Torreón (pozo 32) de $80 \pm 11 \mu\text{g/L}$.

Los resultados de remoción obtenidos en el pozo 13 se presentan en la Figura IV.6.27; se puede observar que en general el comportamiento del sistema es satisfactorio.

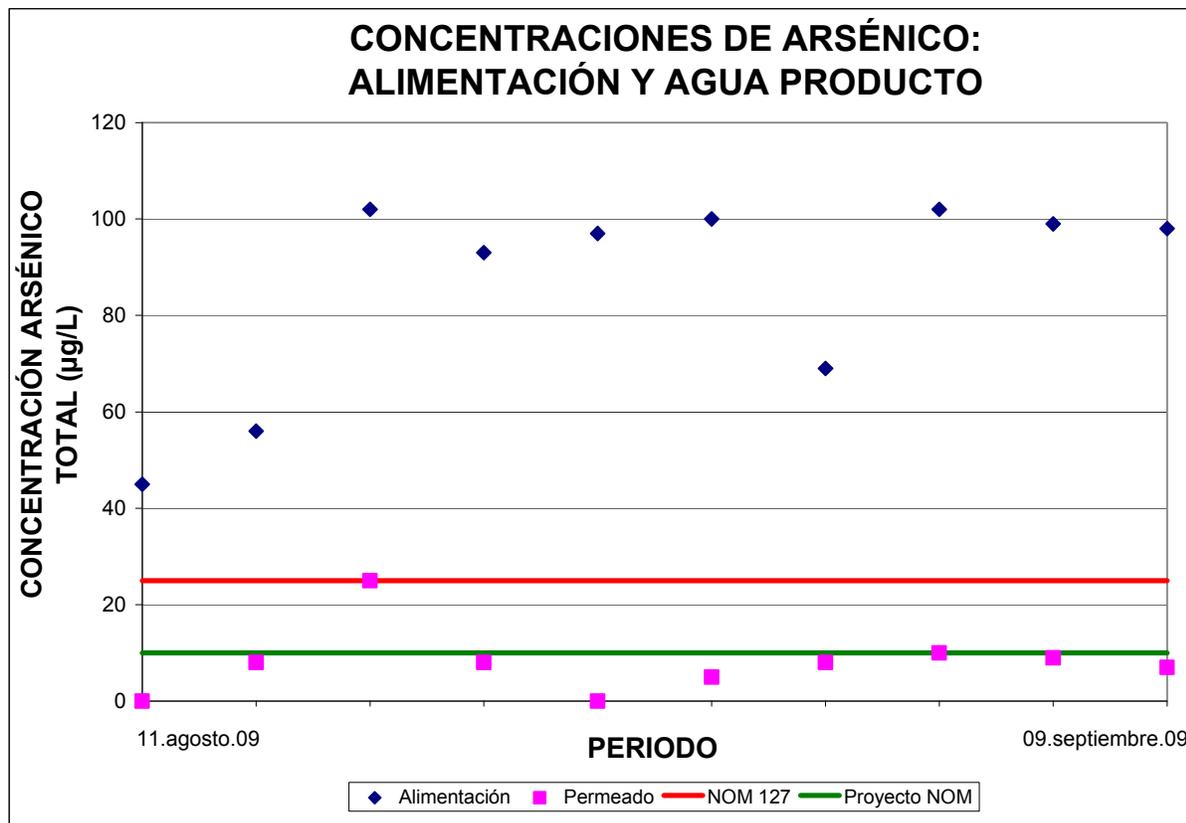


Figura IV.6.27 Concentraciones de arsénico en el agua cruda y el agua tratada mediante nanofiltración: Pozo 13, Gómez Palacio

Nuevamente, comparando las concentraciones de arsénico total obtenidas con la modificación a NOM-127-SSA1-1994 se puede observar que se cumple con la legislación. Cabe mencionar que en la medición de arsénico total, en el permeado, del tercer día de pruebas fue muy elevada, de 25 µg/L (dato obtenido mediante el método rápido *Arsenator*), es probable que esta lectura se trate de un error de medición, o en su defecto de contaminación cruzada, ya que el resto de las muestras presentaron concentraciones menores o iguales a 10 µg/L, lo que resulta consistente con el desempeño que tuvo el sistema en la etapa del pozo 32.

La eficiencia promedio del proceso de nanofiltración fue de $91 \pm 7\%$; el intervalo de eficiencias se encontró entre 75 y 100% de eliminación. En el caso de la mínima eficiencia (75%), es decir la peor de las circunstancias, el proceso continuó garantizando la potabilidad del agua cumpliendo con la norma vigente.

IV.6.5.2. Remoción parámetros complementarios

La concentración de sólidos disueltos totales en el pozo 13 (Gómez Palacio) fue sustancialmente menor a la concentración del pozo 32 (Torreón), en promedio la mitad (262 ± 10 mg/L). En este sentido se puede concluir que el contenido de sales disueltas como sulfatos, bicarbonatos, entre otros disminuyó notablemente su presencia después del tratamiento. La Figura IV.6.28 presenta la eficiencia de remoción para diversos parámetros relacionados con el contenido salino del agua.

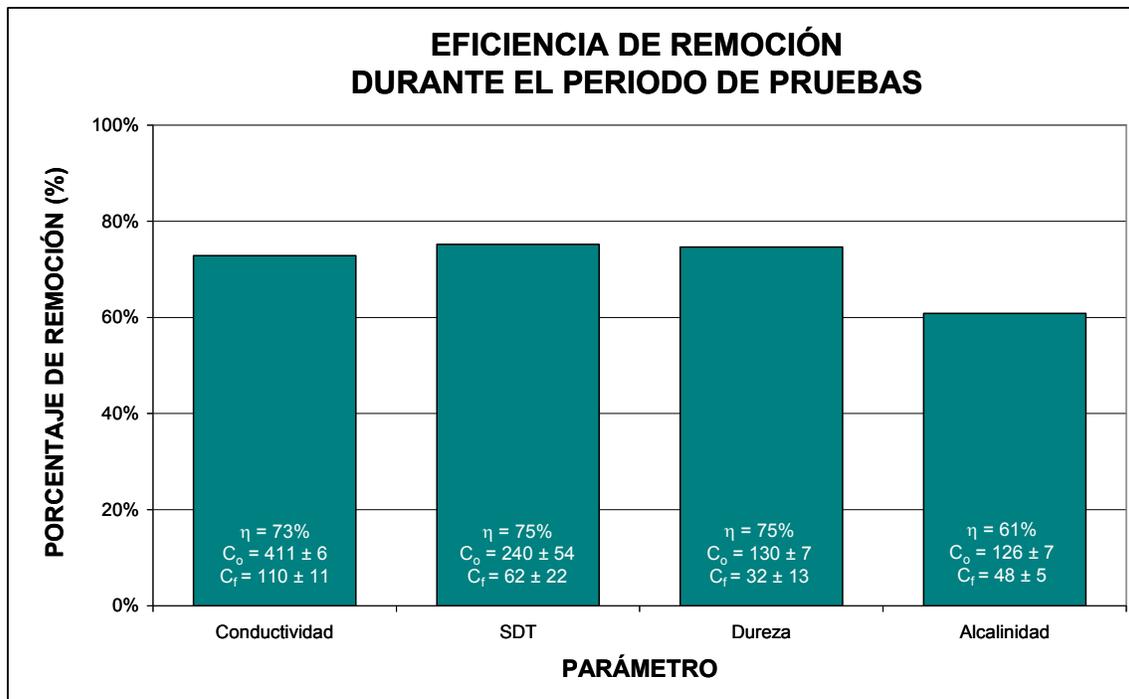


Figura IV.6.28 Eficiencia de eliminación para los parámetros relacionados con la salinidad del agua: Pozo 13, Gómez Palacio

En conclusión, considerando la caracterización inicial del agua, los altos niveles de eliminación de arsénico y comparando con la norma vigente de agua potable en el país (NOM-127-SSA1-1994), el agua producto del proceso de Nanofiltración es de calidad potable.

IV.6.5.3. Estabilidad del agua

Con el fin de verificar si el agua requiere remineralización, es decir si es estable, corrosiva o incrustante se calculó el índice de saturación de Langelier (ISL) mediante la siguiente ecuación

$$ISL = pH - pH_s$$

Donde

pH es el parámetro medido en campo

$$pH_s = (9.3 + A + B) - (C + D)$$

$$A = (\text{Log}_{10} [\text{SDT}] - 1) / 10$$

$$B = -13.12 \times \text{Log}_{10} (^\circ\text{C} + 273) + 34.55$$

$$C = \text{Log}_{10} [\text{Ca}^{2+} \text{ como } \text{CaCO}_3] - 0.4$$

$$D = \text{Log}_{10} [\text{alcalinidad como } \text{CaCO}_3]$$

$$pH_s = (9.3 + \text{Log}_{10}(104.99) - 1)$$

$$pH_s = \left(9.3 + \frac{\text{Log}_{10}(63.5) - 1}{10} - 13.12 \times \text{Log}_{10}(29.9 + 273) + 34.5 \right) - (\text{Log}_{10}(32.7) - 0.4 + \text{Log}_{10}(49.1))$$

$$pH_s = 8.57$$

$$ISL = 7.22 - 8.57 = -1.34$$

Por lo tanto el agua es ligeramente corrosiva y es necesario agregar sustancias alcalinas que contrarresten dicha característica. Al igual que en el caso de Torreón, Coah., agregando 4 mg/L de cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) y 3 mg/L de carbonato de sodio (Na_2CO_3), se logra que el ILS sea 0, la zona ideal para el agua potable es $0 < ILS < 0.5$.

IV.6.5.4. Comportamiento de la energía

El consumo de energía eléctrica también fue medido en el pozo 13; sin embargo, debido a algunos problemas operativos fue necesario reinicializar el medidor durante el desarrollo de las pruebas.

En la Figura IV.6.29 se muestra el patrón del agua tratada contra el consumo de energía, como se observa claramente, la pendiente de la línea de tendencia es prácticamente igual a la que se obtuvo en el pozo 32 de Torreón, Coah. En estas condiciones, la energía específica es de 0.69 KWh/m³ de agua tratada.

Cabe aclarar que el equipo piloto no está optimizado desde el punto de vista energético, ya que, por el caudal y presión que maneja, las bombas comerciales se alejan bastante de la zona de mayor eficiencia electromecánica. El consumo real de energía que se tendría en una planta formal es menor, por la pura unidad de nanofiltración sería alrededor de 0.35 KWh/m³, al incluir la energía para operar los filtros, las bombas de limpieza y las dosificadoras el consumo energético es de 0.7 KWh/m³.

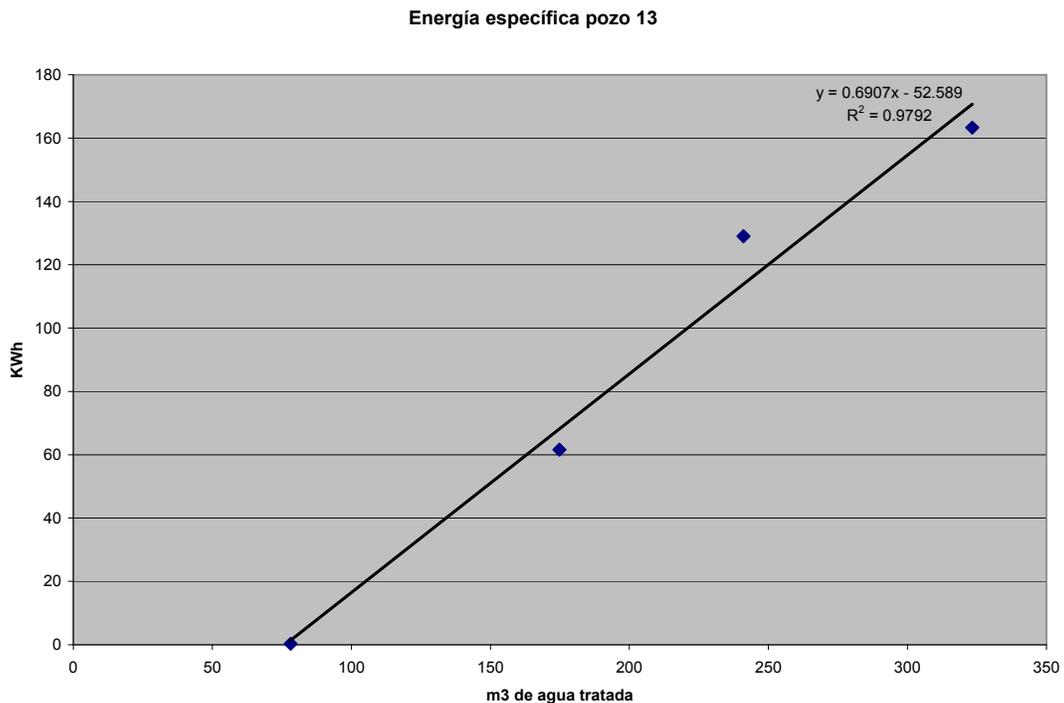


Figura IV.6.29 Energía específica de la nanofiltración: Pozo 13, Gómez Palacio

IV.6.6. Consideraciones del diseño

IV.6.6.1. Descripción de la planta

La figura IV.6.30 es un diagrama del proceso de nanofiltración. El agua se recibe en un tanque de 15 m³ de capacidad y mediante dos bombas alimenta a una batería de cinco filtros de arena de 1.82 m de diámetro de operación manual, fabricados en acero al carbón recubierto. El agua filtrada se es enviada directamente a los filtros cartucho. La dosificación del antiincrustante se llevará a cabo en línea justo antes de los filtros cartucho.

Cada uno de los dos módulos, contará con un filtro de cartuchos fabricado en acero inoxidable 316, con 22 cartuchos de 2.5" x 40".

Después de los filtros cartucho estarán colocadas las bombas de alta presión de 15 L/s y para una carga de hasta 6.3 kg/cm², ambas bombas fabricadas en acero inoxidable 316 y acoplada a un motores de 15 HP equipados con variador de frecuencia.

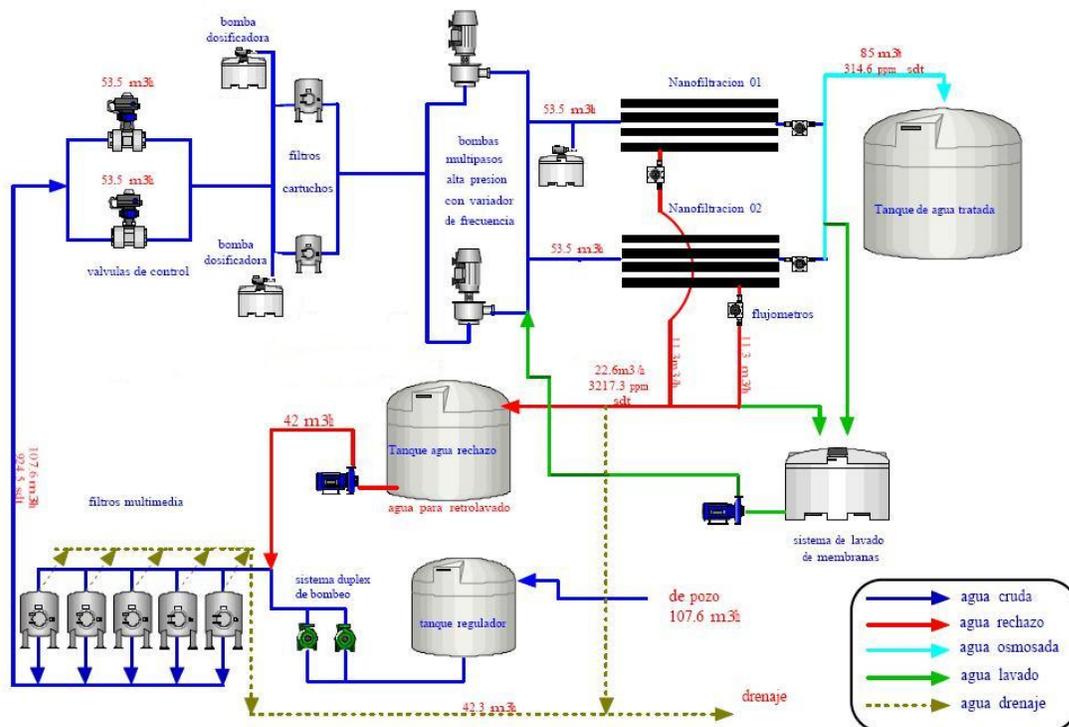


Figura IV.6.30. Diagrama de la planta de nanofiltración.

Cada banco de nanofiltración consiste de ocho recipientes de presión de 8" de diámetro y para 6 membranas cada uno. El arreglo de cada banco es 5:3; cinco recipientes de presión de 6 membranas en la primera etapa y tres recipientes de presión de 6 membranas para la segunda etapa. En total cada módulo contendrá 48 membranas de 8" de diámetro. El flux de diseño de los módulos es de 24.1 L/m²h.

Los bancos de nanofiltración están instrumentados para la medición y el control de los flujos de alimentación y de permeado, así como de las presiones de alimentación y de rechazo. También cuentan con sensores de conductividad y ORP en la alimentación, y de conductividad y pH en el permeado. Además de interruptores por alta y baja presión.

Para realizar las secuencias de servicio, retrolavado y enjuague, los filtros contarán con válvulas manuales tipo mariposa. El retrolavado se activará cuando la caída de presión sea superior a 1 kg/cm² y se utilizará agua del rechazo de la nanofiltración, la operación durará 20 minutos, seguido de una etapa de enjuague de 10 minutos de duración.

El agua tratada se recibirá en un tanque de 15,000 L y de ahí se envía a la red de distribución.

El sistema de limpieza de membranas consta de un tanque de 1,100 L, un filtro de 22 cartuchos, fabricado en acero inoxidable 316 y una bomba centrífuga, con interiores fabricados en acero inoxidable 316, y acoplada a motor de 15 HP. Este equipo estará conectado con tubería rígida a los dos módulos de nanofiltración.

El control de la planta se hace desde un Programador Lógico Controlable y cuenta con un tablero de control y fuerza NEMA 12 autosoportado.

IV.6.6.2. Desechos líquidos

Con el nivel de recuperación que se puede recuperar por las concentraciones de sílice, dureza, bario y estroncio (79%), si los pozos no exceden de 0.11 mg/L de arsénico en el agua, la salmuera tampoco excederá el nivel máximo permisible de 0.5 mg/L establecido en la NOM-002-SEMARNAT-1996 que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal y por lo mismo es susceptible de ser vertida en el alcantarillado.

IV.6.6.3. Mano de obra

Los operadores de la planta deberán tener una escolaridad mínima de preparatoria y deben ser capaces de preparar diluciones y conocimientos de computación.

Para la operación de la planta no es necesaria la presencia continua del operador, ya que el proceso requiere de poca operación y supervisión. Aún así, todos los días es necesario verificar los niveles de los reactivos a utilizar (antiincrustante, metabisulfito de sodio si aplica) y que se tenga un seguimiento continuo de las presiones y los caudales de entrada, de rechazo y de permeado. La conductividad o los sólidos disueltos totales a la entrada y en el permeado también deben tener un seguimiento continuo, por lo menos dos registros por turno: al inicio y hacia la mitad del turno, de tal forma que cada 4 horas se cuente con un registro.

El retrolavado de los filtros se hará en función de la pérdida de presión o del tiempo, cuando la Δp exceda 1 kg/cm^2 , o en su defecto a las 48 horas de funcionamiento será necesario hacer el retrolavado de los filtros.

Las operaciones de limpieza de las membranas se llevarán a cabo cada 6 meses si la presión transmembrana (PTM diferencia de presión entre la entrada y el rechazo) se mantiene en un intervalo aceptable (menor a 1.5 kg/cm^2). Si la PTM supera ese valor antes de los 6 meses, será necesario hacer el lavado químico de las membranas con mayor periodicidad.

La sustitución de los cartuchos filtrantes se llevará a cabo cuando la pérdida de presión entre la entrada y salida de los filtros cartucho sea mayor a 1 kg/cm^2 (15 psig).

La limpieza química de las membranas requiere de la presencia e intervención de dos operadores por un lapso de 8 a 16 horas.

Cuando haya que sustituir membranas también se requerirá la intervención continua de dos operadores por un periodo de 8 a 16 horas.

La concentración arsénico en el efluente es recomendable que se mida una vez al día; si se puede establecer una buena correlación entre la conductividad y la concentración de arsénico, esa medición se puede espaciar.

IV.6.6.4. Costos de operación

La Tabla IV.6.1, es un resumen los principales conceptos de la operación anual de la planta que se tomaron como base del costeo.

Tabla IV.6.1. Consumo anual de la planta de nanofiltración para 30 L/s.

Concepto	Unidad	Cantidad	Precio unitario (\$)	Total (\$)
Volumen alimentado	m ³	933,120		
Volumen producido	m ³	737,165		
Recuperación de agua	%	79		
Energía específica	KWh/m ³	0.7		
Consumo de energía eléctrica	KWh	516,015.36	1.3408	691,890.60
Consumo de antiincrustante	kg	2,519.42	284.74	717,389.75
Consumo de reactivos de limpieza	kg	759.04	268.18	203,559.58
Consumo de cal (Ca(OH) ₂)	Kg	2,948.66	3.9	11,499.77
Consumo de carbonato de sodio (Na ₂ CO ₃)	kg	2211.495	11.7	25,874.49
Sustitución de membranas (se consideró que una quinta parte de las membranas serán sustituidas anualmente, en vez de todas cada 5 años).	membrana	19.2	11,040.00	211,968.00
Consumo de filtros cartucho	cartuchos	768	192	147,456.00
Mano de obra requerida	horas	3,346	25.24	84,453.04
Total				2,094,091.23

Costo del agua tratada \$ 2.84/m³, no incluye costo de inversión.

IV.6.7. Conclusiones de las pruebas de nanofiltración

- El proceso de nanofiltración es viable para la remoción de arsénico; se torna en una opción muy atractiva cuando el agua, además de contener arsénico, es dura o salobre ya que el proceso permite controlar a otros iones como calcio, magnesio, sulfatos y carbonatos.
- Las salmueras generadas son aptas para vertirse en el alcantarillado sanitario, si la localidad cuenta con planta de tratamiento de aguas residuales, ya que no exceden los límites establecidos por la norma que regula las descargas al los sistemas de drenaje sanitario NOM-002-SEMARNAT-1996.
- Entre las ventajas que ofrece es el requerir poco espacio para la instalación y la flexibilidad de la misma, ya que los componentes más voluminosos son los tanques de entrada de agua cruda, de agua filtrada para retrolavado y del agua tratada. Además, requiere poca mano de obra y el proceso se puede vigilar en forma remota.



CAPÍTULO V EVALUACIÓN ECONÓMICA



V. Evaluación Económica	V-1
V.1. Análisis de costos.....	V-3
V.2. Análisis económico.....	V-6

Índice de Tablas

Tabla V.1. Comparación entre las principales características de las tecnologías comparadas.....	V-2
Tabla V.2. Insumos y reactivos requeridos para la operación anual de las tecnologías comparadas.....	V-4
Tabla V.3. Costos de operación anualizados	V-5
Tabla V.4. Resumen de Indicadores económicos.	V-6
Tabla V.5. Cálculo del Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo para la adsorción en dióxido de titanio.	V-8
Tabla V.6. Cálculo del Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo para coagulación convencional.....	V-9
Tabla V.7. Cálculo del Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo para electrocoagulación.....	V-10
Tabla V.8. Cálculo del Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo para microfiltración.....	V-11
Tabla V.9. Cálculo de Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo de la Nanofiltración.....	V-12

V. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Las tecnologías de remoción de As probadas son: adsorción en medios específicos, coagulación convencional, electrocoagulación, microfiltración, nanofiltración y deionización capacitiva.

En el capítulo anterior se presentaron los resultados de cada uno de ellas y se concluyó que todas son efectivas en la remoción del metaloide; sin embargo, debido a que la deionización capacitiva no puede tratar caudales mayores a 1 L/s, no es apta para tratar el agua que se distribuye en la red, su uso se debe enfocar hacia aplicaciones más pequeñas como es el embotellado de agua y puede ser útil en comunidades rurales.

Las otras cinco tecnologías son aptas para tratar la totalidad del agua producida por los pozos con problemas de arsénico, todas ellas pueden producir efluentes con concentraciones menores a 10 µg/L (0.01 mg/L) de este contaminante. Independientemente de los costos de inversión y operación cada una de ellas presenta particularidades que la hacen más o menos atractiva para su instalación (Tabla V.1); por ejemplo, la coagulación convencional y la electrocoagulación demandan mucha mano de obra, ya que aún automatizando las plantas, es necesario tener al menos un operador de tiempo completo por turno en éstas. Las otras tecnologías no demandan personal de tiempo completo por turno, o visto de otra forma, es posible que el operador pueda atender a más de una planta si se cuenta con un vehículo de soporte y la instrumentación necesaria.

Como se observa en la misma Tabla V.1, cada una de las tecnologías presenta aspectos de interés que contribuyen a que el proceso sea atractivo para su implementación en un sistema municipal de agua potable. Por ejemplo la nanofiltración ocupa muy poco espacio, es capaz de remover con muy buena eficiencia otras sustancias que pueden imprimirle características organolépticas indeseables al agua, pero es la tecnología con el segundo costo de inversión más alto, el segundo costo de operación más alto y es la que más agua pierde.

La coagulación convencional tiene el segundo costo de operación más bajo, el segundo costo de inversión más bajo, pero demanda mucha mano de obra, requiere de más espacio que las otras tecnologías y es la que más lodos de desecho genera. Además, es muy importante que el personal de operación no cambie continuamente, ya que con operadores inexpertos es muy fácil que el proceso se desestabilice y no ofrezca buenos resultados.

Tabla V.1. Comparación entre las principales características de las tecnologías comparadas.

Tecnología	Adsorción en medios específicos	Coagulación convencional	Electro-coagulación	Micro-filtración	Nano-filtración
Demanda de mano de obra (h.h./mes)	240	720	720	360	360
Agua perdida %	2	5	5	2	20 a 25
Lodos de desecho (ton/mes)	6	17.17	10.34	5.24	N.A.
Espacio requerido para la instalación (m²)	110	200¹	200¹	140	140
Remoción de otras sustancias²	No	No	No	No	Calcio, magnesio, sulfatos y cloruros
Costo de inversión (M\$)	3.3	4.5	5.284	7.955	5.692
Costo de operación³ (\$/m³)	3.25	1.52	2.09	1.13	2.84

¹ Tienen muy poca flexibilidad para la instalación. ² Con base en los parámetros medidos en campo. ³ La estimación de la cantidad de mano de obra se explica en la sección V.1.

V.1. ANÁLISIS DE COSTOS.

Con los parámetros de operación medidos en campo y los costos de los insumos utilizados se calculó el costo anual de operación de las cinco tecnologías susceptibles de aplicarse a grandes volúmenes. El costo de energía eléctrica se calculó con la tarifa 6 de la CFE publicada para el 2010, y como la tarifa varía mes con mes se tomó el promedio aritmético anual. En el caso de los procesos de membrana, los costos de sustitución de membranas se repartieron de manera uniforme cada año, es decir, se consideró que una quinta parte de las membranas se sustituirá al año en vez de reemplazar todas las membranas al quinto año.

Para la mano de obra se consideró que el salario del operador sería de \$6,000.00 pesos, cada una de las tecnologías tiene una demanda específica de mano de obra, para equiparar los costos asociados se calculó las horas hombre que demanda cada tecnología en forma mensual, así la coagulación convencional y la electrocoagulación requieren 720 horas hombre al mes, es decir tres turnos de tiempo completo, los procesos de membrana pueden operar con la mitad de mano de obra (360 horas hombre/mes) ya que los procesos están automatizados y la filtración en medios adsorbentes requiere un tercio de la mano de obra que la coagulación convencional. Esto no quiere decir que durante un solo turno se le de seguimiento al proceso, pero el personal asignado a ello puede tener otras funciones, o atender otras plantas en caso de haberlas.

En la Tabla V.2 se resumen las cantidades de insumos y reactivos para las tecnologías comparadas, la Tabla V.3 muestra los precios unitarios y los costos totales, sin incluir mano de obra.

En cuanto al costo de inversión se refiere, se consideró que se requiere obra civil: en el caso de las membranas un cobertizo donde se encuentren los PLC, motores, arrancadores y las membranas en sí, así como almacén de reactivos, laboratorio y baños; para coagulación convencional, electrocoagulación y adsorción en dióxido de titanio, se consideró el cuarto de control, un cubículo para determinaciones analíticas, almacén de reactivos y baños. También se consideró una inversión de \$500,000.00 para las instalaciones eléctricas de cada planta.

Tabla V.2. Insumos y reactivos requeridos para la operación anual de las tecnologías comparadas.

Concepto	Adsorción	Coagulación convencional	Electrocoagulación	Microfiltración	Nanofiltración
Volumen producido (m ³)	927,158	898,776	898,776	927,158	737,165
Recuperación de agua (%)	98	95	95	98	79
Energía específica	0.35	0.5	0.8	0.4	0.7
Antiincrustante (kg)					2,519.42
H ₂ SO ₄ (Kg)				9,460.80	
NaOH (kg)				5,676.48	
Reactivos limpieza NF (kg)					759.04
Cal mineralización NF (kg)					2,948.66
Carbonato de sodio NF (kg)					2,211.49
HCl (kg)			1,882.56		
Membranas MF				5	
Membranas NF					19.2
Filtros cartucho					768
Placas de acero (Kg)			11,194.19		
Medio adsorbente (L)	17,452.45				
Consumo de energía eléctrica (KWh)	315,233.86	449,388.00	719,020.80	370,863.36	516,015.36
FeCl ₃ (kg)		60,449.61		16,556.40	
Hipoclorito de sodio (kg)		7,277.54	50,942.77	7,277.54	
Polímero (agua) (kg)		1,892.16	94.61		
Polímero (lodos) (kg)		207.36	91.82	207.36	
Lodos o desechos generados (ton)	16.80	206.09	124.08	62.87	
Contenedor de lodos de 14 m ³ (unidad)		1	1		
Contenedor de lodos de 3 m ³ (unidad)	1			2	

Tabla V.3. Costos de operación anualizados

Concepto	P. U. (\$)	Adsorción	Coagulación convencional	Electro-coagulación	microfiltración	Nanofiltración
Antiincrustante (kg)	284.74	-	-	-	-	717,389.75
H ₂ SO ₄ (kg)	4.60	-	-	-	42,923.52	-
NaOH (kg)	13.34	-	-	-	74,686.92	-
Reactivos limpieza NF (kg)	268.18	-	-	-	-	203,559.58
Cal mineralización NF (kg)	3.90	-	-	-	-	11,499.77
Carbonato de sodio NF (kg)	11.70	-	-	-	-	25,874.48
HCl (Kg)	2.74	-	-	5,158.21	-	-
Membranas MF	27,600.00	-	-	-	138,000.00	-
Membranas NF	11,040.00	-	-	-	-	211,968.00
Sustitución de cartuchos filtrantes	192	-	-	-	-	147,456.00
Placas de acero (Kg)	40.00	-	-	447,760.74	-	-
Medio adsorbente (L)	141.68	2,472,706.37	-	-	-	-
Consumo de energía eléctrica (KWh)	1.34	422,676.06	602,554.41	964,087.06	497,265.96	691,890.60
FeCl ₃ (Kg)	6.19	-	374,183.09	-	102,484.12	-
Hipoclorito de sodio (kg)	3.99	-	29,037.38	203,261.65	29,037.38	-
Polímero (agua) (kg)	43.04	-	81,438.57	4,071.93	-	-
Polímero (lodos) (kg)	73.14	-	15,166.31	6,715.71	15,166.31	-
Lodos o desechos generados (ton)	115.00	1,932.00	23,699.90	14,269.20	7,230.25	-
Contenedor de lodos de 14 m ³	1,450.00	-	17,400.00	17,400.00	-	-
Contenedor de lodos de 3 m ³	270.00	3,240.00	-	-	6,480.00	-
	Total	2,900,554.43	1,143,479.66	1,662,724.50	913,274.46	2,009,638.18
Volumen producido (m ³)		927,158	898,776	898,776	927,158	737,165
\$/m ³		3.13	1.27	1.85	0.99	2.73

V.2. ANÁLISIS ECONÓMICO

El análisis se realizó considerando un tiempo de vida útil de 20 años, los indicadores económicos considerados fueron al Valor Actual Neto Social (VANS) y el Beneficio/Costo (B/C).

El Valor Actual Neto Social (VANS) es una medida de cuánto valor se crea o se agrega al efectuar una inversión hoy. Para determinar cuál de las alternativas propuestas resulta más conveniente se trasladaron a VANS todas ellas, se consideró una tasa de actualización del 12%; dado que no se han cuantificado los beneficios sociales del proyecto atribuibles al ahorro del presupuesto destinado a combatir enfermedades relacionadas con la contaminación del agua con arsénico, todos los VANS resultaron negativos. Cabe destacar que dichos beneficios son los mismos y en la misma proporción para cada una de las alternativas, por consiguiente el VANS más favorable es para aquella tecnología cuya sumatoria de costos de inversión, de operación y mantenimiento sea la más baja, pero que permita al sistema funcionar de manera óptima.

Las Tablas V.5 a V.9 son las utilizadas para el cálculo del VANS y de B/C de cada una de las tecnologías analizadas. La Tabla V.4 es un resumen de los dos indicadores económicos mencionados y el costo de inversión. Cabe aclarar que en dichas tablas los costos están expresados en miles de pesos.

Con base en el criterio del VANS y en el beneficio costo, se concluye que la coagulación convencional es la tecnología que presenta el mayor beneficio/costo y el mejor VANS, seguida por la microfiltración y después por electrocoagulación. Las tres opciones tecnológicas están en un intervalo semejante de relación beneficio costo y VANS.

Tabla V.4. Resumen de Indicadores económicos.

Tecnología	Inversión*	VANS	B/C
Adsorción en medios específicos	3,300,000.00	-18,139,848.75	0.30
Coagulación convencional	4,500,000.00	- 7,016,342.24	0.52
Electrocoagulación	5,284,332.00	-11,677,623.52	0.40
Microfiltración	7,955,000.00	- 8,120,675.52	0.49
Nanofiltración	5,692,000.00	-13,407,932.29	0.36



Desde un punto de vista estrictamente económico, las plantas a adoptar deberían ser en primera instancia del tipo de coagulación convencional, seguidas por microfiltración, electrocoagulación, nanofiltración y por último las de adsorción en medios específicos.

Por otra parte, si la inversión es a fondo perdido, la microfiltración se plantea como una alternativa muy atractiva, ya que presenta el menor costo de operación (1.13 \$/m³ incluyendo mano de obra), por requerir poca mano de obra, generar menos lodos y consumir menos reactivos, lo que además permitiría impactar menos al ambiente.

Sin embargo, no hay una solución única ya que no en todos los predios en que se ubican los pozos con problemas de arsénico hay mucho espacio disponible. La tecnología a adoptar debe acoplarse a cada uno de los sitios en los que se instalaría: si se cuenta con espacio suficiente y el organismo operador está conforme con destinar el mayor número de operadores a las plantas, se debe optar por las de coagulación convencional; si el terreno disponible es una limitante la microfiltración, la nanofiltración o la adsorción en dióxido de titanio representan posibles soluciones, siendo la primera la más atractiva. En los pozos en que el agua, además de arsénico, presenta alta dureza y/o conductividad, la nanofiltración es una alternativa a considerar ya que es la única que además de remover arsénico puede eliminar dureza del agua.

Tabla V.5. Cálculo del Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo para la adsorción en dióxido de titanio.

Años	0	1	2	3	4 – 15	16	17	18	19	20
Costos de Inversión	3,300.00				~					
Costos de Operación y mantenimiento	-	3,012.34	3,012.34	3,012.34	~	3,012.34	3,012.34	3,012.34	3,012.34	3,012.34
Medio requerido	-	2,472.71	2,472.71	2,472.71	~	2,472.71	2,472.71	2,472.71	2,472.71	2,472.71
Disposición de residuos	-	5.17	5.17	5.17	~	5.17	5.17	5.17	5.17	5.17
Energía eléctrica	-	422.68	422.68	422.68	~	422.68	422.68	422.68	422.68	422.68
Mano de obra	-	111.78	111.78	111.78	~	111.78	111.78	111.78	111.78	111.78
Costos desc 12%	3,300.00	2,689.59	2,401.42	2,144.12	~	491.38	438.73	391.72	349.75	312.28
Total costos actualizados	25,800.47				~					
Beneficios	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
Disposición de pago de los usuarios	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
Beneficios desc 12%	-	915.71	817.60	730.00	~	167.30	149.37	133.37	119.08	106.32
Total beneficios actualizados	7,660.62				~					
FNE	- 3,300.00	-	-	-	~	-	-	-	-	-
		1,986.74	1,986.74	1,986.74	~	1,986.74	1,986.74	1,986.74	1,986.74	1,986.74
FNE desc 12%	- 3,300.00	-	-	-	~	- 324.08	- 289.36	- 258.35	- 230.67	- 205.96
		1,773.88	1,583.82	1,414.12	~					
VANS	-18,139.85									
B/C	0.30									

Tabla V.6. Cálculo del Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo para coagulación convencional.

Años	0	1	2	3	4 – 15	16	17	18	19	20
Costos de Inversión	4,500.00									
Costos de Operación y mantenimiento	-	1,362.48	1,362.48	1,362.48	~	1,362.48	1,362.48	1,362.48	1,362.48	1,362.48
<i>Cloruro férrico</i>	-	374.18	374.18	374.18	~	374.18	374.18	374.18	374.18	374.18
<i>Cloro</i>	-	29.04	29.04	29.04	~	29.04	29.04	29.04	29.04	29.04
<i>Polímero</i>	-	81.44	81.44	81.44	~	81.44	81.44	81.44	81.44	81.44
<i>Polímero para lodo</i>	-	15.17	15.17	15.17	~	15.17	15.17	15.17	15.17	15.17
<i>Contenedor</i>	-	41.10	41.10	41.10	~	41.10	41.10	41.10	41.10	41.10
<i>Energía eléctrica</i>	-	602.55	602.55	602.55	~	602.55	602.55	602.55	602.55	602.55
<i>Mano de obra</i>	-	219.00	219.00	219.00	~	219.00	219.00	219.00	219.00	219.00
Costos desc 12%	4,500.00	1,216.50	1,086.16	969.79	~	222.25	198.44	177.18	158.19	141.24
Total costos actualizados	14,676.97				~					
Beneficios	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
<i>Disposición de pago de los usuarios</i>	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
Beneficios desc 12%	-	915.71	817.60	730.00	~	167.30	149.37	133.37	119.08	106.32
Total beneficios actualizados	7,660.62				~					
FNE	- 4,500.00	- 336.88	- 336.88	- 336.88	~	- 336.88	- 336.88	- 336.88	- 336.88	- 336.88
FNE desc 12%	- 4,500.00	- 300.79	- 268.56	- 239.79	~	- 54.95	- 49.07	- 43.81	- 39.11	- 34.92
VANS	- 7,016.34									
B/C	0.52									

Tabla V.7. Cálculo del Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo para electrocoagulación.

Años	0	1	2	3	4 - 15	16	17	18	19	20
Costos de Inversión	5,284.33									
Costos de Operación y mantenimiento	-	1,881.52	1,881.52	1,881.52	~	1,881.52	1,881.52	1,881.52	1,881.52	1,881.52
<i>Cloro</i>	-	203.26	203.26	203.26	~	203.26	203.26	203.26	203.26	203.26
<i>Polímero</i>	-	3.87	3.87	3.87	~	3.87	3.87	3.87	3.87	3.87
<i>Placas de acero</i>	-	447.76	447.76	447.76	~	447.76	447.76	447.76	447.76	447.76
<i>Polímero para lodo</i>	-	5.16	5.16	5.16	~	5.16	5.16	5.16	5.16	5.16
<i>Contenedor</i>	-	6.72	6.72	6.72	~	6.72	6.72	6.72	6.72	6.72
<i>Energía eléctrica</i>	-	31.67	31.67	31.67	~	31.67	31.67	31.67	31.67	31.67
<i>Mano de obra</i>	-	964.09	964.09	964.09	~	964.09	964.09	964.09	964.09	964.09
Costos desc 12%	5,284.33	219.00	219.00	219.00	~	219.00	219.00	219.00	219.00	219.00
Total costos actualizados	19,338.25	1,679.93	1,499.94	1,339.23	~	306.92	274.03	244.67	218.46	195.05
Beneficios					~					
<i>Disposición de pago de los usuarios</i>	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
Beneficios desc 12%	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
Total beneficios actualizados	7,660.62	915.71	817.60	730.00	~	167.30	149.37	133.37	119.08	106.32
FNE	- 5,284.33				~					
FNE desc 12%	- 5,284.33	- 855.93	- 855.93	- 855.93	~	- 855.93				
VANS	-									
	11,677.62									
B/C	0.40									

Tabla V.8. Cálculo del Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo para microfiltración

Años	0	1	2	3	4 - 15	16	17	18	19	20
Costos de Inversión	7,955.00									
Costos de Operación y mantenimiento	-	1,047.78	1,047.78	1,047.78	~	1,047.78	1,047.78	1,047.78	1,047.78	1,047.78
<i>Cloruro férrico</i>	-	100.11	100.11	100.11	~	100.11	100.11	100.11	100.11	100.11
<i>Cloro</i>	-	29.04	29.04	29.04	~	29.04	29.04	29.04	29.04	29.04
<i>ácido sulfúrico</i>	-	42.92	42.92	42.92	~	42.92	42.92	42.92	42.92	42.92
<i>NaOH</i>	-	74.69	74.69	74.69	~	74.69	74.69	74.69	74.69	74.69
<i>Membranas</i>	-	138.00	138.00	138.00	~	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00
<i>Polímero</i>	-	15.17	15.17	15.17	~	15.17	15.17	15.17	15.17	15.17
<i>Contenedor</i>	-	13.71	13.71	13.71	~	13.71	13.71	13.71	13.71	13.71
<i>Energía eléctrica</i>	-	497.27	497.27	497.27	~	497.27	497.27	497.27	497.27	497.27
<i>Mano de obra</i>	-	136.88	136.88	136.88	~	136.88	136.88	136.88	136.88	136.88
Costos desc 12%	7,955.00	935.51	835.28	745.79	~	170.91	152.60	136.25	121.65	108.62
Total costos actualizados	15,781.30				~					
Beneficios	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
<i>Disposición de pago de los usuarios</i>	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
Beneficios desc 12%	-	915.71	817.60	730.00	~	167.30	149.37	133.37	119.08	106.32
Total beneficios actualizados	7,660.62				~					
FNE	- 7,955.00	- 22.18	- 22.18	- 22.18	~	- 22.18				
FNE desc 12%	- 7,955.00	- 19.80	- 17.68	- 15.79	~	- 3.62	- 3.23	- 2.88	- 2.58	- 2.30
VANS	- 8,120.68									
B/C	0.49									

Tabla V.9. Cálculo de Valor Actual Neto Social y Beneficio/Costo de la Nanofiltración.

Años	0	1	2	3	4 – 15	16	17	18	19	20
Costos de Inversión	5,692.00									
Costos de Operación y mantenimiento	-	2,095.97	2,095.97	2,095.97	~	2,095.97	2,095.97	2,095.97	2,095.97	2,095.97
<i>Antiincrustante</i>	-	717.39	717.39	717.39	~	717.39	717.39	717.39	717.39	717.39
<i>Reactivos de limpieza</i>	-	201.02	201.02	201.02	~	201.02	201.02	201.02	201.02	201.02
<i>Reactivos de remineralización</i>		37.37	37.37	37.37		37.37	37.37	37.37	37.37	37.37
<i>Sustitución de membranas</i>	-	211.97	211.97	211.97	~	211.97	211.97	211.97	211.97	211.97
<i>Sustitución de cartuchos filtrantes</i>	-	147.46	147.46	147.46	~	147.46	147.46	147.46	147.46	147.46
<i>Energía eléctrica</i>	-	691.89	691.89	691.89	~	691.89	691.89	691.89	691.89	691.89
<i>Mano de obra</i>	-	88.88	88.88	88.88	~	88.88	88.88	88.88	88.88	88.88
Costos desc 12%	5,692.00	1,871.40	1,670.89	1,491.87	~	341.90	305.27	272.56	243.36	217.28
Total costos actualizados	21,347.72				~					
Beneficios	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
<i>Disposición de pago de los usuarios</i>	-	1,025.59	1,025.59	1,025.59	~	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59	1,025.59
Beneficios desc 12%	-	915.71	817.60	730.00	~	167.30	149.37	133.37	119.08	106.32
Total beneficios actualizados	7,660.62				~					
FNE	- 5,692.00	1,033.00	1,033.00	1,033.00	~	1,033.00	1,033.00	1,033.00	1,033.00	1,033.00
FNE desc 12%	- 5,692.00	- 922.32	- 823.50	- 735.27	~	- 168.50	- 150.45	- 134.33	- 119.94	- 107.09
VANS	-									
	13,407.93									
B/C	0.36									



CAPÍTULO VI EVALUACIÓN TÉCNICA DEL TRATAMIENTO CENTRALIZADO

VI.	EVALUACIÓN TÉCNICA DEL TRATAMIENTO CENTRALIZADO	VI-1
VI.1.	MARCO TEÓRICO DEL MODELO HIDRÁULICO.....	VI-1
VI.1.1.	Recopilación de información	VI-1
VI.1.2.	Esqueletización de la red	VI-2
VI.1.3.	Estimación de la demanda.....	VI-3
VI.1.4.	Criterios de asignación de demanda.....	VI-3
VI.1.5.	Tipos de modelos	VI-5
VI.2.	MODELACIÓN DE LA RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE DE TORREÓN, COAHUILA.....	VI-7
VI.2.1.	Modelación de la red.....	VI-7
VI.2.1.1.	Escenario 1 Situación actual.....	VI-8
VI.2.1.2.	Análisis de los sectores.....	VI-9
VI.2.1.3.	Escenario 2.....	VI-14
VI.2.1.4.	Escenario 3.....	VI-16
VI.2.1.5.	Escenario 4 situación actual del sector “Residencial del Norte”	VI-18
VI.2.1.6.	Escenario 5.....	VI-20
VI.2.1.7.	Situación de los pozos no incluidos en la modelación hidráulica ..	VI-22
VI.3.	MODELACIÓN DE LA RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE DE LA CIUDAD DE GÓMEZ PALACIO, DURANGO.....	VI-23
VI.3.1.	Modelación de la red.....	VI-23
VI.3.2.	Situación para los pozos 5, 12A, 13A, 28 y 34.....	VI-25
VI.1.	CONCLUSIONES.....	VI-27
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	VI-28

Índice de Tablas

Tabla VI.2.1 Listado de pozos con problemas de arsénico dentro de la zona metropolitana de Torreón, Coah.	VI-7
Tabla VI.2.2. Aproximación del modelo en estado permanente con la red que opera actualmente	VI-9
Tabla VI.3.1 Pozos de la zona metropolitana que exceden la concentración de arsénico de la NOM-127-SSA1-1994.....	VI-24

Índice de Figuras

Figura VI.1.1 Casos que involucran estaciones de bombeo y tanques de regularización y excedencias, [López, G., 2000]	VI-2
Figura VI.1.2. Tramos que abastecen predios a un solo lado (A-B) y a ambos lados (C-D).....	VI-4
Figura VI.2.1. Modelación de los sectores Fresno, Laguna, San Isidro, Estrella y Jacarandas (ver plano Escenario 1 en el Anexo VI.3).	VI-9
Figura VI.2.2. Comportamiento de la presión en el sector Jacarandas	VI-10
Figura VI.2.3. Comportamiento de la presión en el sector Fresno.....	VI-11
Figura VI.2.4. Comportamiento de la presión en el sector San Isidro.....	VI-12
Figura VI.2.5. Comportamiento de la presión en el sector Laguna.....	VI-13
Figura VI.2.6. Comportamiento de la presión en el sector Estrella.....	VI-14
Figura VI.2.7 Modelación del sector Jacarandas sin la bomba 35 (ver plano Escenario 2 en el Anexo VI.3)	VI-15
Gráfica VI.2.8. Comportamiento de la presión en el sector Jacarandas sin el pozo 35.....	VI-16
Figura VI.2.8 Modelación del sector Fresno sin el pozo 4R y con la apertura de los sectores San Isidro y Estrella (ver plano Escenario 3 en el Anexo VI.3)	VI-17
Figura VI.2.9. Comportamiento de la presión en el sector Fresno sin el pozo 4R.....	VI-18
Figura VI.2.10 Modelación del sector Residencial del norte (ver plano Escenario 4 en el Anexo VI.3)	VI-19
Figura VI.2.11. Comportamiento de la presión en el sector Residencial del norte	VI-20
Figura VI.2.12. Modelación del sector Residencial del norte con agrupación de pozos (ver plano Escenario 1 en el Anexo VI.3).....	VI-21
Figura VI.2.13. Comportamiento de la presión en el sector Residencial del norte con la agrupación de los pozos 10, 23, 52 y 57.....	VI-22
Figura VI.3.1. Modelación de la red distribución de Gómez Palacio, Dgo.	VI-23
Figura VI.3.2. Comportamiento de la presión en la red que contiene los grupos de pozos 39,14; 1, 24 y 13, 19.....	VI-25

VI. EVALUACIÓN TÉCNICA DEL TRATAMIENTO CENTRALIZADO

VI.1. MARCO TEÓRICO DEL MODELO HIDRÁULICO

Para modelar una red hidráulica se debe considerar:

- Los objetivos para los que se realiza el modelo;
- La representación de los componentes de la red de distribución “real”, en términos adecuados para su utilización por el modelo (Topología de la red);
- Recopilación de información para caracterizar los componentes incluidos en el modelo;
- Esqueletización de la red, esto es la simplificación de la red de tuberías, según el uso y la información disponible;
- Análisis y asignación de consumos registrados. Se trata de incorporar dentro del modelo, las demandas en los puntos de consumo para cada período de tiempo analizado.

Esta secuencia permite el desarrollo de un modelo no calibrado de una red hidráulica. Para calibrar el modelo se tienen que realizar correcciones y ajustes de los parámetros de la red tales como el coeficiente de rugosidad de la tubería, el estado de las válvulas de control y la demanda. Estos parámetros se modifican con base en mediciones realizadas en campo hasta que el modelo adquiere un comportamiento similar al de la red real, la tarea de calibración es la más compleja, costosa y requiere de varias campañas de medición, que escapan al alcance de este proyecto.

VI.1.1. Recopilación de información

La obtención de información confiable y precisa de los elementos que componen el sistema de distribución por simular es parte fundamental en la construcción del modelo hidráulico.

Los elementos que componen un sistema de distribución son:

- Nodos o nudos (cota del terreno, tipo de consumo)
- Tuberías (longitud, diámetro, material, edad)
- Válvulas (estado de operación: abierta, semiabierta o cerrada)
- Bombas (ubicación, potencia, curva característica Q-H, rendimiento, horas de funcionamiento, elevación del agua en la toma)

- Depósitos o tanques de almacenamiento y regularización (ubicación, tipo, capacidad, geometría, cota de Plantilla, elevación de los niveles máximos y mínimos)
- Pozos (ubicación, nivel estático y dinámico)
- Todos los elementos que sirvan para reproducir el comportamiento hidráulico de la red.

En esta fase de recopilación se revisarán y actualizarán las fuentes de información sobre la red de distribución analizada. Este trabajo requiere de una importante colaboración del personal del organismo operador ya que ellos conocen la red a modelar y en ocasiones no todos los componentes están indicados en los planos del sistema [CONAGUA, 2007].

VI.1.2. Esqueletización de la red

No siempre es conveniente introducir todos los elementos del sistema de distribución físico al modelo de análisis hidráulico ya que no necesariamente aportan información de gran utilidad y si complican el proceso de captura, por ello se suele simplificar la información, de tal forma que sea útil para la modelación.

En este caso se ha realizado la esqueletización principalmente en estaciones y equipos de bombeo tal como se ilustra en la siguiente figura.

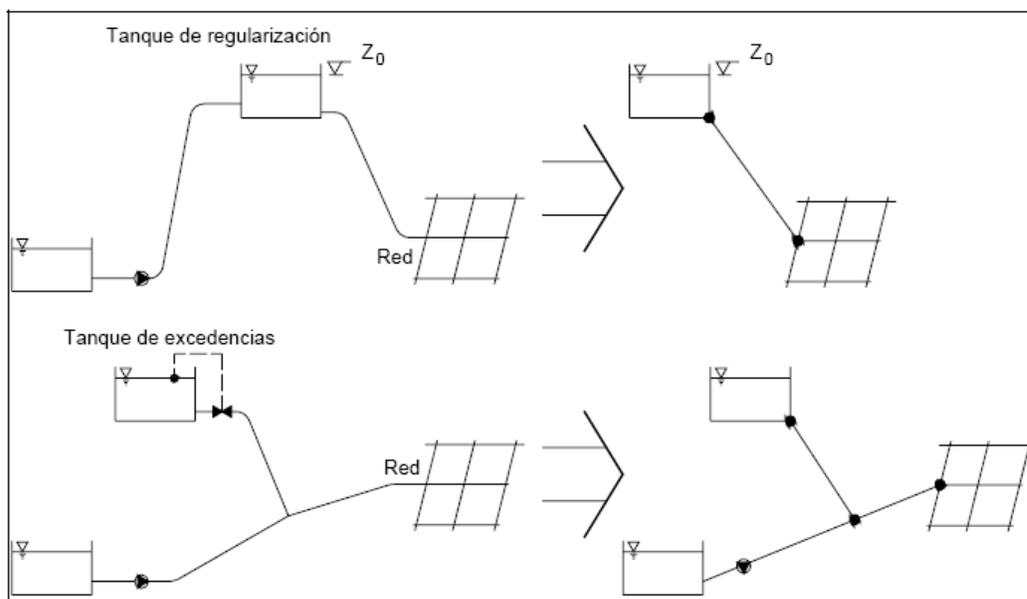


Figura VI.1.1 Casos que involucran estaciones de bombeo y tanques de regularización y excedencias, [López, G., 2000]

VI.1.3. Estimación de la demanda

La información requerida para determinar la demanda promedio se obtiene de diferentes fuentes de información.

En primera instancia se utilizan los registros del propio abastecimiento relacionados con la producción de agua en las fuentes, caudal o volumen de agua bombeado, caudal inyectado en los diferentes puntos de alimentación de la red, variación de niveles en tanques o depósitos de almacenamiento y/o regularización.

VI.1.4. Criterios de asignación de demanda en los nodos

El criterio que se ha tomado para la asignación inicial de la demanda en los nodos del presente proyecto es el llamado “gasto por unidad de longitud” [CONAGUA, 2007].

Este criterio consiste en dividir el gasto total de la red entre la suma de las longitudes de todos los tramos. El gasto unitario resultante se multiplica por la longitud de cada tramo. Este procedimiento, aunque poco preciso, puede usarse en proyectos de redes para abastecer a zonas habitacionales (como lo es este proyecto).

En zonas industriales se recomienda emplear el método de Gasto por unidad de área o el método de Gasto por lote o toma.

Con base en el método “gasto por unidad de longitud”, es posible determinar un coeficiente de gasto por unidad de longitud, dividiendo el gasto máximo horario entre la “longitud virtual” de toda la red. Un tramo de tubería que abastezca predios de un solo lado, como el A-B que se muestra en la figura VI.1.2, distribuye menos gasto que el tramo C-D de la misma figura, debido a que este último abastece de agua a predios ubicados en ambos lados. Si se trata de una zona con población uniformemente distribuida, resulta que el tramo C-D distribuirá el doble de gasto que el tramo A-B. Correlacionar los gastos con las longitudes, es similar a considerar que el tramo C-D tuviera una longitud dos veces superior a la del tramo A-B, siendo que ambos tramos tienen la misma longitud. De acuerdo con esto, el tramo tiene una longitud real de 100 m, pero virtualmente tiene una longitud de 200 m. Para el tramo A-B, la longitud real será igual a la longitud virtual. En resumen:

Para líneas de alimentación $L_{virtual}=0$

Para tuberías que abastecen de agua a predios localizados a un solo lado de la línea:
 $L_{virtual} = L_{real}$

Para tuberías que abastecen de agua a predios localizados a ambos lados de la línea:
 $L_{virtual} = 2 L_{real}$

Al utilizar el gasto por unidad de longitud, la demanda se concentra en los nudos de la red de la siguiente manera:

Del gasto máximo horario $Q_{\text{máx,hor}}$ se resta la suma de todos los consumidores concentrados ΣQ_{conc} . De esta forma se obtiene el gasto Q_{dist} que demanda la red mediante las tomas distribuidas.

$$Q_{\text{dist}} = Q_{\text{máx,hor}} - \Sigma Q_{\text{con}}$$

Se calcula la suma de las longitudes virtuales de todos los tramos de la red en los que hay o habrá tomas.

Se calcula el gasto máximo unitario q máximo horario.

En cada tramo, en que se distribuye agua en tomas, se multiplica el gasto unitario q por la longitud virtual del tramo. El resultado se divide por dos y lo obtenido se suma a la demanda concentrada en los dos nudos del tramo.

Después de aplicar el proceso así descrito a todos los tramos, se obtienen las demandas concentradas en los nudos como una suma de los consumidores concentrados y las aportaciones de demanda distribuida en los tramos.

VI.1.5. Tipos de modelos

De acuerdo con la aplicación de los modelos, estos se pueden clasificar como de planificación, operacionales y estratégicos o arteriales.

Modelos de planificación

Estos modelos se utilizan para evaluar el rendimiento, los impactos económicos o cuantitativos de sistemas propuestos de tuberías, cambios en procedimientos operativos, comportamiento de distintos elementos, como válvulas de control, tanques, etcétera.

Modelos operacionales

Se emplean para predecir el comportamiento hidráulico de variables como la presión y caudales en la red, modificar niveles en tanques de regulación. El objetivo es tener un mejor soporte en la toma de decisiones.

Modelos estratégicos o arteriales

Estos modelos sólo incorporan elementos primordiales como: tuberías primarias y tanques de almacenamiento y regularización. Se emplean como se mencionó con anterioridad como instrumento de planeación y diseño, como puede ser por ejemplo la ampliación de la red de distribución por la incorporación de nuevas colonias.



Normalmente para cubrir las necesidades de regulación y control de los sistemas de distribución se requiere de un modelo estratégico, sin embargo en ocasiones se necesita de un nivel de detalle mayor. Este tipo de modelos llegan a incluir las tuberías secundarias y en ocasiones hasta las tomas domiciliarias, [Guerrero, 2002].

VI.2. MODELACIÓN DE LA RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE DE TORREÓN, COAHUILA.

VI.2.1. Modelación de la red

Para la elaboración del modelo de la red de distribución se recopiló la información existente en el área técnica de SIMAS y se lista a continuación:

Plano de infraestructura hidráulica elaborado por SIMAS en coordenadas arbitrarias (no presenta el dato de actualización), que contiene el dibujo en planta de las líneas de la red de distribución de la red hidráulica de agua potable (todos los diámetros y longitudes), la localización de pozos, tanques y rebombeos.

Base de datos en formato Excel de las localidades de Torreón, esta contiene: entidad, nombre de la localidad, longitud, latitud, altitud y población total (por localidad).

Información impresa acerca de 29 tanques de la localidad, donde se muestran: las dimensiones, altura de operación (NAMO) y la capacidad.

Base de datos en formato Excel que contiene datos técnicos de las bombas (excepto curvas características, las cuales se calcularon a partir de un gasto y una carga, Anexo VI.1).

Base de datos en formato Excel donde se muestra el nivel estático y dinámico de cada pozo.

Información impresa acerca de: las características y funcionamiento del tanque Coproder, la curva característica de los equipos de bombeo que están conectados en paralelo y extraen caudal del Megatanque villas de la hacienda.

El listado de pozos con problemas de arsénico, que se muestra en la tabla siguiente.

Tabla VI.2.1 Listado de pozos con problemas de arsénico dentro de la zona metropolitana de Torreón, Coah.

Pozo	Pozo	Pozo	Pozo	Pozo	Pozo
4R	16R	32R	46	52	69
6R	19R	35R	50	65	75
10R	23R	43R	50R	67	78

De acuerdo con la información proporcionada por SIMAS y la recopilada en campo (Anexo VI.2) se ha construido un modelo hidráulico estratégico, la simulación se hará en

estado permanente, de tal manera que a través de este se pueda definir la factibilidad de agrupar algunos pozos con problemas de As, esto sin afectar el patrón de distribución actual.

La modelación se realizó para seis sectores de la red de distribución, ya que estos son los únicos en los que existe la posibilidad de una agrupación de pozos.

La influencia que tiene cada pozo en su distrito hidrométrico es un factor muy importante que se ha considerado al momento de definir cualquier agrupación, por ejemplo si se agrupa el pozo 4R (conducir el gasto a otro distrito) que es el encargado de abastecer a todo el sector “el Fresno”, se tendría que considerar la apertura de un distrito cercano (escenario 3) para proporcionar una transferencia de caudal al sector Fresno o de lo contrario este quedaría completamente desabastecido, lo que causa evidentemente un problema de abastecimiento.

A continuación se presenta la modelación en estado permanente de cinco escenarios de la red de Torreón, en donde se definen los pozos que son factibles de agrupar. Estos escenarios se distribuyen de la siguiente manera: 3 de ellos incluyen los sectores Jacarandas, el Fresno, la Laguna, San Isidro y Estrella; los dos restantes involucran solamente al sector Residencial del norte.

VI.2.1.1. Escenario 1 Situación actual

Comportamiento individual de los sectores: Laguna, Jacarandas, San isidro, Estrella y El Fresno sin considerar agrupación de pozos.

La calibración hidráulica se llevó a cabo a partir de los datos correspondientes de presión y gasto a la salida de cada pozo. En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos en el modelo (para cada pozo) comparados con los valores promedio obtenidos a partir de datos proporcionados por SIMAS.

Cabe destacar que el presente modelo no podría emplearse para definir, por ejemplo, políticas de operación de tanques y equipos de bombeo ya que para esto se necesita la ejecución de una serie de simulaciones en periodos extendidos, lo cual requiere a su vez de un alto grado de detalle en el modelo.

El comportamiento espacial de la presión obtenido para cada uno de los sectores, se describe a continuación:

Tabla VI.2.2. Aproximación del modelo en estado permanente con la red que opera actualmente

Pozo	Modelo		Real	
	Q(L/s)	H(m)	Q(L/s)	H(m)
36	18.60	17.42	21.00	12.00
21	27.69	9.37	25.33	10.50
22	39.30	9.06	35.30	10.50
63	28.83	12.08	28.00	11.00
35	32.98	16.28	44.22	13.36
4R	38.39	14.53	39.10	13.00

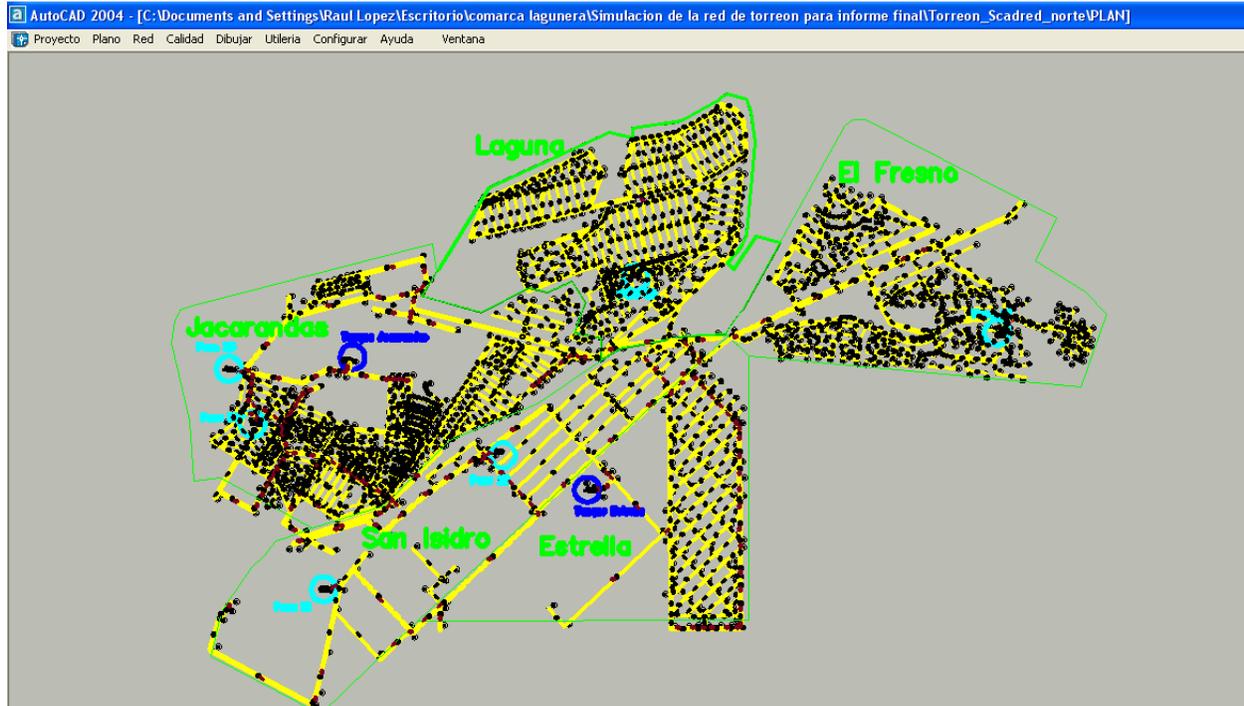


Figura VI.2.1. Modelación de los sectores Fresno, Laguna, San Isidro, Estrella y Jacarandas (ver plano Escenario 1 en el Anexo VI.3).

VI.2.1.2. Análisis de los sectores

Sector Jacarandas

La Gráfica 1.2.1 muestra el comportamiento espacial de la presión cuando se encuentran en operación los pozos 35 y 36, además del tanque Jacarandas.

Para el caso del tanque Jacarandas se ha considerado la operación de dos bombas conectadas en paralelo, las cuales extraen caudal del tanque cuyo nivel de operación se ha considerado al 80% de su capacidad total.

Finalmente se puede observar que el abastecimiento es efectuado de manera eficiente, teniendo así una presión media equivalente a 14.7 mca (Figura VI.2.2).

Comportamiento de la presión en el sector Jacarandas

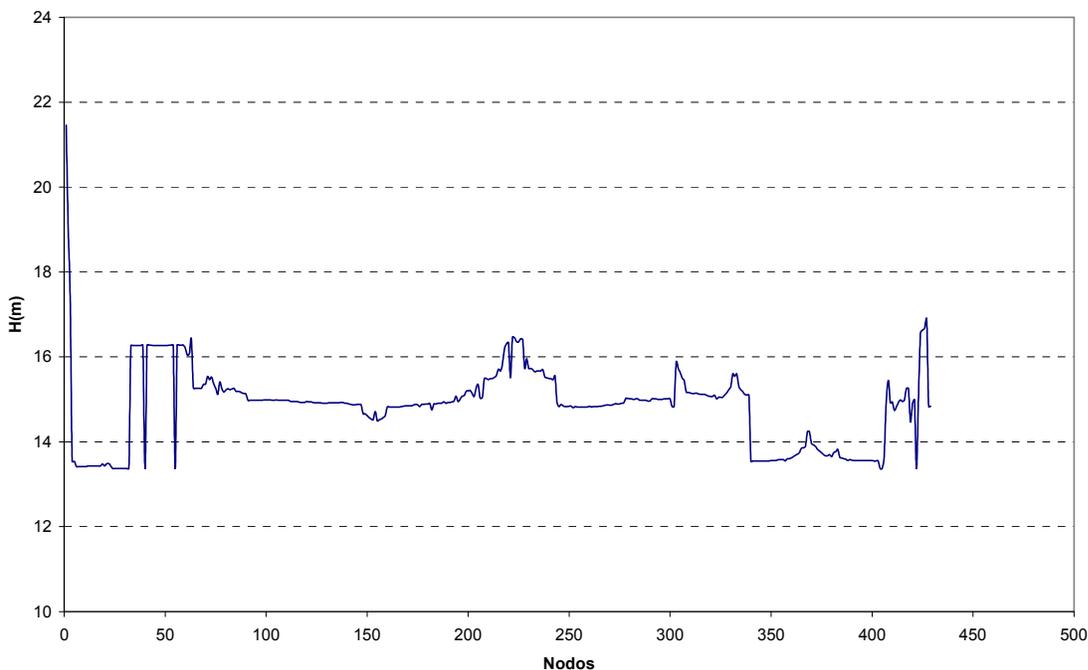


Figura VI.2.2. Comportamiento de la presión en el sector Jacarandas

Sector Fresno

La presión promedio calculada en el sector Fresno es de 12.6 mca (Gráfica VI.2.3), dicho sector es abastecido por el pozo 4R que se pretende agrupar con el pozo 35 y el tanque estrella, el impacto de esta agrupación se verá reflejada en las presiones disponibles para los sectores que sean agrupados, tal como se analizará en el escenario 3.

Comportamiento de la presión en el sector Fresno

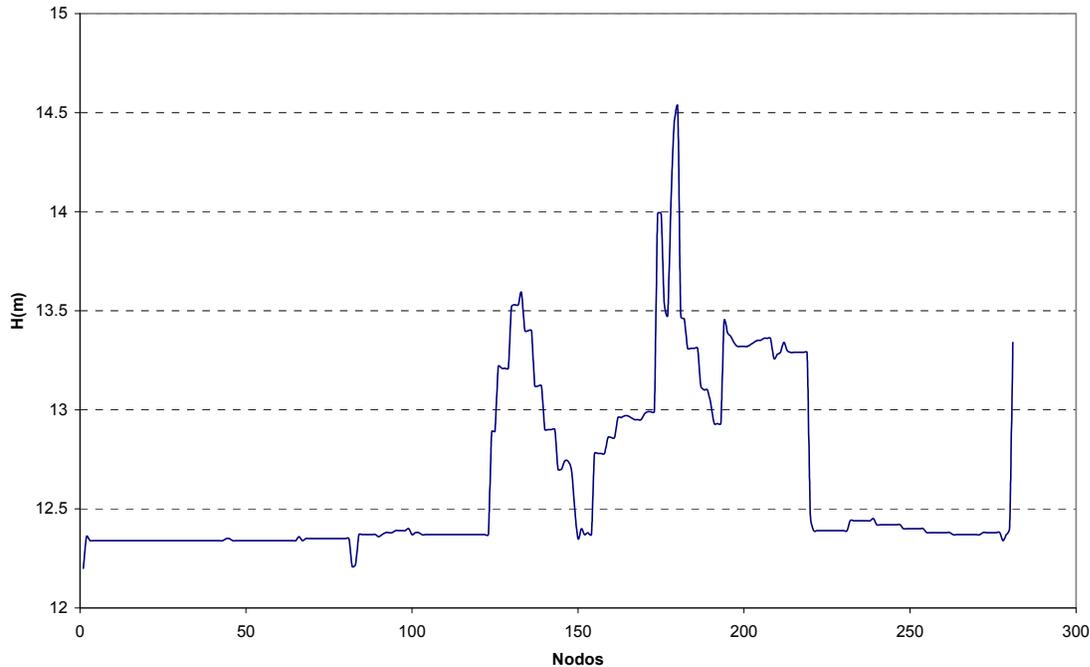


Figura VI.2.3. Comportamiento de la presión en el sector Fresno

Sector San Isidro

Este sector es abastecido por los pozos 21 y 22, los cuales aportan a la red un gasto de 29.96 y 32.52 L/s respectivamente. La distribución espacial de presiones demuestra que el abastecimiento se efectúa de manera adecuada y que no existe déficit, dicha presión es en promedio del orden de 8.28 mca (Figura VI.2.4).

Comportamiento de la presión en el sector San Isidro

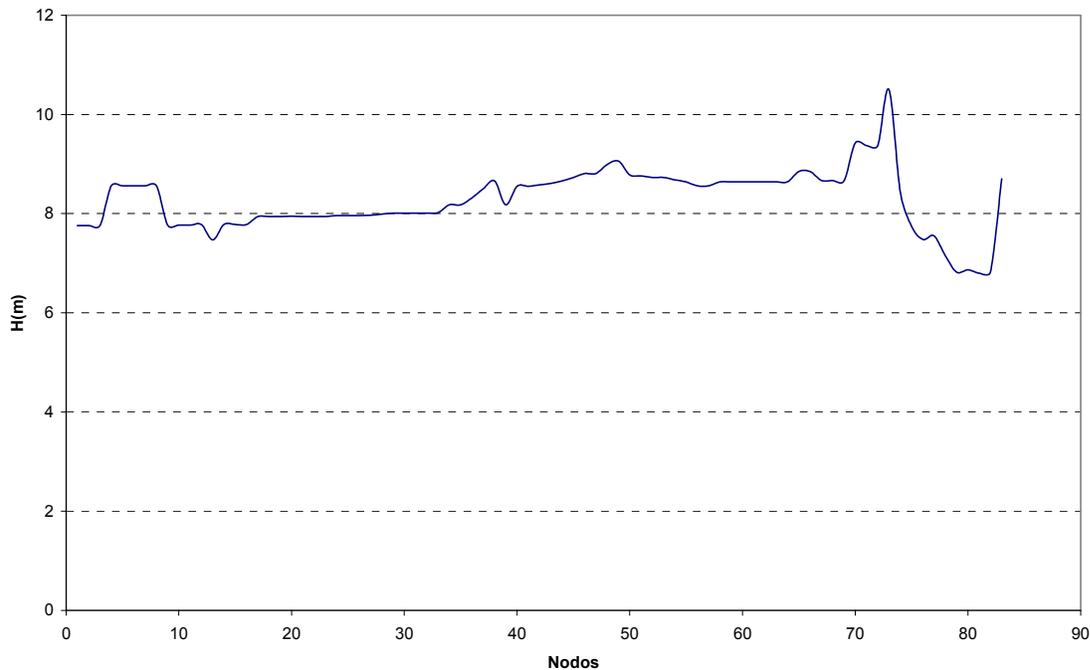


Figura VI.2.4. Comportamiento de la presión en el sector San Isidro

Sector Laguna

Los resultados mostrados en la Figura VI.2.5 consideran solamente la operación del pozo 63, esto tomando en cuenta que en el plano proporcionado por SIMAS aparece el pozo 49 en el mismo sector, pero se puede apreciar una línea de conducción que va al tanque ubicado en el sector Villa Florida. Por lo tanto el equilibrio de caudal para el sector Laguna se realizó considerando como única fuente de abastecimiento el pozo 63.

Comportamiento de la presión en el sector Laguna

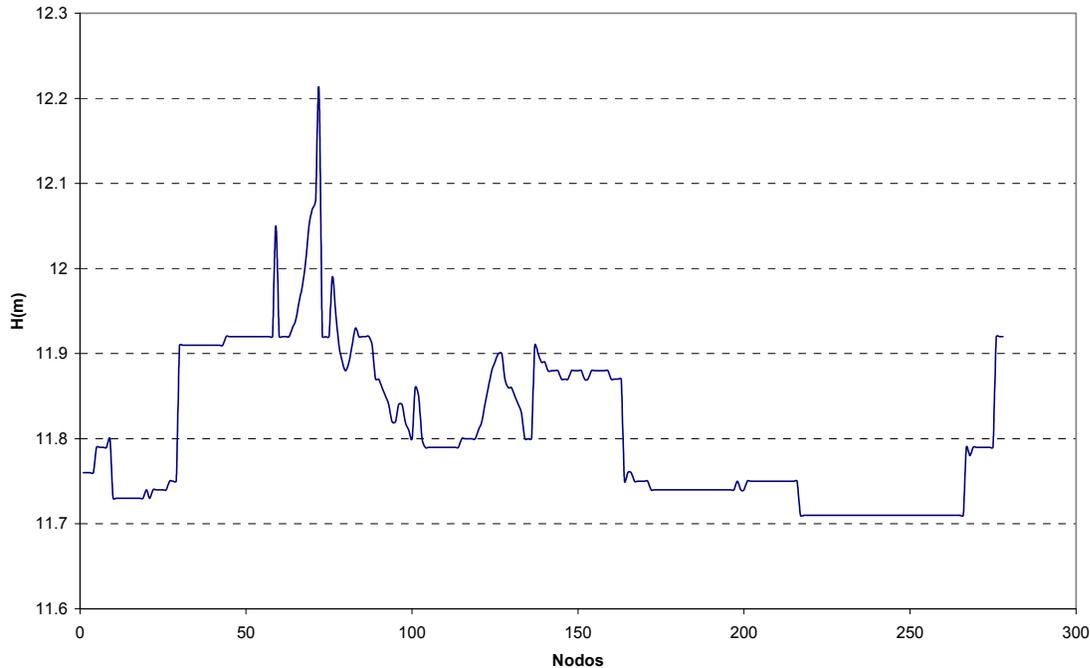


Figura VI.2.5. Comportamiento de la presión en el sector Laguna

Sector Estrella

De acuerdo con la información proporcionada por simas se realizó la modelación de este sector considerando la operación de los tanques Aeropuerto y estrella, de los cuales se extrae agua a través de dos bombas de 30 HP conectadas en paralelo, considerando un nivel de operación (NAMO) en ambos tanques del 80% de su capacidad total.

La presión calculada para este sector se muestra en la Figura VI.2.6 y es de 20 mca en promedio.

Comportamiento de la presión en el sector Estrella

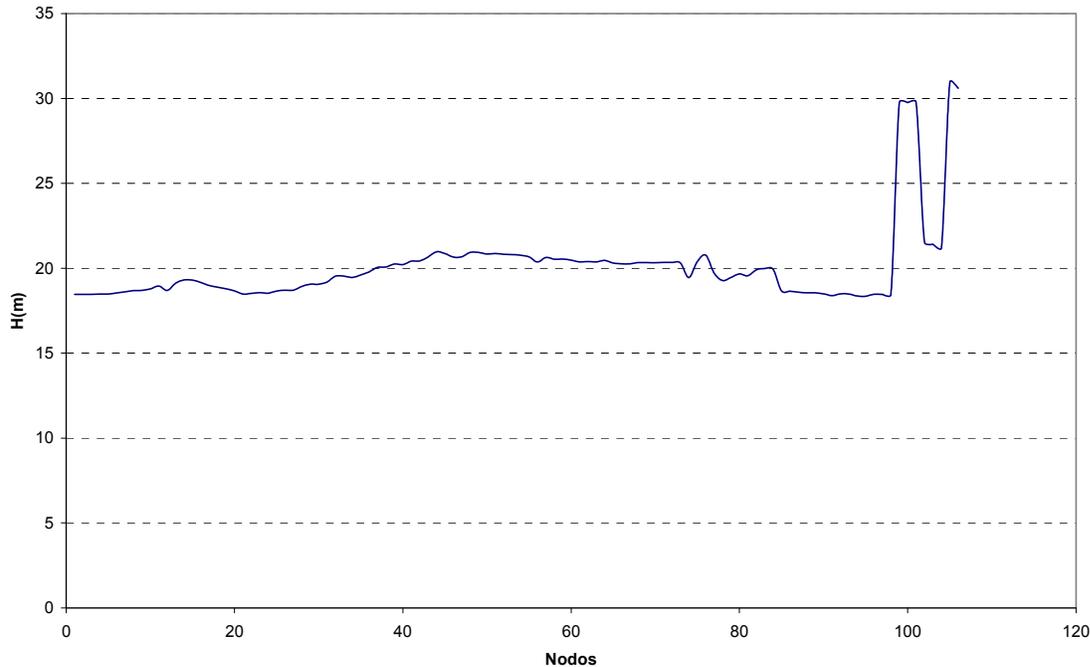


Figura VI.2.6. Comportamiento de la presión en el sector Estrella

VI.2.1.3. Escenario 2

En este escenario se analiza el comportamiento del sector Jacarandas cuando la bomba 35 es agrupada con el tanque Estrella. La figura VI.2.7 muestra el plano con los nodos pozos y tanque considerados.

Después de agrupar el pozo 35 (sector Jacarandas) con el tanque estrella (sector estrella), las presiones calculadas en el sector Jacarandas caen por debajo de cero (Figura VI.2.8), esto indica que el pozo 36 y el tanque Jacarandas no son suficientes para abastecer las necesidades del sector. Evidentemente las presiones en el sector estrella aumentan al ingresar una nueva fuente de abastecimiento al sector.

De acuerdo con lo anterior se concluye que no es posible agrupar el pozo 35 con el tanque estrella debido a que se originaría un problema de abastecimiento en el sector Jacarandas, en otras palabras muchos usuarios se quedarían sin agua.

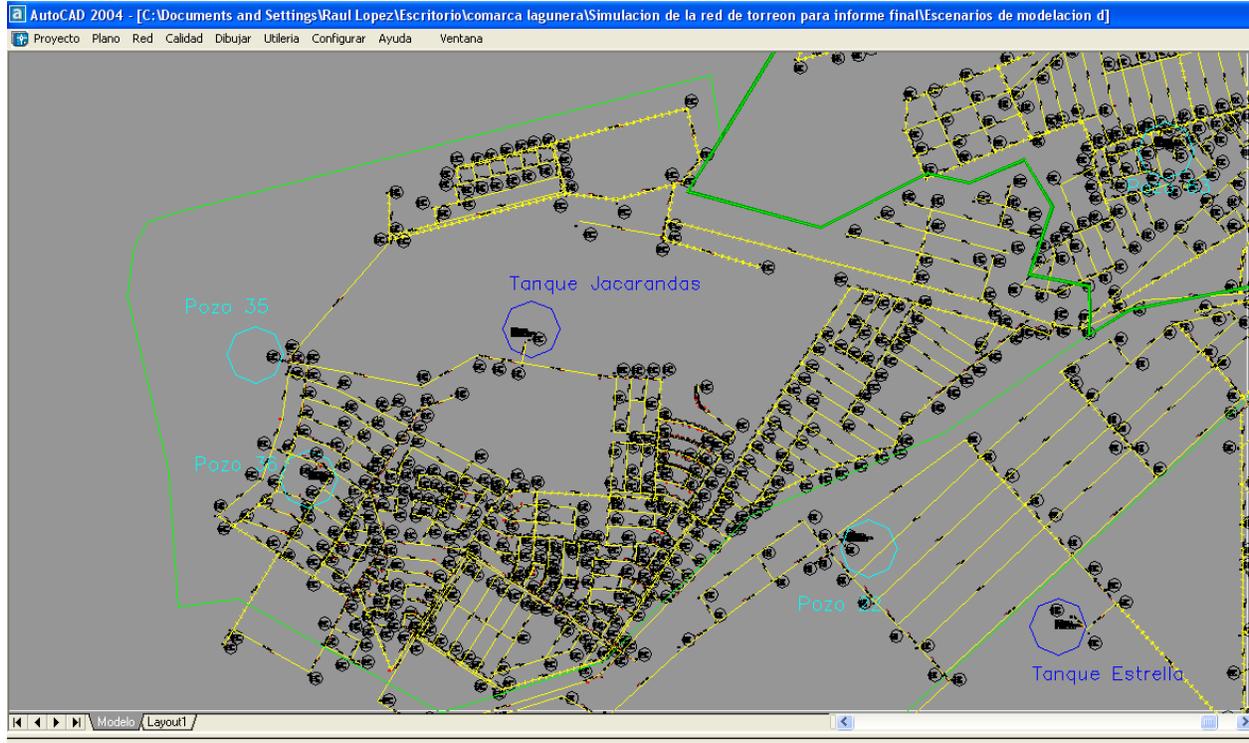
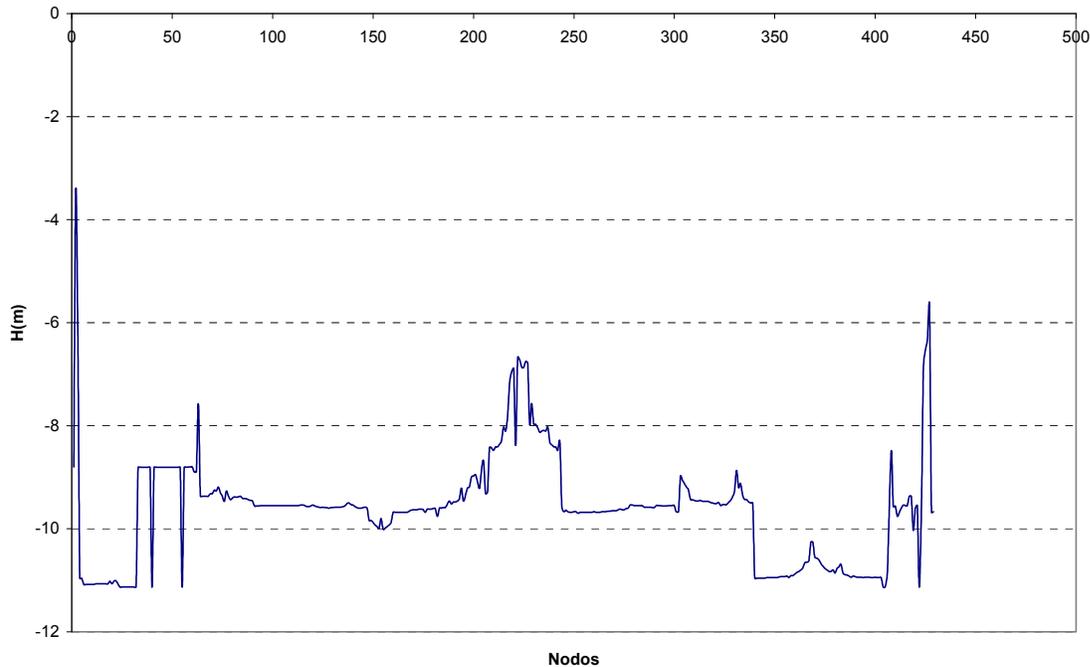


Figura VI.2.7 Modelación del sector Jacarandas sin la bomba 35 (ver plano Escenario 2 en el Anexo VI.3)

Comportamiento de la presión en el sector Jacarandas auitando el pozo 35



Gráfica VI.2.8. Comportamiento de la presión en el sector Jacarandas sin el pozo 35

VI.2.1.4. Escenario 3

A continuación se analiza la factibilidad de agrupar el pozo 4R con el tanque estrella, para ello se considera la apertura del sector Estrella y San Isidro debido a que el sector Fresno no tiene otra fuente de abastecimiento, por lo que al agrupar el único pozo el sector queda con abastecimiento nulo y requiere transferencia de caudal desde otro sector. La figura VI.2.8 muestra el plano de infraestructura hidráulica considerado para este escenario.

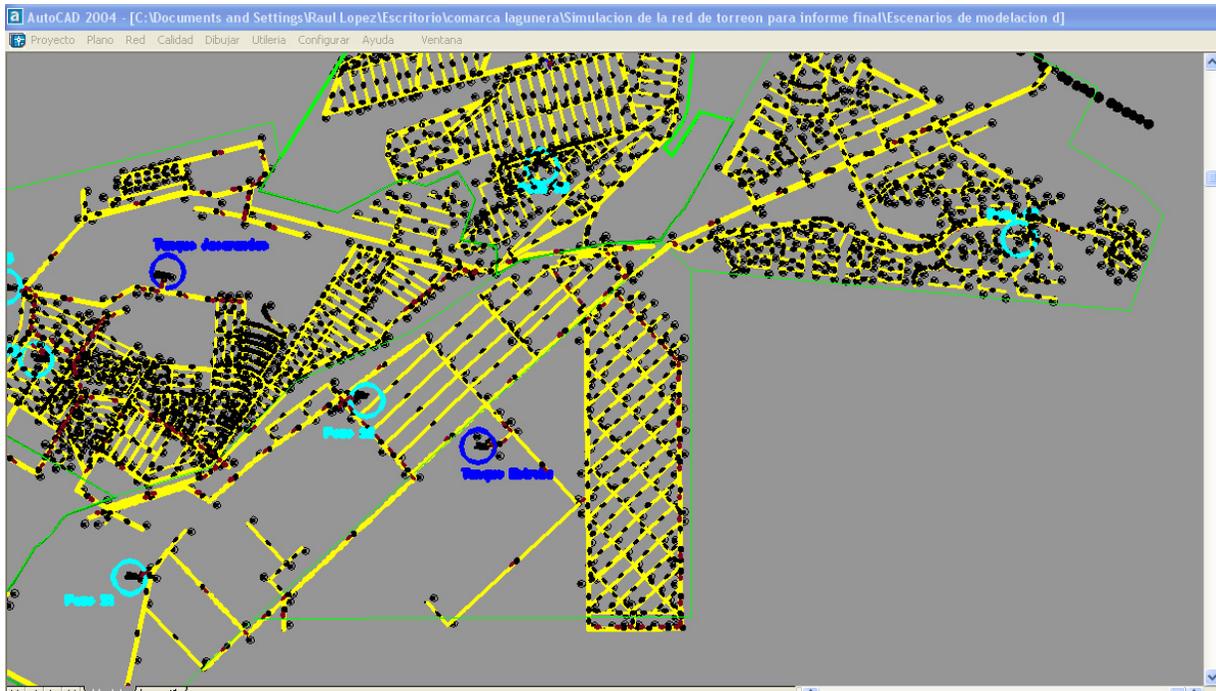


Figura VI.2.8 Modelación del sector Fresno sin el pozo 4R y con la apertura de los sectores San Isidro y Estrella (ver plano Escenario 3 en el Anexo VI.3)

Este caso tampoco resulta factible debido a que las presiones resultantes para el sector Fresno están por debajo de 0 mca (Figura VI.2.9), lo cual indica que los usuarios no contarían con un abastecimiento adecuado o mejor dicho no tendrían la suficiente disponibilidad de agua para satisfacer sus necesidades.

Comportamiento del sector el Fresno con la agrupación del pozo 4R

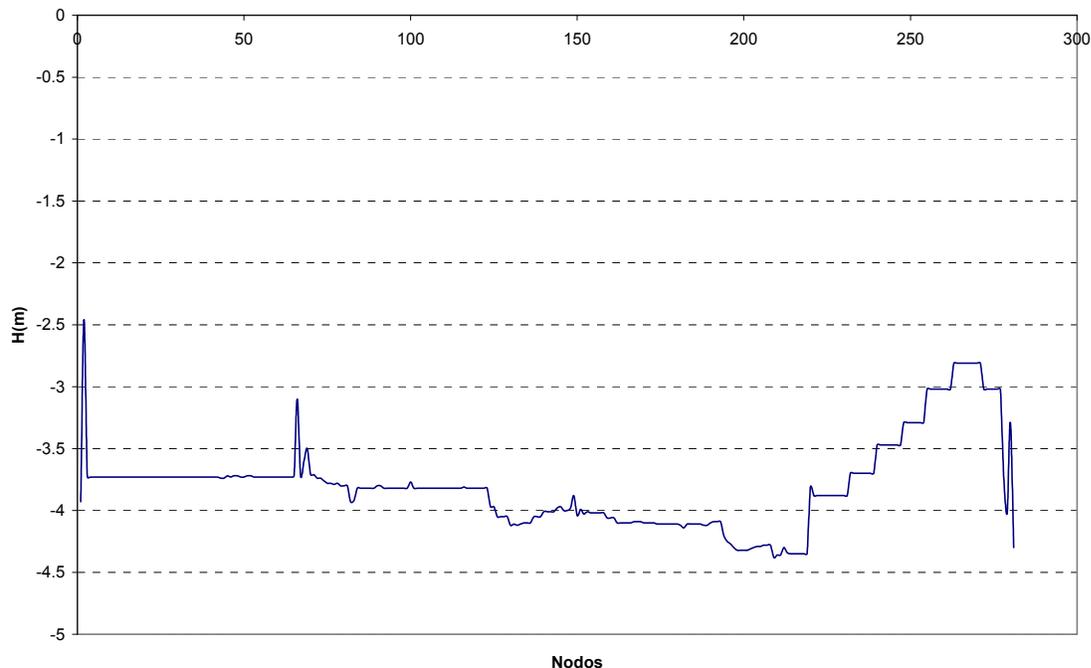


Figura VI.2.9. Comportamiento de la presión en el sector Fresno sin el pozo 4R

VI.2.1.5. Escenario 4 situación actual del sector “Residencial del Norte”

Este escenario presenta el comportamiento del sector “Residencial del norte”, considerando la operación de los pozos 40, 62, 52, 23R, 10R, 54, 57, el tanque Coproder, el Megatanque Villas de la Hacienda y el tanque ubicado en el pozo 6 (rincón la merced), el objetivo de este escenario es el de definir el comportamiento del sector cuando se agrupan los pozos 10R, 52 y 23R.

La figura VI.2.10 muestra la infraestructura hidráulica considerada para este escenario.

En esta modelación se obtuvo un dato importante, el pozo 52 que se pretende agrupar en el megatanque no tiene una participación significativa en la red ya que se encuentra ubicado muy cerca del megatanque y este a su vez es capaz de cubrir en gasto y carga la zona de influencia del pozo 52, esto se justifica mediante el sentido del flujo resultante en el modelo, el cual apunta en dirección contraria a la salida del pozo indicando con ello que el flujo entra en lugar de salir (ver plano del escenario 4).



Figura VI.2.10 Modelación del sector Residencial del norte (ver plano Escenario 4 en el Anexo VI.3)

Comportamiento de la presión para el sector Residencial del norte

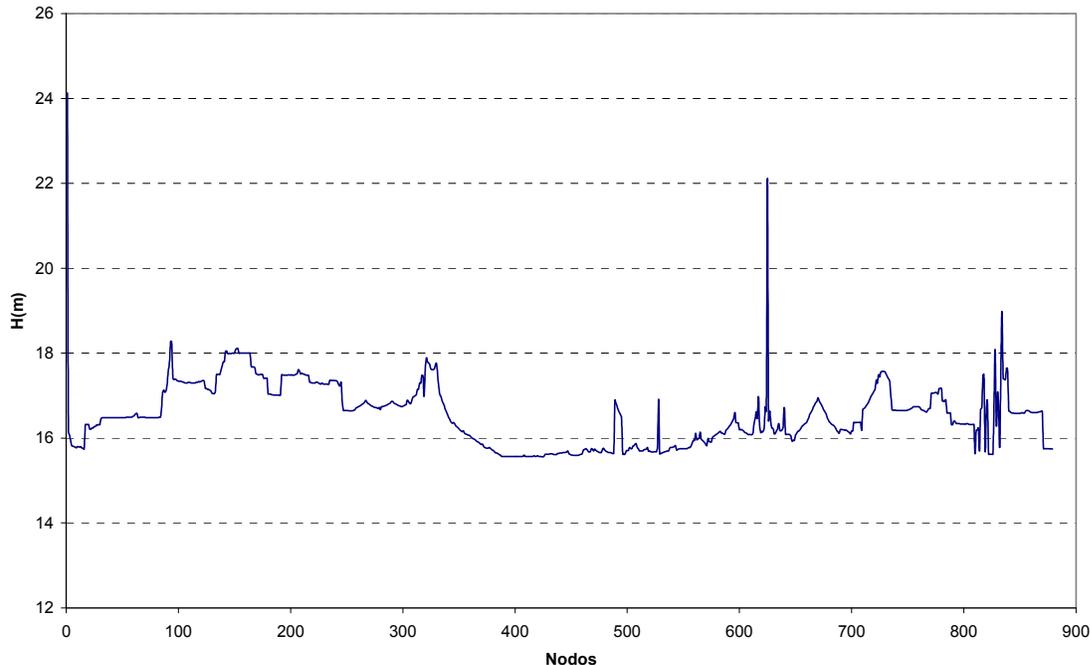


Figura VI.2.11. Comportamiento de la presión en el sector Residencial del norte

Como puede observarse, las presiones en el sector son adecuadas 16.53 mca en promedio (Figura VI.2.11) ya que la recomendación de CONAGUA es que al menos se tengan presiones de 15 mca.

Para esta modelación se ha considerado el funcionamiento de dos equipos de bombeo de 30 HP conectados en paralelo para los tres tanques que se han mencionado al inicio de este escenario.

VI.2.1.6. Escenario 5

Para este escenario se considera que el pozo 10R y 57 ya están conectados al megatanque y que los pozos que se pretenden agrupar en el mismo son el 52 y 23R, se incluye además la operación de los pozos 40, 62, 6, 54 así como los tanques Coproder y rincón la merced, para los cuales se ha considerado la extracción de agua mediante tres bombas de 30 HP conectadas en paralelo y un nivel de operación equivalente al 70% de la capacidad total del tanque respectivo. La Figura VI.2.12 muestra la infraestructura hidráulica considerada para este escenario.

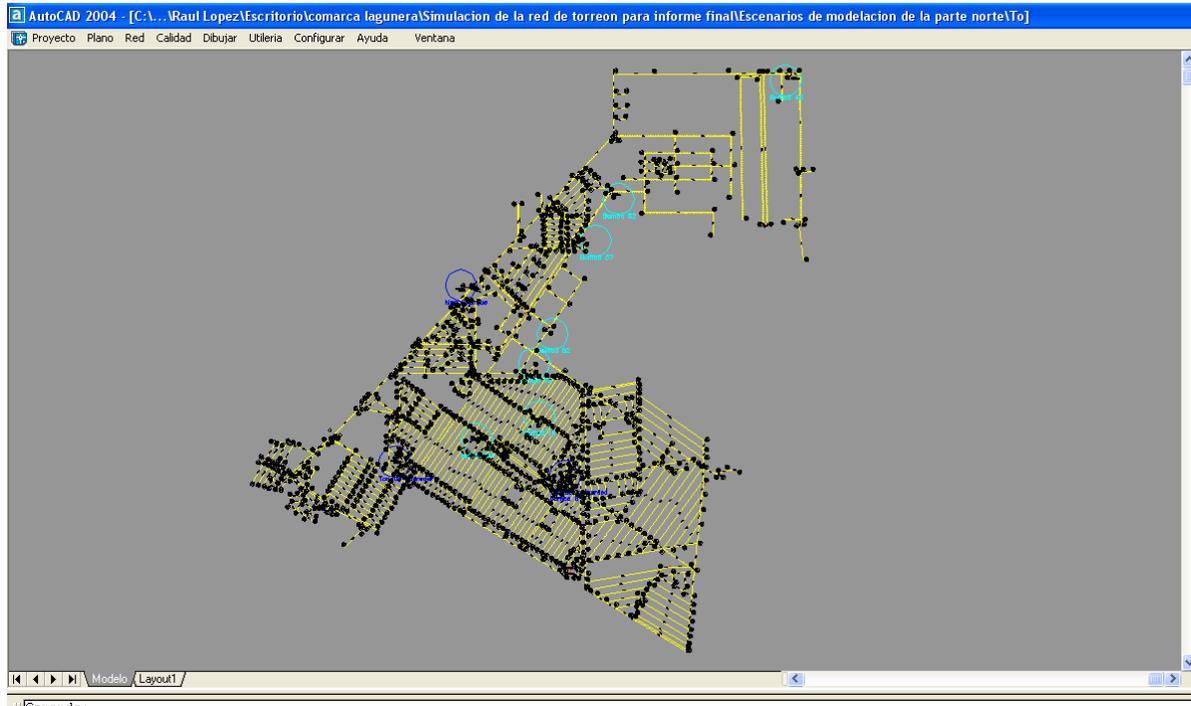


Figura VI.2.12. Modelación del sector Residencial del norte con agrupación de pozos (ver plano Escenario 1 en el Anexo VI.3)

Los resultados obtenidos con esta agrupación fueron satisfactorios (Figura VI.2.13), se obtuvo una presión media de 12.3 mca, lo que indica que es factible agrupar los pozos 52 y 23 sin afectar considerablemente al abastecimiento de la zona. De haber espacio suficiente, se recomienda que el tratamiento para se haga en el Megatanque Villas de la Hacienda.

Comportamiento de la presión en el sector Residencial del norte

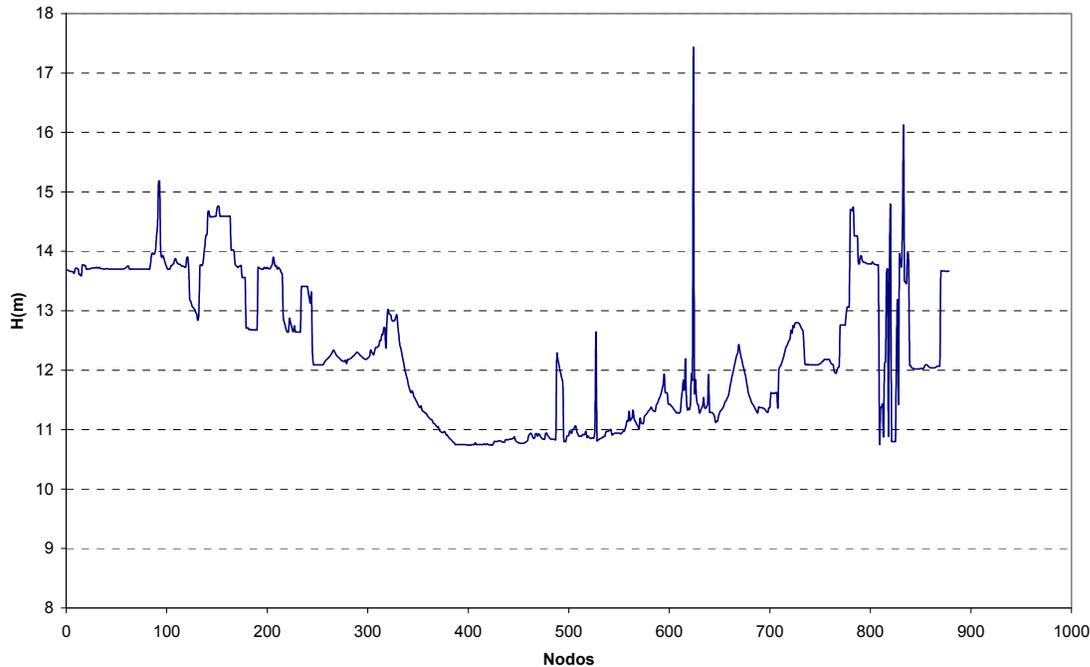


Figura VI.2.13. Comportamiento de la presión en el sector Residencial del norte con la agrupación de los pozos 10, 23, 52 y 57

VI.2.1.7. Situación de los pozos no incluidos en la modelación hidráulica

La modelación hidráulica sólo se efectuó para los sectores arriba descritos, las otras fuentes que presentan problemas de Arsénico están muy alejadas entre sí (p.e. los pozos 75, 78 y 69) o bien presentan un arreglo pozo-tanque-red estas son dos razones fundamentales para proponer un tratamiento a pie de pozo si este abastece de manera directa a red o bien a pie de tanque en caso de presentar el arreglo mencionado.

Por lo tanto los pozos 4R, 35, 6, 16R, 19, 32R, 43R, 50, 50R, 65, 67, 69, 75 y 78 deberán tener tratamiento individual.

VI.3. MODELACIÓN DE LA RED DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA POTABLE DE LA CIUDAD DE GÓMEZ PALACIO, DURANGO.

VI.3.1. Modelación de la red

En este apartado se analiza el comportamiento de la red de distribución para la ciudad de Gómez Palacio, es importante destacar que el modelo capturado en Scadred® fue proporcionado por la dirección técnica del Sistema Descentralizado de Agua Potable y Alcantarillado (SIDEAPA), por lo que el trabajo se reduce al análisis del comportamiento del sector o sectores donde exista la posibilidad del agrupamiento de pozos.

El modelo empleado para definir la factibilidad de una posible agrupación de pozos, ha sido el que presenta el SIDEAPA como la situación futura de la red de distribución de agua potable para su ciudad (Figura VI.3.1), tomando en cuenta el desarrollo y la inversión que se pretende hacer para el mejoramiento de su infraestructura.

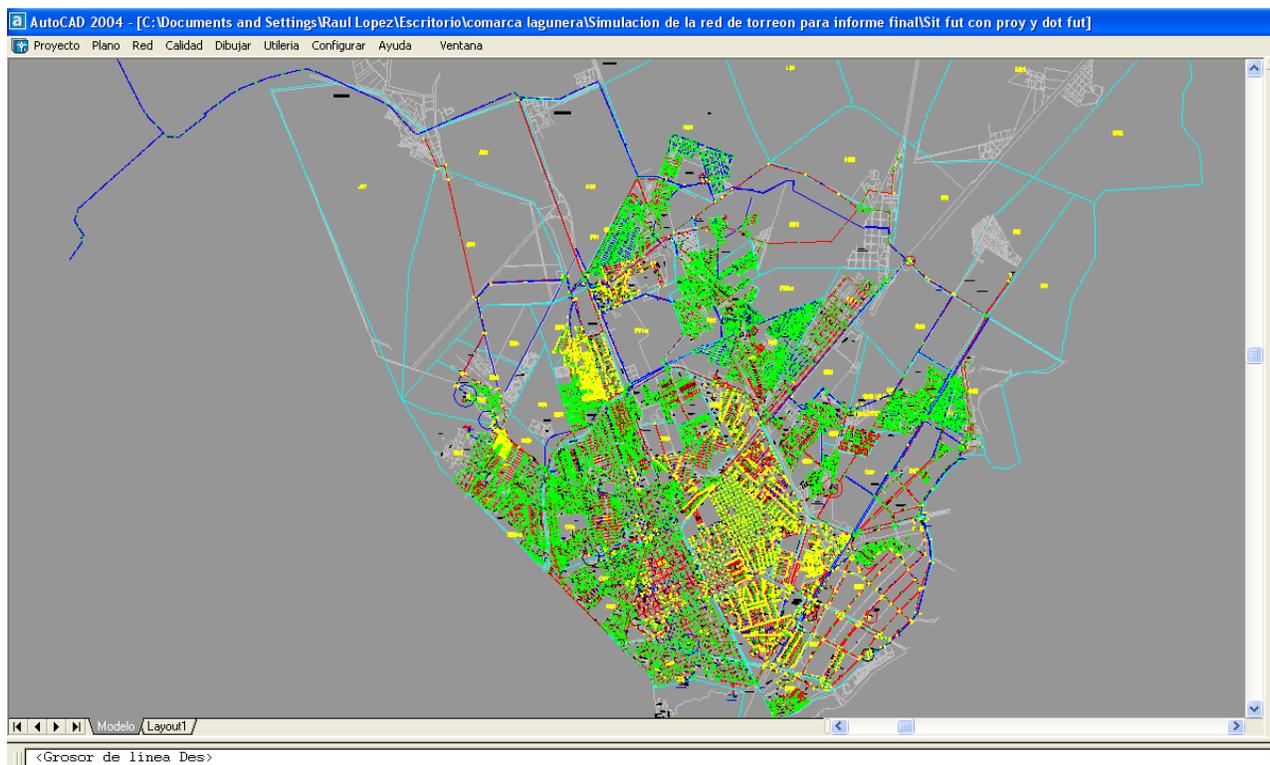


Figura VI.3.1. Modelación de la red distribución de Gómez Palacio, Dgo.

Los pozos de la cabecera municipal que presentan problemas de arsénico son los que se muestran en la Tabla VI.3.1.

Tabla VI.3.1 Pozos de la zona metropolitana que exceden la concentración de arsénico de la NOM-127-SSA1-1994.

Pozo	Concentración de arsénico (mg/L)
1	0.028
5	0.025
14	0.026
28	0.025
31	0.025
34	0.028
36	0.025
39	0.027
12A	0.025
13A	0.024
24A	0.024

Con base en el modelo y las sugerencias de la dirección técnica del Sistema Descentralizado de Agua Potable y Alcantarillado, la única posibilidad de agrupamiento de los pozos es por pares: 39, 14 y 1, 24; estos últimos incluso se encuentran ya agrupados en el tanque Bicentenario, por lo que idealmente el tratamiento tendría que realizarse en dicho tanque y no a pie de pozo, sin embargo, en el predio donde se encuentra el tanque no hay espacio para instalar el sistema de tratamiento. Así que el tratamiento tendría que llevarse a cabo en el pozo 1 y si la calidad del agua se deteriora o se modifica la normatividad vigente al pozo 24 A también tendrá que ser tratado a pie de pozo.

Por otro lado se realizó el análisis agrupando los pozos 39 y 14 en el tanque Chapala, cuyos resultados de la distribución de presiones se muestran en la Figura VI.3.2.

La presión promedio obtenida es de 14.5 mca, lo cual indica que al agrupar los pozos 39 y 14 no se tendrá déficit en el abastecimiento.

Comportamiento de la presión en la red mediante agrupamiento de los pozos 39 y 14

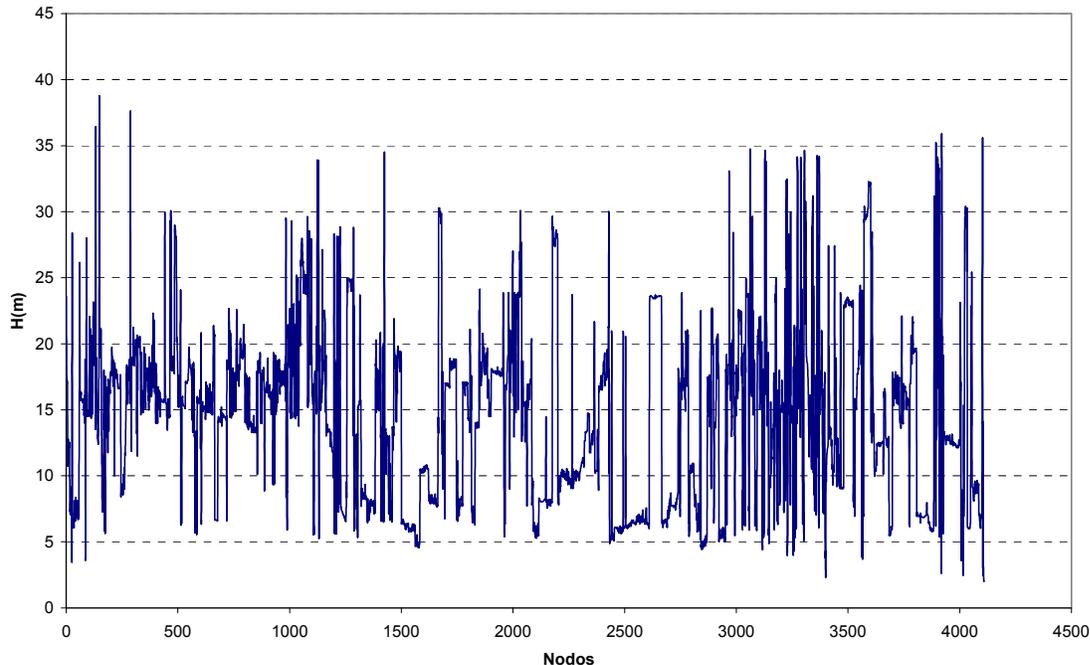


Figura VI.3.2. Comportamiento de la presión en la red que contiene los grupos de pozos 39,14; 1, 24 y 13, 19.

Estos resultados implican la agrupación de los pozos 1 y 24, debido a la esqueletización realizada en el modelo. Los pozos que conducen caudal a un tanque específico pueden ser omitidos si la simulación es realizada en estado permanente [López, G., 2000], por lo tanto en la simulación anterior, los pozos 1 y 24 no participan directamente en la red si no a través del tanque al que convergen.

VI.3.2. Situación para los pozos 5, 12A, 13A, 28 y 34

Pozo 12A

Como parte de la situación futura de la red de distribución, se pretende implementar una línea de conducción de 8" de diámetro que conduzca el gasto del pozo 12A hacia la zona "las Huertas" por lo que dicho pozo no puede ser agrupado con otro que presente la misma problemática de Arsénico y tendrá que ser tratado de forma individual.

Pozo 13A

El SIDEAPA ha propuesto agrupar los pozos 13A y 19 (ambos con un gasto de 52.17 L/s) en el tanque PIL. En el pozo 13A la concentración de arsénico se encuentra en el

límite de la NOM-127-SSA1-1994 y al mezclar el agua de ambos pozos, la concentración de arsénico resultante satisface los requisitos de la normatividad vigente y no se prevé que requiera tratamiento en el mediano plazo, a menos que la calidad del agua sufra un deterioro, o la normatividad vigente sea modificada, en cuyo caso se el tratamiento podría llevarse a cabo en la zona del tanque, si hay espacio suficiente.

Pozo 5 y 28

Estos pozos no son susceptibles de ser agrupados, por otra parte la concentración de arsénico se encuentra en el límite máximo permisible de la NOM-127-SSA1-1994, así que mientras esté vigente no requieren tratamiento, sin embargo, si la calidad del agua cambia, o la normatividad se modifica, entonces el tratamiento tendrá que ser a pie de pozo.

Pozo 34

Aunque este pozo abastece directo a red, se tiene contemplado implementar una línea de conducción 10" hacia el tanque "Cerro la Pila" al cual convergerán también los pozos 32 y 4^a (dirección técnica, SIDEAPA), para estos pozos se estima un gasto de 52.17 L/s y 11 L/s respectivamente. En este caso particular el pozo 32 se encuentra prácticamente en el límite superior de aceptación, el pozo 34 tiene una concentración de arsénico que rebasa la norma (ver Tabla VI.3.1) y en la información proporcionada no está indicado el caudal que produce el pozo 34, así que dependiendo del caudal puede ser que se requiera tratamiento, en esta caso es mejor que sea junto al tanque en el "Cerro de la Pila".

VI.1. CONCLUSIONES

En Torreón, Coah, los pozos 4R, 6, 16R, 19, 32R, 35, 43R, 50, 50R, 65,67, 69, 75 y 78 requieren tratamiento a pie de pozo. La única posibilidad de agrupamiento comprende a los pozos 10R, 23R y 52, en el sector Residencial del Norte y esto sólo será posible si hay espacio suficiente en las inmediaciones del tanque Villas de la Hacienda.

En el caso de Gómez Palacio, Dgo., las fuentes que requieren tratamiento inmediato son el pozo 1 y el tratamiento debe ser en forma individual. Asimismo, el pozo 12A requiere tratamiento individual.

Los pozos 39 y 14 pueden ser tratados en el tanque Chapala si hay espacio suficiente en el predio del tanque o en las inmediaciones del mismo.

El pozo 34 por su parte, se conectará al tanque “Cerro de la Pila” en el que convergen otras fuentes, y por balance de masas la concentración promedio de arsénico se encuentra en cumplimiento con la normatividad vigente, de no deteriorarse la calidad del agua ni sufrir cambios la normatividad nacional, el pozo no requiere tratamiento.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Conagua; (2007), "Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento; Modelación Hidráulica y de Calidad del Agua en Redes de Agua Potable", *Subdirección General de Agua Potable, Drenaje y Saneamiento - CONAGUA*, ISBN 978-968-817-880-5
- Ochoa, L., Rangel, J., Rodríguez, J., Delgado, J., Vázquez, A. (1994). "Datos Básicos. Manual de diseño de agua potable, alcantarillado y saneamiento", *Subdirección General e Infraestructura Hidráulica Urbana e Industrial-Gerencia de Normas Técnicas-Comisión Nacional del Agua- Instituto Mexicano de Tecnología del Agua*, 89 pp.
- Ochoa A., L. y Bourguett (2001), *Reducción Integral de Pérdidas de Agua Potable*, 2ª edición, Coordinación de Tecnología Hidráulica, Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, Jiutepec, Morelos, México.
- Rodríguez-Varela, M., Alcocer-Yamanaka V., y Bourguet V. (2009). "Diagnóstico, modelación y planificación de sectores en la red de distribución de agua potable de Chihuahua, Chihuahua". *Informe técnico*, Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 305 p.
- Tzatchkov, V. e Izurieta, J. (1996) "Sistema de computo para el análisis y diseño óptimo de redes de distribución de agua potable (Scadred)", *Revista Ingeniería Hidráulica en México*, Vol. XI. enero-abril de 1996, México, p. 55-63.



CAPÍTULO VII ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LA ENCUESTA SOBRE LA PERCEPCIÓN QUE LA GENTE TIENE DEL SERVICIO Y LA CALIDAD DE AGUA EN LA REGIÓN DE LA COMARCA LAGUNERA (TORREÓN, MATAMOROS, LERDO Y GÓMEZ PALACIO).

Contenido

VII. ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LA ENCUESTA SOBRE LA PERCEPCIÓN QUE LA GENTE TIENE DEL SERVICIO Y LA CALIDAD DE AGUA EN LA REGIÓN DE LA COMARCA LAGUNERA (TORREÓN, MATAMOROS, LERDO Y GÓMEZ PALACIO).

VII-1		
VII.1.	Metodología.....	VII-1
VII.2.	Análisis de la base de datos.....	VII-5
VII.3.	Resultados integrales.....	VII-5
VII.4.	Comentarios vertidos por los usuarios.....	VII-41

Índice de Figuras.

Figura VII.3. 1	Ubicación de la vivienda.....	VII-6
Figura VII.3. 2	Tipo de calles.....	VII-6
Figura VII.3. 3	Sexo.....	VII-7
Figura VII.3. 4	Situación del entrevistado.....	VII-7
Figura VII.3. 5	La casa es.....	VII-8
Figura VII.3. 6	¿Cuántas personas viven en su casa?.....	VII-8
Figura VII.3. 7	¿A cuánto ascienden aproximadamente los ingresos familiares mensuales?.....	VII-9
Figura VII.3. 8	El servicio de agua potable (toma o instalaciones).....	VII-10
Figura VII.3. 9	¿Cuántos días a la semana la recibe?.....	VII-11
Figura VII.3. 10	¿Cuántas horas a la semana la recibe?.....	VII-11
Figura VII.3. 11	¿Su vivienda cuenta con... ..	VII-12
Figura VII.3. 12	El tinaco, la cisterna o pileta de agua está(n) tapado(s).....	VII-12
Figura VII.3. 13	Cuando llega el agua.....	VII-13
Figura VII.3. 14	¿El agua que recibe.....	VII-13
Figura VII.3. 15	¿Su vivienda cuenta con.....	VII-14
Figura VII.3. 16	El baño está en.....	VII-14
Figura VII.3. 17	¿Cómo le han atendido en organismo o comité de agua cuando ha tenido que ir a realizar algún trámite?.....	VII-15
Figura VII.3. 18	¿Está usted satisfecho con el servicio de agua que recibe actualmente en su hogar?.....	VII-16
Figura VII.3. 19	Confía usted en su Sistema de Agua.....	VII-16

Figura VII.3. 20 (Exclusivamente para Torreón Coah.) El SIMAS publica esta tabla de calidad de agua en el sitio de Internet ¿cree que la información sea fidedigna?	VII-17
Figura VII.3. 21 El SIMAS en la ciudad de Torreón publica esta tabla de calidad de agua en su sitio de Internet ¿cree que sería conveniente que su organismo presentara información de este tipo?.....	VII-18
Figura VII.3. 22 ¿Dónde considera adecuado que se publique dicha información? .	VII-19
Figura VII.3. 23 ¿Es suficiente la cantidad de agua que recibe en su hogar?	VII-19
Figura VII.3. 24 ¿Con números del 1 al 4 por favor indique qué es lo que le gustaría que mejorara en el servicio de Agua Potable? (siendo el 1 lo que más le gustaría y 4 lo que menos).....	VII-20
Figura VII.3. 25 ¿Utiliza algún método complementario de suministro al no ser suficiente el servicio de agua potable o al no contar con toma de agua como acarreo, compra de pipas o tambos?.....	VII-21
Figura VII.3. 26 Especifique el método o métodos utilizados:	VII-21
Figura VII.3. 27 Qué costo tiene para usted este o estos métodos complementarios	VII-22
Figura VII.3. 28 En caso de acarreo, ¿cuántas personas acarrean y cuántas horas invierte en esta actividad al día?.....	VII-23
Figura VII.3. 29 ¿Sabe si hay problemas de contaminación del agua de suministro a su comunidad?	VII-23
Figura VII.3. 30 ¿Con cuál o cuáles de las siguientes sustancias o parámetros está contaminada el agua de suministro a su comunidad?	VII-24
Figura VII.3. 31 ¿Sabe usted que si estos contaminantes pueden afectar su salud?	VII-25
Figura VII.3. 32 Algún familiar (que viva dentro de la casa del entrevistado) en un radio de 500 m con respecto a la casa, padece alguna de las siguientes enfermedades:.....	VII-25
Figura VII.3. 33 Algún vecino (que viva dentro de la casa del entrevistado) en un radio de 500 m con respecto a la casa padece alguna de las siguientes enfermedades:.....	VII-26
Figura VII.3. 34 El agua que beben es de	VII-27
Figura VII.3. 35 El agua de la llave la	VII-27
Figura VII.3. 36 El agua que usa para prepara alimentos es de.....	VII-28
Figura VII.3. 37 ¿Cuántos garrafones compra a la semana?	VII-29
Figura VII.3. 38 ¿Cuánto cuanto paga por cada uno?	VII-29
Figura VII.3. 39 Bebe agua del pozo solamente.....	VII-30
Figura VII.3. 40 Bebe agua de la llave solamente	VII-30
Figura VII.3. 41 Bebe agua de las dos	VII-31
Figura VII.3. 42 Bebe agua de garrafón solamente	VII-32
Figura VII.3. 43 Bebe agua de garrafón y de la llave.....	VII-32
Figura VII.3. 44 ¿Cuántos vasos de agua bebe cuando hace calor?	VII-33
Figura VII.3. 45 ¿Cuándo llueve o hace frío?	VII-34
Figura VII.3. 46 Una taza de atole	VII-34
Figura VII.3. 47 Una taza de café negro.....	VII-35

Figura VII.3. 48 Una taza de té.....	VII-35
Figura VII.3. 49 Un plato de caldo (pollo, res, pescado) o sopa aguada	VII-36
Figura VII.3. 50 ¿Cuánto le cuesta el servicio de agua?	VII-36
Figura VII.3. 51 ¿Paga usted una cuota fija por recibir el servicio de agua en su domicilio?.....	VII-37
Figura VII.3. 52 ¿Le gustaría que se le cobrara con base en el consumo medido? ..	VII-37
Figura VII.3. 53 ¿Cómo le parece el precio que paga por el servicio de agua?	VII-38
Figura VII.3. 54 Usted gasta \$_____ pesos al mes entre lo que paga del servicio de agua y compra de garrafrones.	VII-38
Figura VII.3. 55 ¿Estaría usted dispuesto a pagar esta misma cantidad porque el agua de la llave se pudiera beber?.....	VII-39
Figura VII.3. 56 ¿Estaría usted dispuesto a pagar alguna cantidad adicional por recibir en su llave agua que se pudiera beber?, y en su caso, ¿cuánto?	VII-39
Figura VII.3. 57 ¿Cuánto?	VII-40
Figura VII.3. 58 ¿Está usted al corriente en el pago del servicio de agua?.....	VII-40
Tabla 1 Comentarios de los usuarios	VII-41

VII. ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LA ENCUESTA SOBRE LA PERCEPCIÓN QUE LA GENTE TIENE DEL SERVICIO Y LA CALIDAD DE AGUA EN LA REGIÓN DE LA COMARCA LAGUNERA (TORREÓN, MATAMOROS, LERDO Y GÓMEZ PALACIO).

El objetivo de esta actividad fue la de realizar un diagnóstico sobre la percepción que la gente tiene del servicio y la calidad de agua en la Región de la Comarca Lagunera, por lo cual los datos necesarios para este fin se obtuvieron por medio de la aplicación de una encuesta a una muestra representativa de usuarios en el periodo de mayo - agosto.

Los objetivos particulares se centraron en:

- a) Conocer la percepción que los usuarios tienen sobre la calidad del servicio prestado por el organismo operador, mediante la evaluación indirecta de los principales parámetros como son: el nivel del servicio, la continuidad, la presión y calidad del agua.
- b) Examinar la capacidad de pago de los usuarios.
- c) Averiguar si los usuarios perciben problemas de contaminación en el agua de suministro a su comunidad.
- d) Indagar si alguno de los entrevistados tiene familiares o vecinos que presenten enfermedades derivadas de algún contaminante del agua.
- e) Obtener un dato sobre la calificación que los usuarios dan al servicio que reciben.
- f) Determinar la disponibilidad de los usuarios para admitir un incremento en el pago de los servicios a cambio de un mejoramiento en los mismos.

VII.1. METODOLOGÍA

Con el fin de reducir el costo de una investigación de este tipo, se seleccionó la muestra que es considerada como representativa de la población total de la Región de la Comarca Lagunera (localidades con población mayor o igual a 500 habitantes), la cual es de 1000 usuarios, sin embargo, debido a que algunas comunidades sólo se aplicaría una encuesta se decidió aumentar en número cerrar el número hasta 1247, sin embargo por inconsistencias encontradas entre la encuesta aplicada y la base de datos, sólo se utilizaron 1,081 encuestas.

En total se evaluaron 37 preguntas para la integración de las dimensiones relacionadas con los objetivos particulares que se plantearon. Para las evaluaciones cualitativas se elaboró el siguiente sistema de calificaciones: “bien”, “regular”, “mal” y “satisfecho”, “insatisfecho”, “neutral o indiferente”, y el cuerpo de la encuesta comprendía un texto introductorio, preguntas de contenido y una hoja de observaciones y comentarios.

El marco muestral utilizado para seleccionar a los encuestados fue ***una selección aleatoria de 1081 tomas en el área de la Comarca Lagunera (Torreón, Gómez Palacio, Lerdo y Matamoros) considerando el número de habitantes para definir el número de encuestas que le correspondía a cada una de las localidades.***

Es importante mencionar que se aplicaron dos diferentes encuestas, una exclusiva para el municipio de Torreón y la otra que estaba enfocada a Gómez Palacio, Matamoros y Lerdo.

Texto introductorio

Con esta leyenda (que se muestra a continuación) se inicia formalmente la encuesta y se le lee al entrevistado como presentación, para facilitar el trabajo del encuestador y también con el objetivo de ser el primer paquete de información con el que el encuestado se enfrenta y que pretende involucrarlo con el tema de interés además de minimizar el sesgo de complacencia.

Buenos días (tardes) mi nombre es _____ formo parte de un grupo de encuestadores oficiales capacitados por el Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA) para realizar encuestas domiciliarias (mostrar identificación). El estudio que estamos realizando es sobre servicio y la calidad del agua que reciben los habitantes de esta región y sería muy importante para nosotros conocer su opinión al respecto. ¿Me permitiría hacerle algunas preguntas que no tardarán más de 10 minutos? Las respuestas que usted proporcione serán confidenciales y se usarán exclusivamente con fines estadísticos. En este cuestionario no existen respuestas correctas ni incorrectas por lo tanto le pedimos que conteste con libertad y honestidad a las preguntas que se le hagan.

Sección de contenido

Una vez que esta leyenda inicial ha sido correctamente enunciada, se inicia el proceso de realizarle al encuestado las preguntas que conforman la sección de contenido incluida en la encuesta.

Al interior de la sección de contenido, el formato seleccionado para redactar todas las preguntas de la encuesta fue el que se conoce como formato de *pregunta cerrada* que se explica a continuación:

Pregunta cerrada: Es un formato de pregunta en el cuál al encuestado se le hace un cuestionamiento y se le pide que responda seleccionando alguna de las diversas opciones que el entrevistador le proporciona inmediatamente después de haberle elaborado la pregunta.

Los datos iniciales del cuestionario permiten la identificación del predio y contemplar el tipo de vivienda y calle en la que se encuentra localizado, por lo cual se implementaron las siguientes indicaciones.

IDENTIFICACIÓN DEL PREDIO

Calle: _____ Número: _____ Colonia:

Localidad: _____ Municipio: _____ Estado:

Ubicación de la vivienda:

Fraccionamiento ()

Colonia popular ()

Asentamiento irregular ()

Tipo de calles:

a. Pavimentadas ()

b. Empedradas ()

c. Terracería ()

Además de considerar los datos de localización del predio se procedió a identificar y seleccionar al entrevistado, considerando que tenía que ser una persona que viviera en el domicilio seleccionado y que además estuviera informado con la situación referente a la toma de agua, por lo que preferentemente se consideró como valido personas mayores de dieciocho años y de ser posible fuera el ama de casa o cabeza de familia, como se muestra a continuación.

DATOS DEL ENTREVISTADO:

Sexo: () Masculino () Femenino

Cabeza de familia () Ama de casa ()



Al finalizar la sección de preguntas se dispuso una hoja en la cual el encuestador debía realizar anotaciones referidas a observaciones propias hechas durante la aplicación de la encuesta o a comentarios que las personas encuestadas quisieran hacer sobre los contenidos de las preguntas de la encuesta.

En el Anexo C se presentan el listado de las preguntas aplicadas en los cuatro municipios, cabe aclarar que para Torreón, Coah., se hizo una pregunta basada en la información de calidad del agua que publica SIMAS Torreón., y para los otros tres municipios se elaboró una variante de la pregunta, ya que los otros organismos operadores no publican información relativa a la calidad del agua que distribuyen.

VII.2. ANÁLISIS DE LA BASE DE DATOS

Para llevar a cabo el análisis estadístico se realizó un proceso previo de captura. Resultado de este proceso fue una base de datos en Excel independiente para cada una de las localidades y una base de datos que concentrara todos los resultados de las encuestas levantadas.

Una vez concluido este primer proceso se inició el proceso denominado “limpieza o depuración” de la base de datos, que no es otra cosa que un análisis detallado de los valores capturados, el cual tiene como objetivo eliminar de la base todos aquellos registros inválidos o inconsistentes, para con los cuestionamientos presentados al interior del cuestionario.

Este proceso es muy importante ya que evita que al momento de estar realizando los análisis estadísticos, los resultados se vean afectados por registros erróneos, ya que en ocasiones los encuestadores cometen errores (usuales en este tipo de actividades) en la disposición de las respuestas o en la adecuada secuencia de las preguntas.

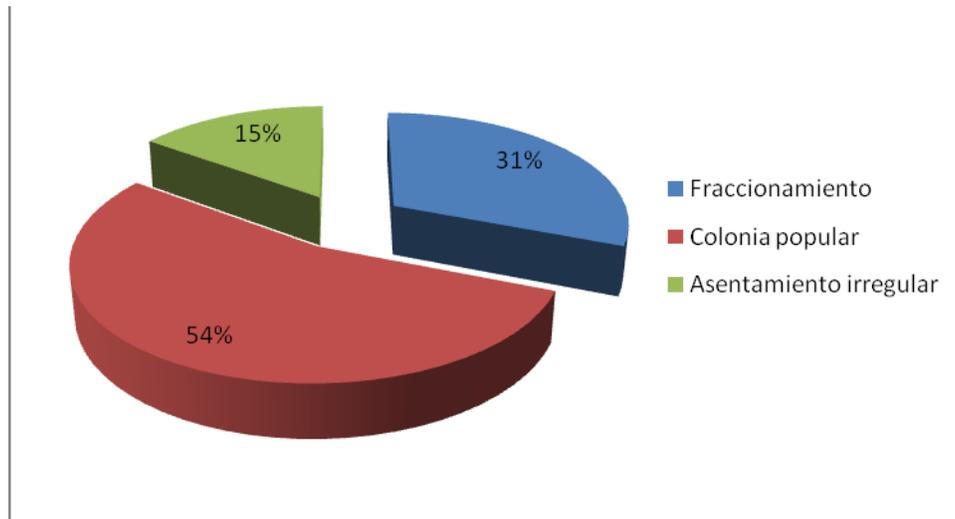
VII.3. RESULTADOS INTEGRALES

Los resultados se presentan en forma de gráficas de pastel y barras de acuerdo al tipo de pregunta y respuesta, para así poder dar una mejor interpretación, además de explica en qué consiste el porcentaje que refleja.

El primer análisis que se presenta es el referido a los resultados de las variables definidas por la identificación del predio para contemplar el tipo de vivienda y datos generales de la vivienda a entrevistar.

Cabe destacar que el análisis integral de la Región de la Comarca pudo hacerse debido a que se creó una base de datos exclusiva que tuviera los mismos cuestionamientos, únicamente separando las respuestas exclusivas para el municipio de Torreón.

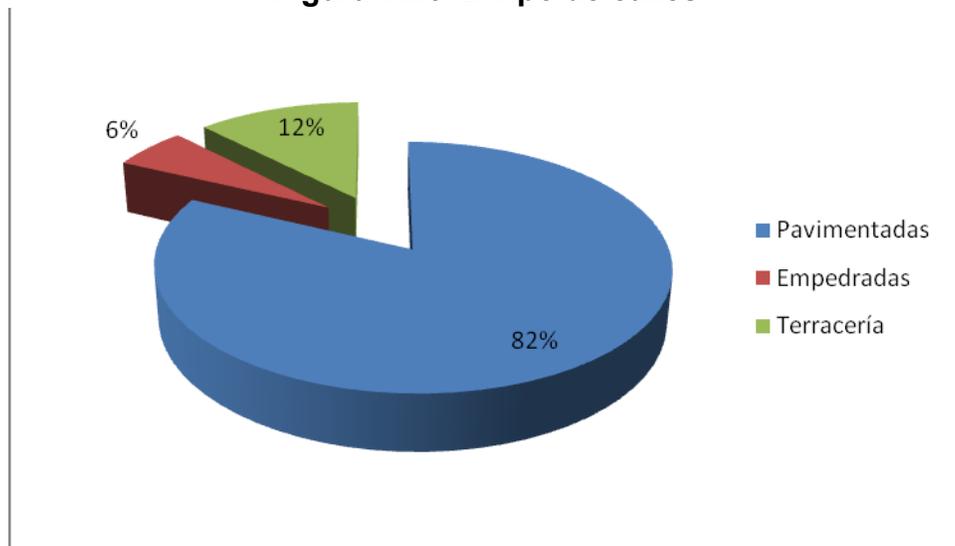
Figura VII.3. 1 Ubicación de la vivienda



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 54% de las viviendas se ubican en colonias populares, mientras que el 31% están en fraccionamientos y el 15% se encuentran en asentamientos irregulares.

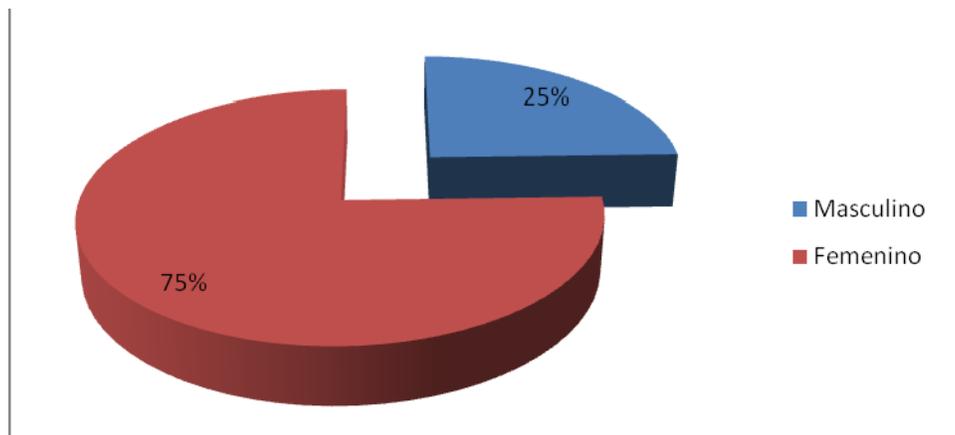
Figura VII.3. 2 Tipo de calles



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El tipo de calles en un 82% son pavimentadas, mientras que el 12% son de terracería y el 6% son empedradas.

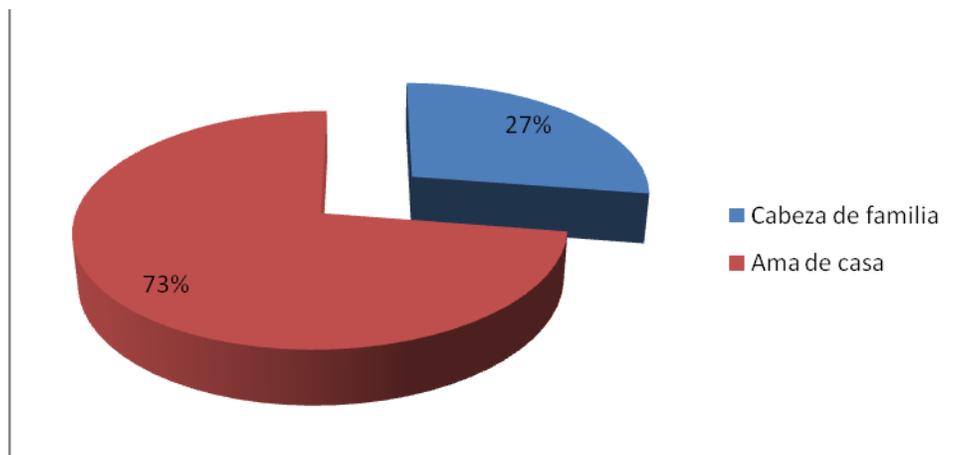
Figura VII.3. 3 Sexo



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 75% de los entrevistados son del sexo femenino, mientras que el 25% eran del sexo masculino.

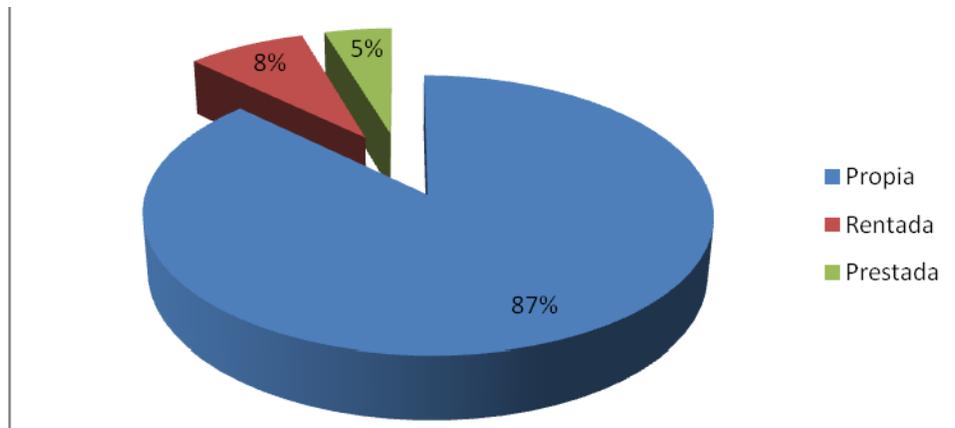
Figura VII.3. 4 Situación del entrevistado



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

En relación a su situación los entrevistados indicaron que eran en un 73% amas de casa, mientras que el 27% dijo ser cabeza de familia.

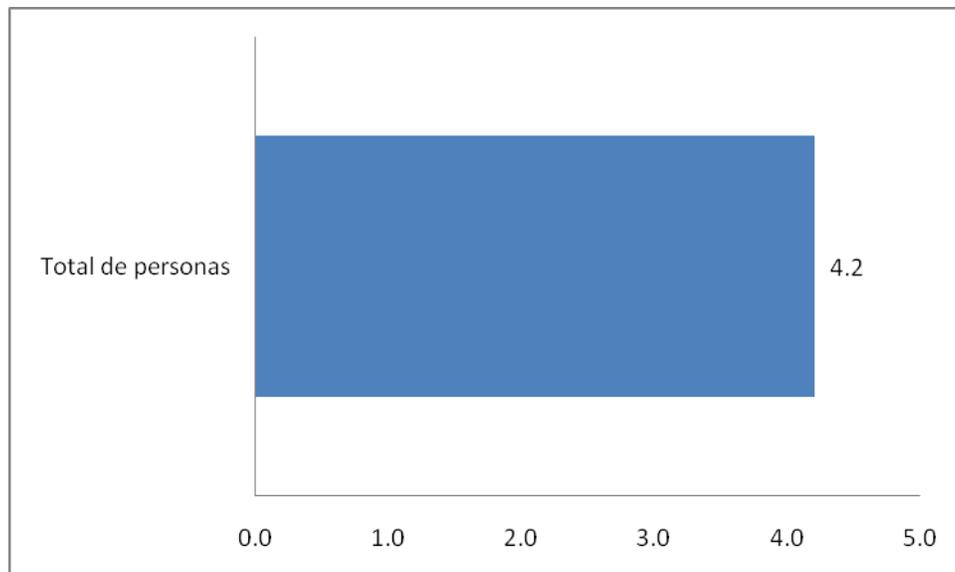
Figura VII.3. 5 La casa es



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 87% de la población expresó que la casa era propia, mientras que el 8% dijo que era rentada y un 5% manifestó que la casa que habitaban era prestada.

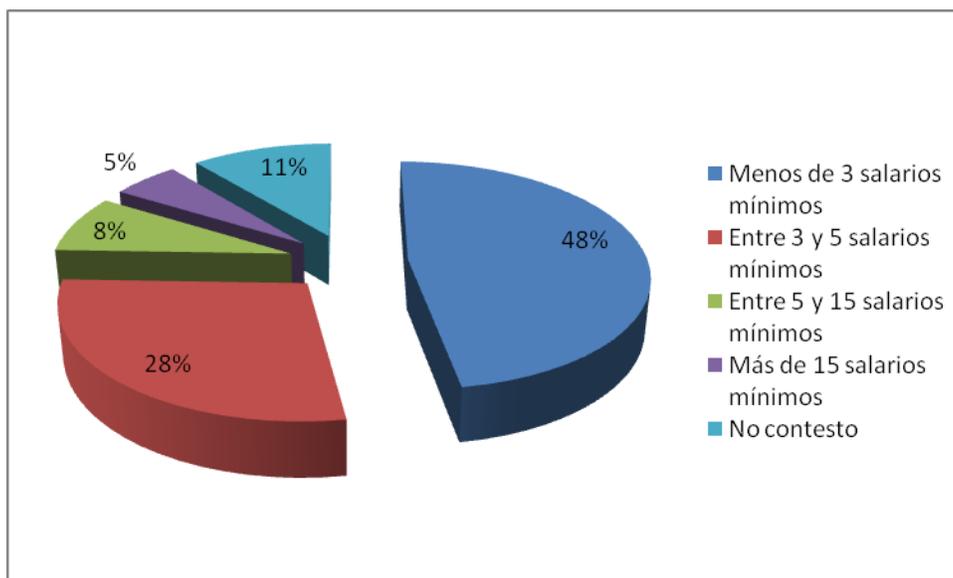
Figura VII.3. 6 ¿Cuántas personas viven en su casa?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El índice de hacinamiento de las personas entrevistadas es de 4.2 habitantes por vivienda.

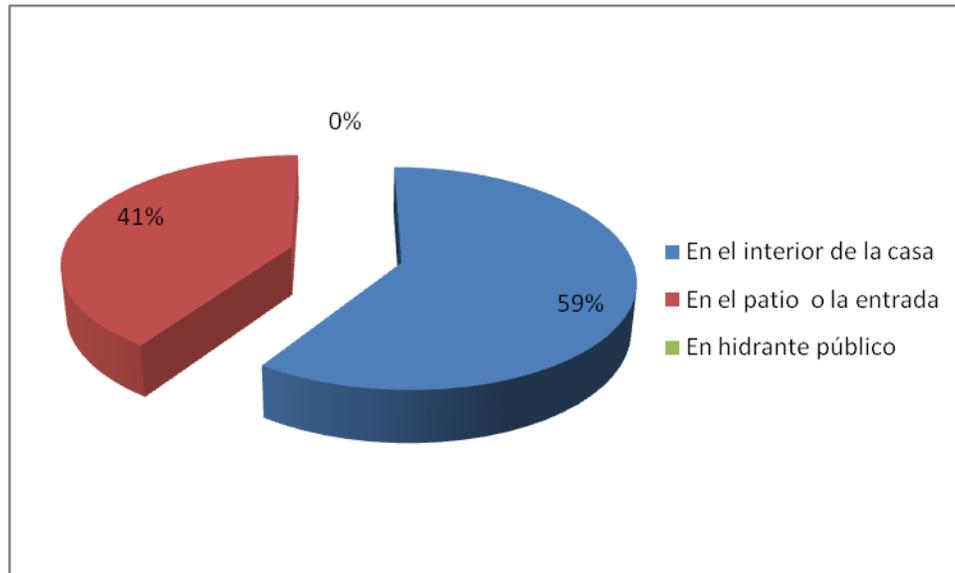
Figura VII.3. 7 ¿A cuánto ascienden aproximadamente los ingresos familiares mensuales?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 43% de la población expresó que su remuneración se encuentra en menos de 3 salarios mínimos, mientras que el 28% dijo que gana entre 3 y 5 salarios, el 11% no quiso responder, el 8% contestó que gana entre 5 y 15 salarios y el 5% restante indicó que gana más de 15 salarios mínimos.

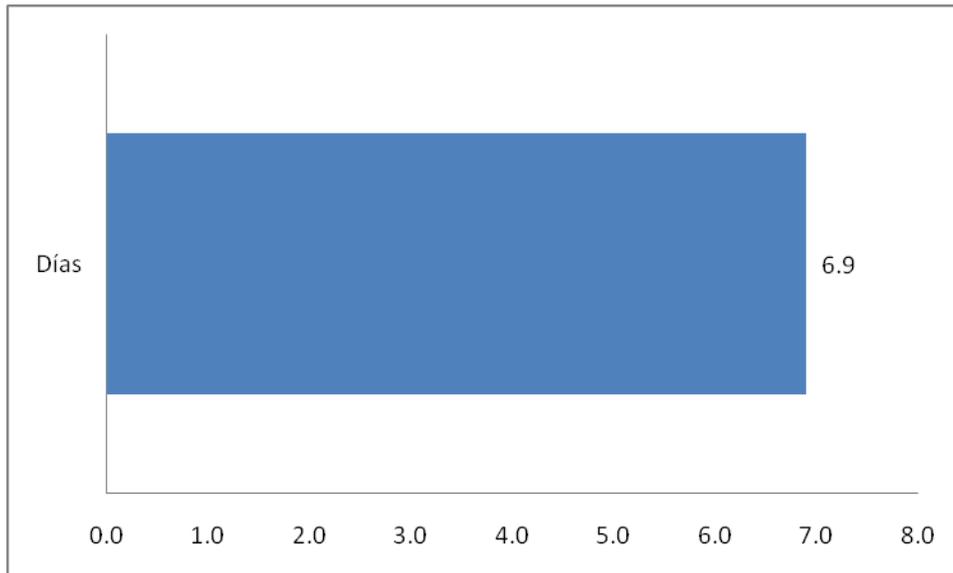
Figura VII.3. 8 El servicio de agua potable (toma o instalaciones)



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Cuando se les preguntó donde tenían su toma de agua el 59% respondió que en el interior de la casa, mientras que el 41% dijo que se localizaba en el patio o en la entrada.

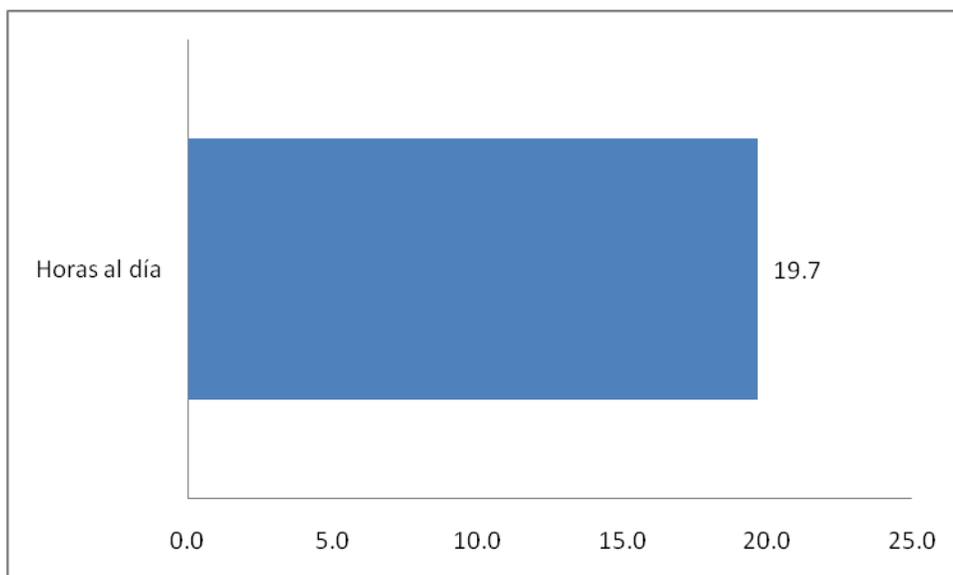
Figura VII.3. 9 ¿Cuántos días a la semana la recibe?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Los encuestados manifestaron recibir el agua en promedio 6.9 días a la semana.

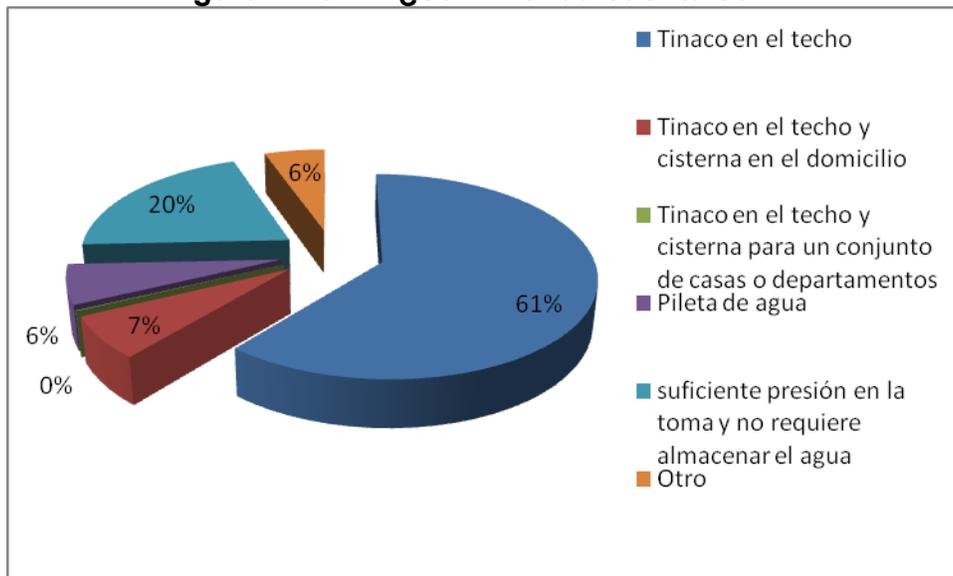
Figura VII.3. 10 ¿Cuántas horas a la semana la recibe?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Las personas entrevistadas respondieron que en promedio tienen 19.7 horas de agua al día.

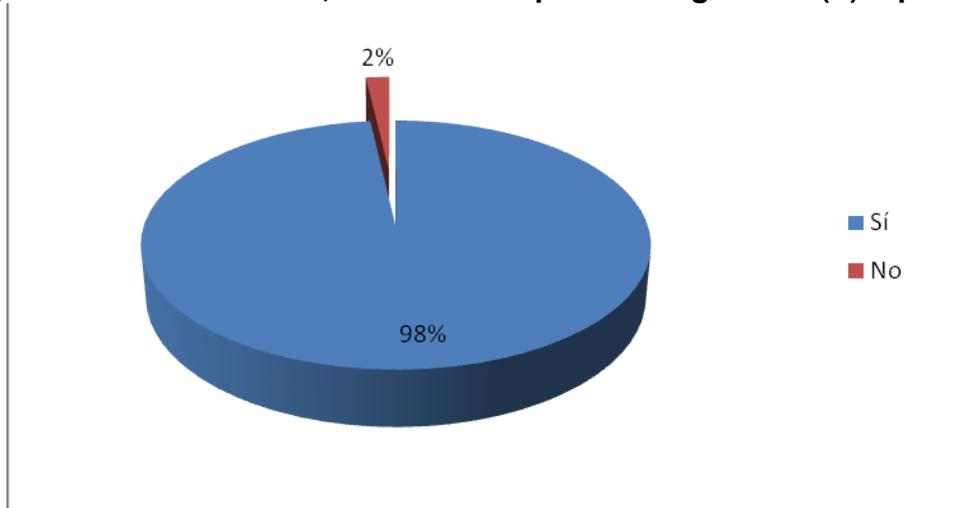
Figura VII.3. 11 ¿Su vivienda cuenta con...



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Las viviendas de los encuestados tienen en un 61% tinaco en el techo, mientras que el 20% de la población dijo tener suficiente presión en la toma y no requiere almacenar el agua, el 7% dijo que tiene tinaco en el techo y cisterna en el domicilio, mientras que el 6% contestó que tiene pileta de agua y el 6% restante mencionó otro medio.

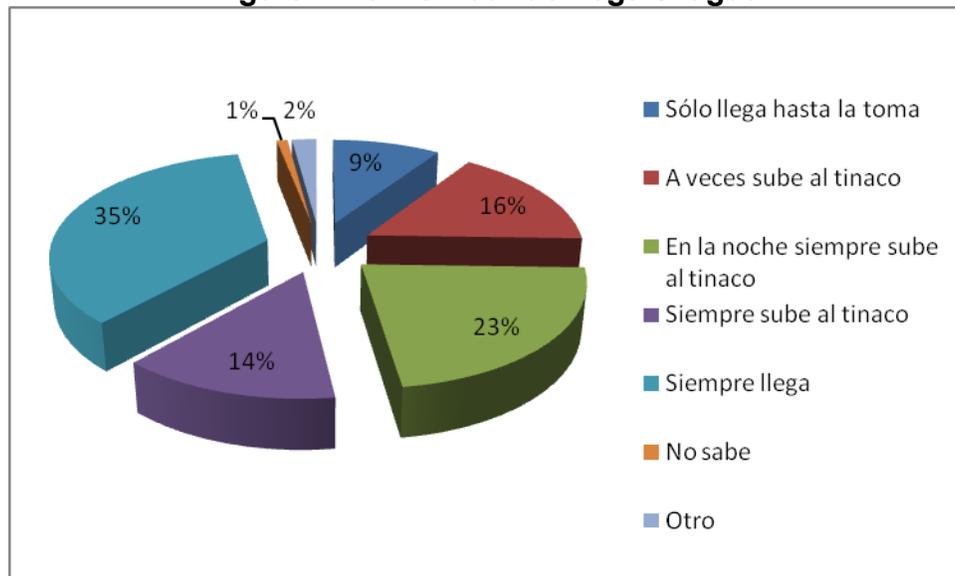
Figura VII.3. 12 El tinaco, la cisterna o pileta de agua está(n) tapado(s)



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 98% respondió que sí tiene tapado sus medios de almacenamiento de agua, mientras que el 2% contestó que no.

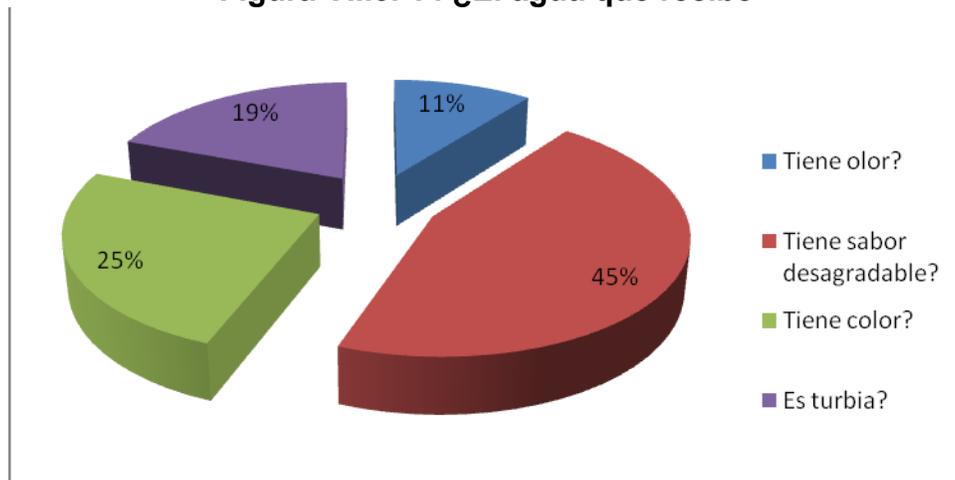
Figura VII.3. 13 Cuando llega el agua



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 35% de la población manifestó que siempre llega el agua, mientras que el 23% dijo que en la noche siempre sube al tinaco, el 16% dijo que a veces sube al tinaco, el 14% respondió que siempre sube al tinaco, el 9% manifestó que sólo llega hasta la toma, el 2% respondió otro, y el 1% no sabe.

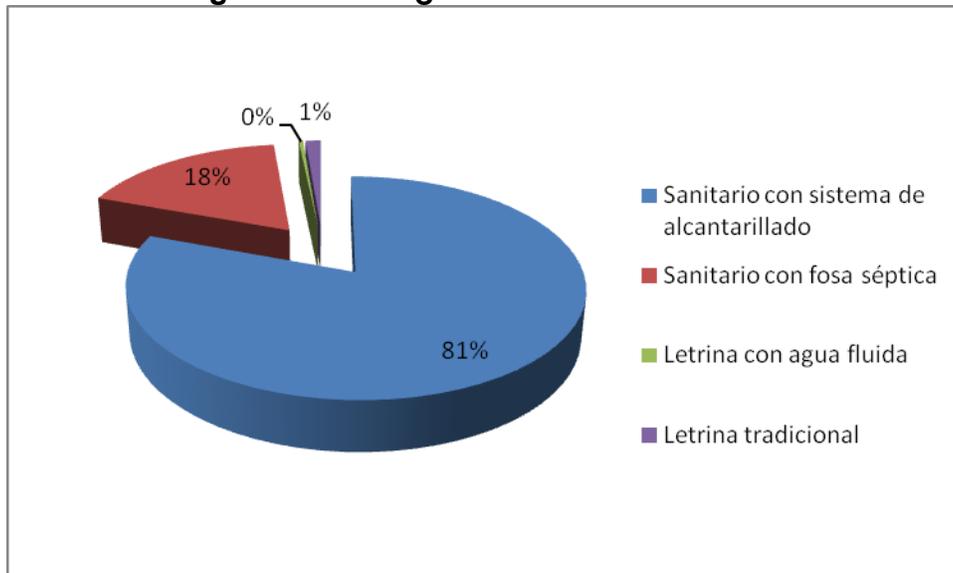
Figura VII.3. 14 ¿El agua que recibe



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 45% de los encuestados respondieron que tiene sabor desagradable, mientras que el 25% dijo que tiene color, el 19% contestó que es turbia y el 11% expresó que tiene olor. Inconscientemente

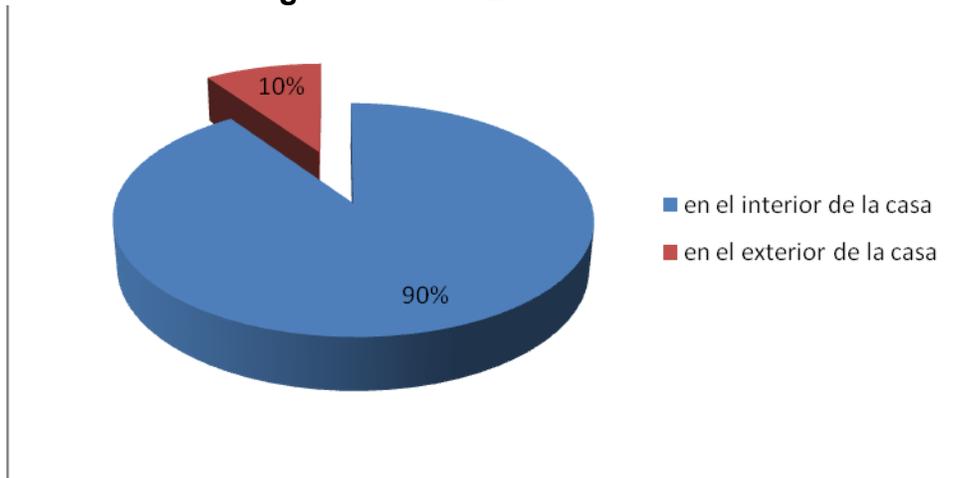
Figura VII.3. 15 ¿Su vivienda cuenta con



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 81% de las viviendas de los encuestados tiene sanitario con sistema de alcantarillado, mientras que el 18% dijo que tiene sanitario con fosa séptica y el 1% contestó que tiene letrina tradicional.

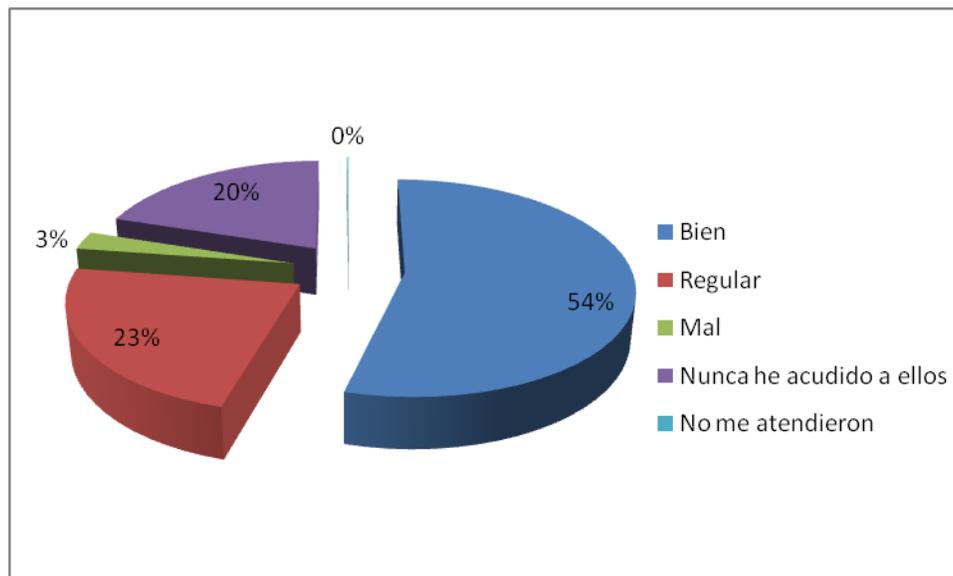
Figura VII.3. 16 El baño está en



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El baño del 90% de los encuestados está en el interior de la casa, mientras que el 10% dio que lo tenía en el exterior.

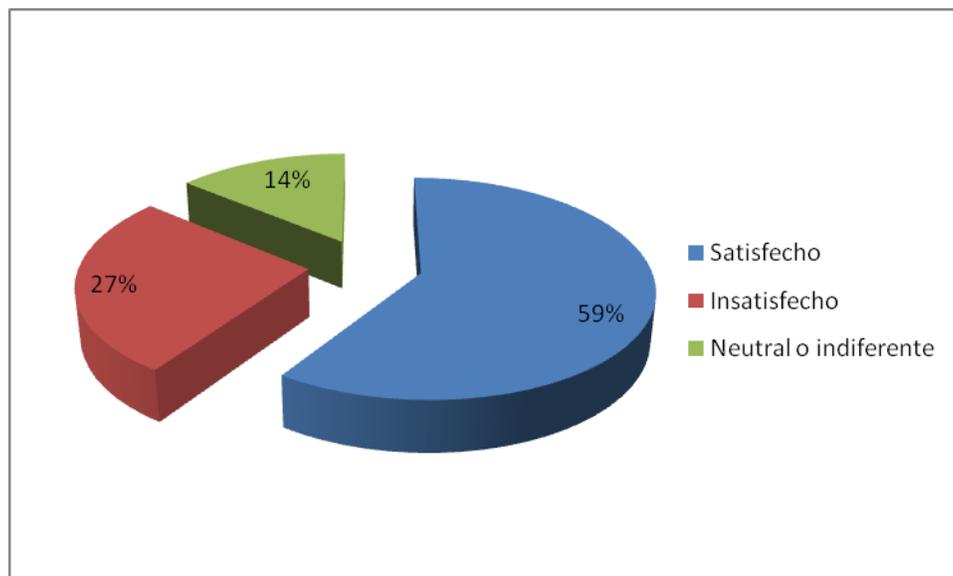
Figura VII.3. 17 ¿Cómo le han atendido en organismo o comité de agua cuando ha tenido que ir a realizar algún trámite?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Al 54% de la población le han atendido bien cuando al realizar algún trámite en el organismo, mientras que para el 23% de la población le han atendido regular, el 20% expresó nunca acudir a ellos y el 3% restante respondió que le han sido mal atendidos.

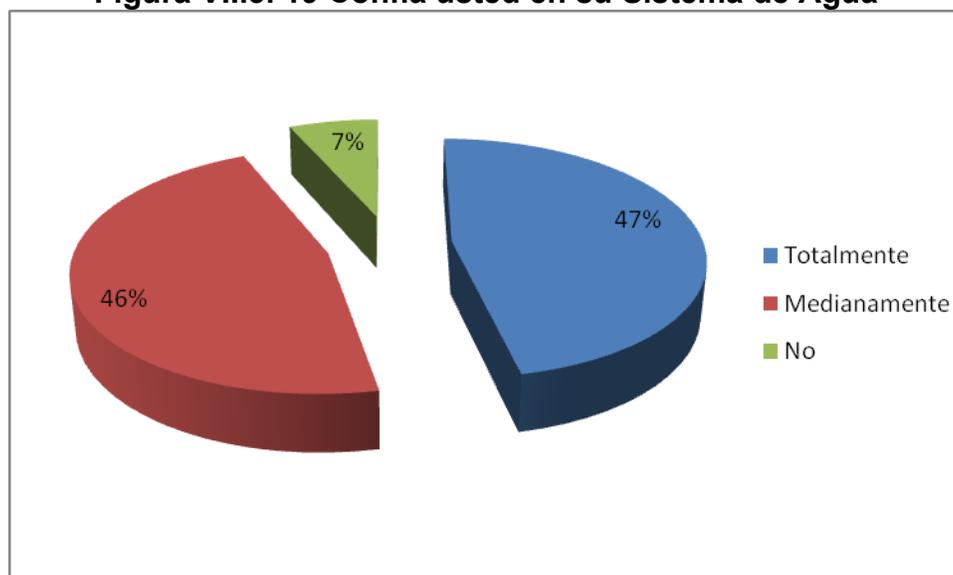
Figura VII.3. 18 ¿Está usted satisfecho con el servicio de agua que recibe actualmente en su hogar?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 59% de los encuestados está satisfecho con el servicio de agua que recibe, mientras que el 27% dijo que se encuentra insatisfecho y el 14% neutral o indiferente.

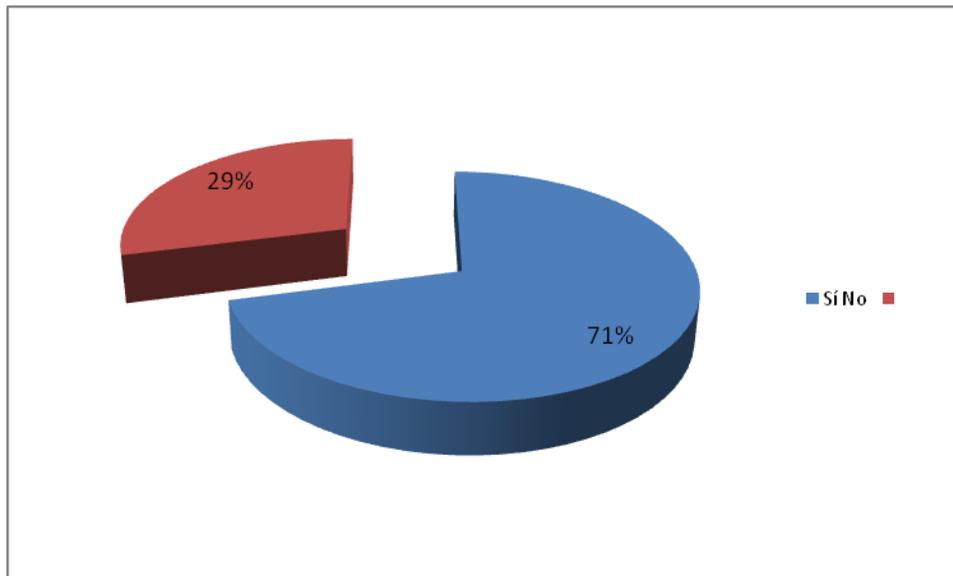
Figura VII.3. 19 Confía usted en su Sistema de Agua



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

A los encuestados se les preguntó si confiaban en su organismo y el 47% respondió que totalmente, mientras que el 46% expresó que confiaba medianamente y el 7% dijo que no.

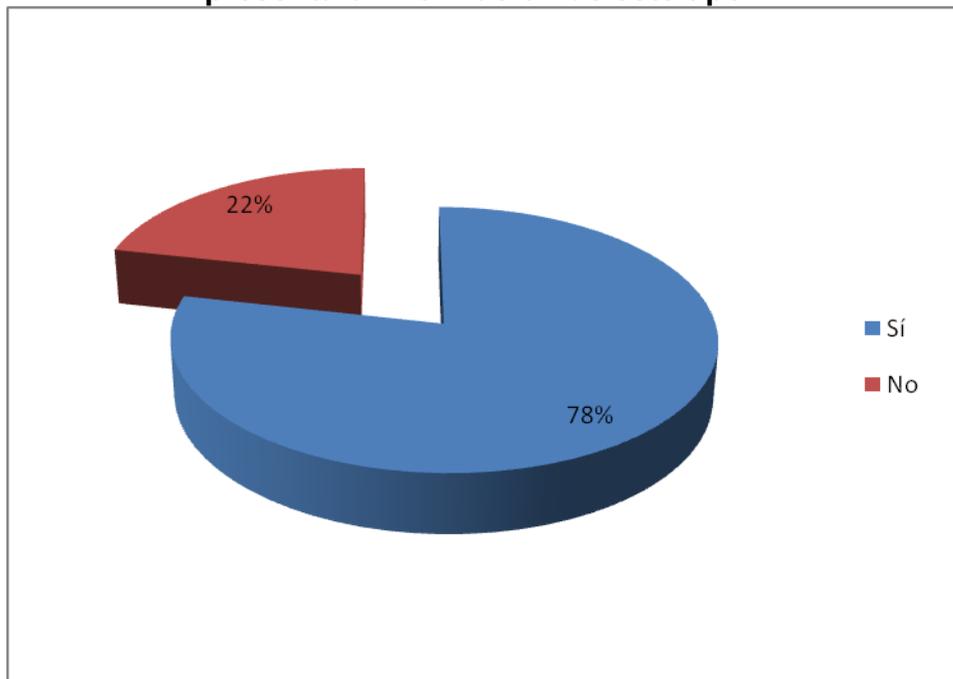
Figura VII.3. 20 (Exclusivamente para Torreón Coah.) El SIMAS publica esta tabla de calidad de agua en el sitio de Internet ¿cree que la información sea fidedigna?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Exclusivamente para los entrevistados del municipio de Torreón se les mostró la tabla de calidad de agua que publica el organismo y se les preguntó si creían que la información era fidedigna y el 71% respondió que sí, mientras que el 29% dijo que no lo creía.

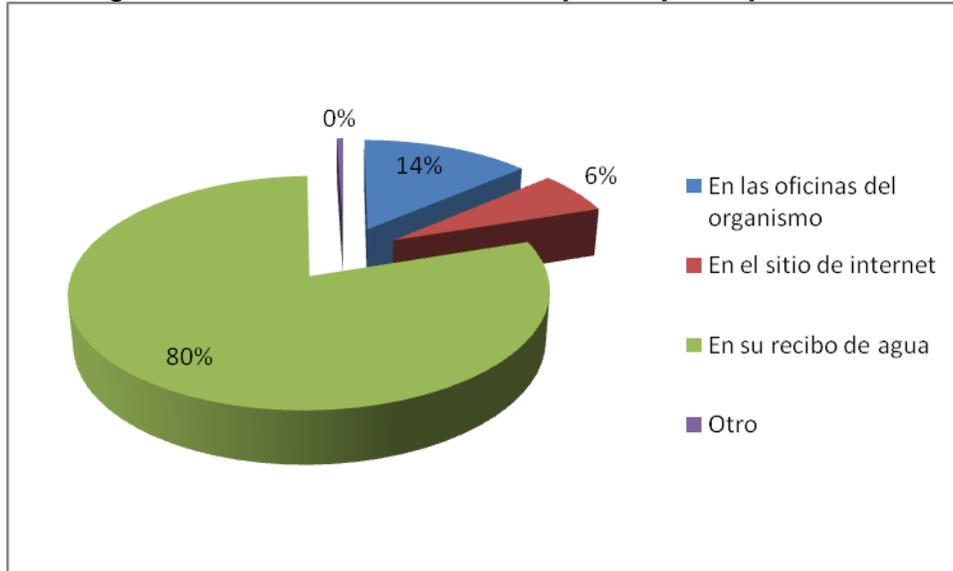
Figura VII.3. 21 El SIMAS en la ciudad de Torreón pública esta tabla de calidad de agua en su sitio de Internet ¿cree que sería conveniente que su organismo presentara información de este tipo?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

A los entrevistados de los municipios de Gómez Palacio, Matamoros y Lerdo se les preguntó si creían que sería conveniente que su organismo publicara una tabla de calidad de agua similar a la que publica el organismo de Torreón y el 78% de los entrevistados coincidió en que sí sería bueno, mientras que el 22% creó que no sería relevante.

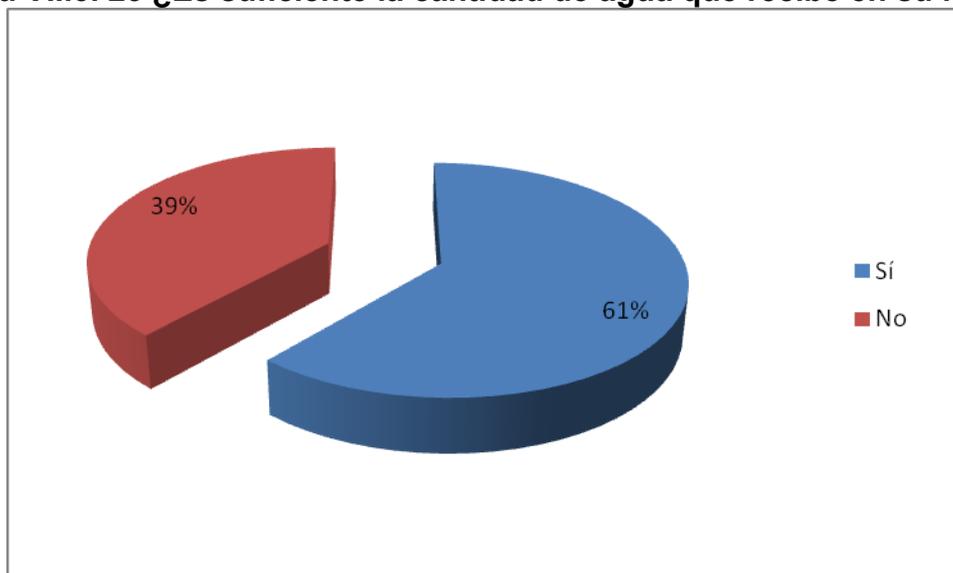
Figura VII.3. 22 ¿Dónde considera adecuado que se publique dicha información?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Los entrevistados de los tres municipios respondieron en un 80% que sería bueno publicar la tabla en su recibo de agua, mientras que el 14% dijo que en las oficinas del organismo y el 6% dijo que en el sitio de internet.

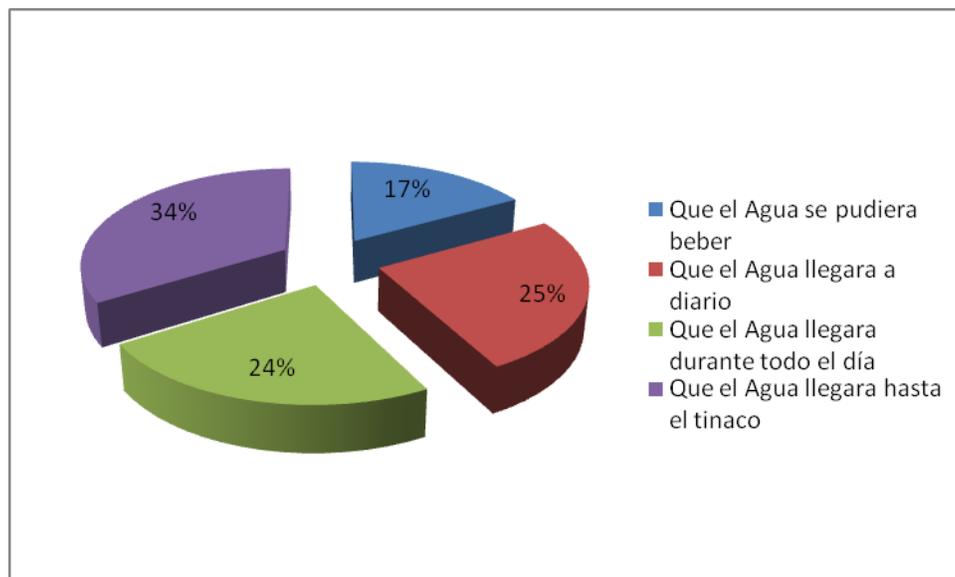
Figura VII.3. 23 ¿Es suficiente la cantidad de agua que recibe en su hogar?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Para el 61% de la población sí es suficiente la cantidad de agua que recibe en su hogar, mientras que el 39% de la población respondió que no.

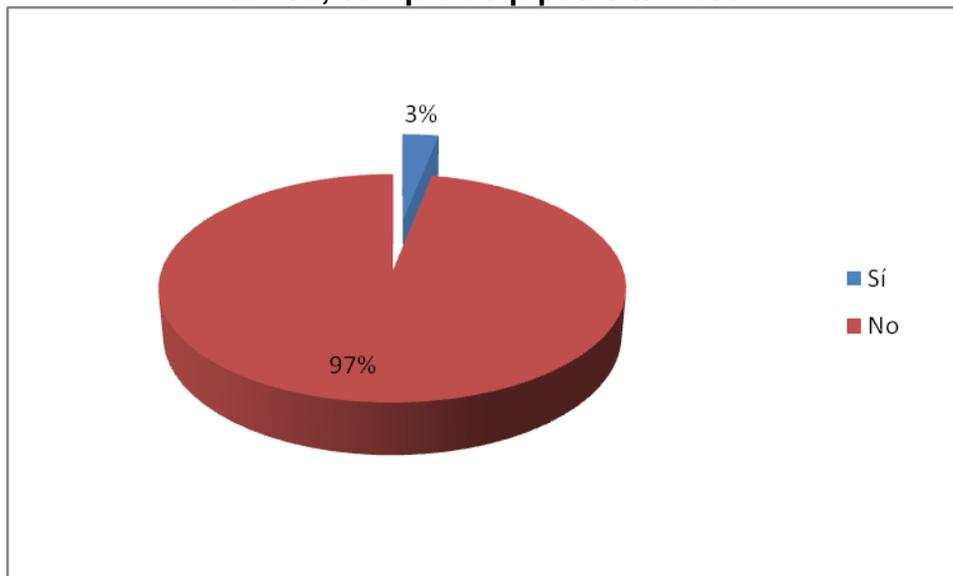
Figura VII.3. 24 ¿Con números del 1 al 4 por favor indique qué es lo que le gustaría que mejorara en el servicio de Agua Potable? (siendo el 1 lo que más le gustaría y 4 lo que menos)



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Se les preguntó a los entrevistados que les gustaría que mejorara en el servicio de agua y el 34% respondió que el agua llegara hasta el tinaco, un 25% dijo que el agua llegara a diario, el 24% que el agua llegara durante todo el día y para el 17% sería importante que el agua se pudiera beber.

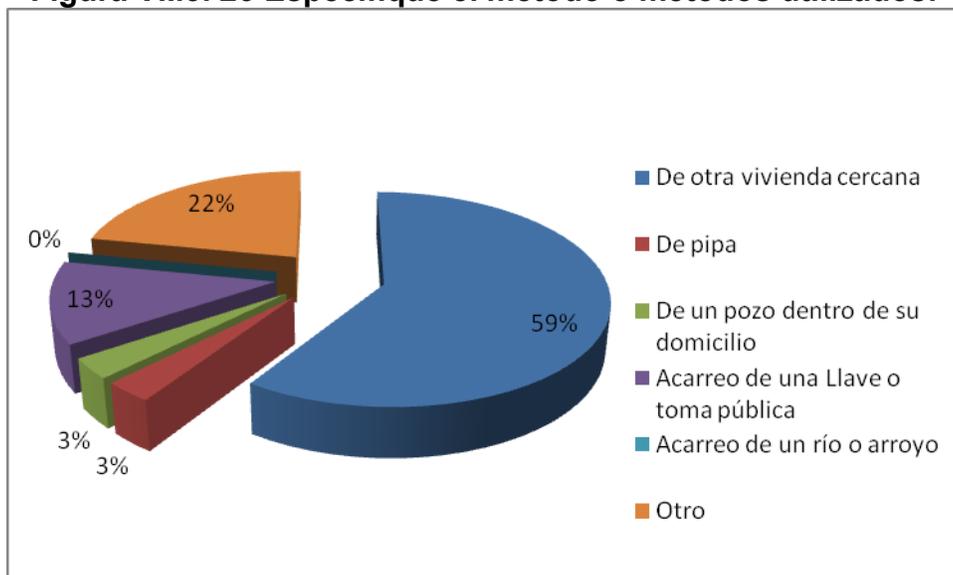
Figura VII.3. 25 ¿Utiliza algún método complementario de suministro al no ser suficiente el servicio de agua potable o al no contar con toma de agua como acarreo, compra de pipas o tambos?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

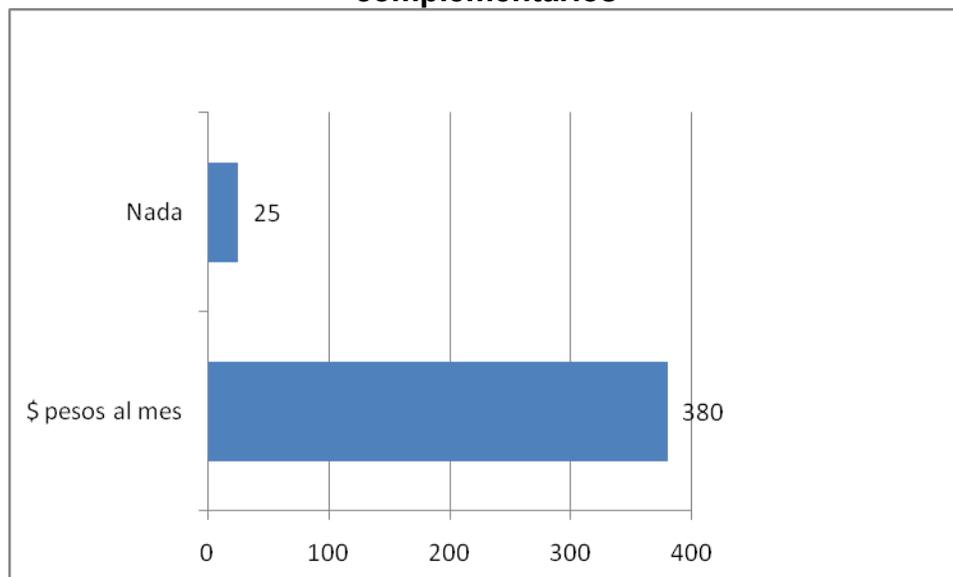
El 97% de la población no utiliza algún método complementario para el abastecimiento de agua, mientras que el 3% respondió que sí.

Figura VII.3. 26 Especifique el método o métodos utilizados:



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados
 Las personas que respondieron que utilizan algún método complementario de abastecimiento indicaron que el 59% lo hace acarreado agua de otra vivienda cercana, mientras que el 22% dijo que utilizaba otro, el 13% respondió que acarrearaba de una llave o toma pública, un 3% mencionó de un pozo dentro de su domicilio y otro 3% dijo que se abastecen de pipas.

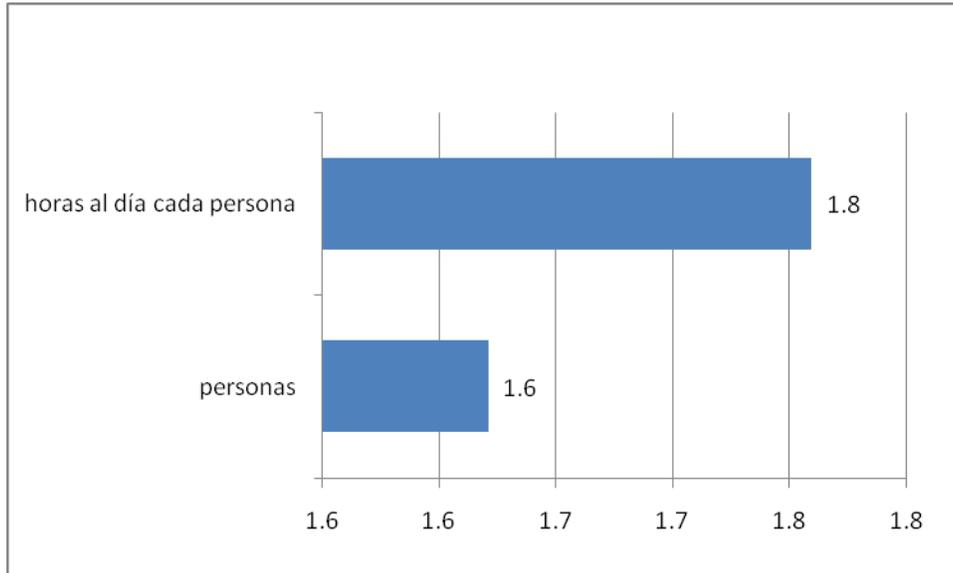
Figura VII.3. 27 Qué costo tiene para usted este o estos métodos complementarios



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 78% de la población que respondió que utiliza métodos complementarios de abastecimiento expresó que no le cuesta nada, mientras que el 22% de la población contestó que tiene un costo promedio al mes de \$380 pesos.

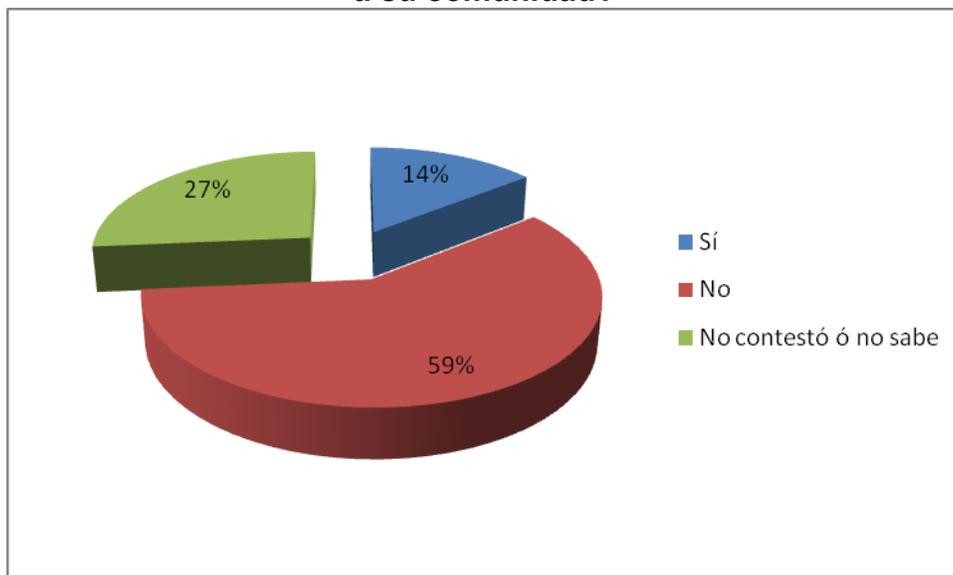
Figura VII.3. 28 En caso de acarreo, ¿cuántas personas acarrean y cuantas horas invierte en esta actividad al día?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

En promedio utilizan 1.6 personas para acarrear el agua y destinan 1.8 horas al día cada una de esas personas.

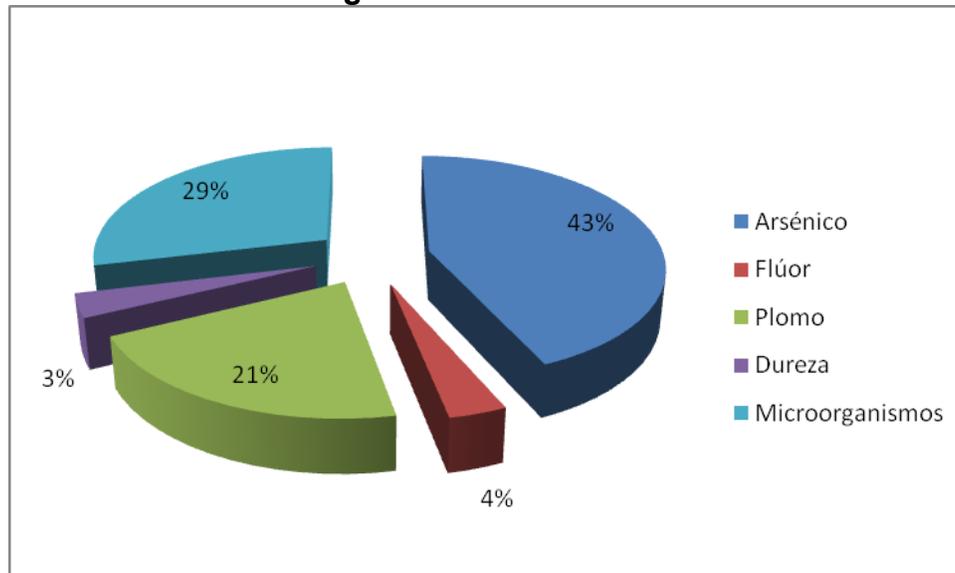
Figura VII.3. 29 ¿Sabe si hay problemas de contaminación del agua de suministro a su comunidad?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Cuando se les preguntó si tenían conocimiento de contaminación del agua el 59% expresó que no, mientras que el 27% no contestó y el 14% respondió que sí sabía.

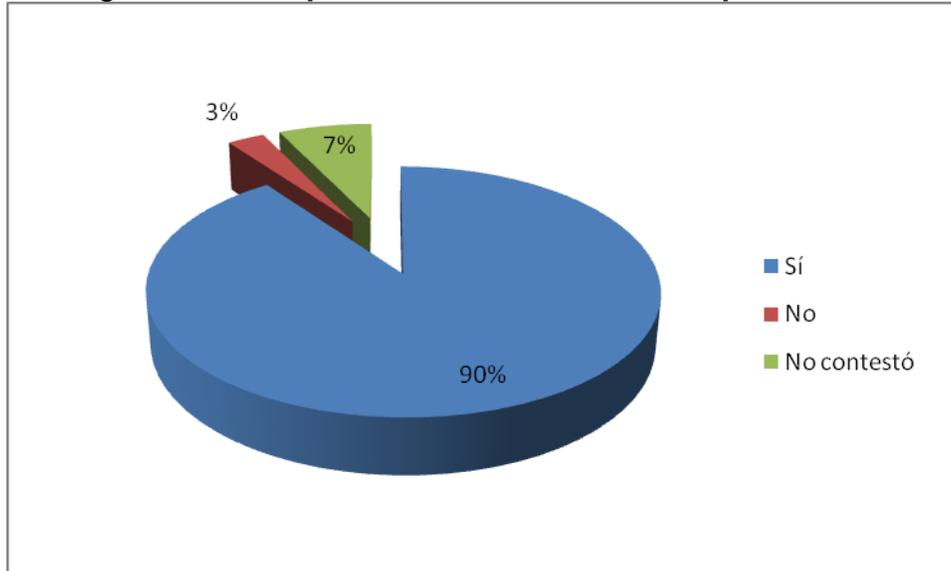
Figura VII.3. 30 ¿Con cuál o cuáles de las siguientes sustancias o parámetros está contaminada el agua de suministro a su comunidad?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

La sustancia que más mencionaron en un 43% es el arsénico, mientras que el 29% dijo que eran los microorganismos, el 21% respondió que con plomo, el 4% contestó que con flúor y el 3% expresó dureza.

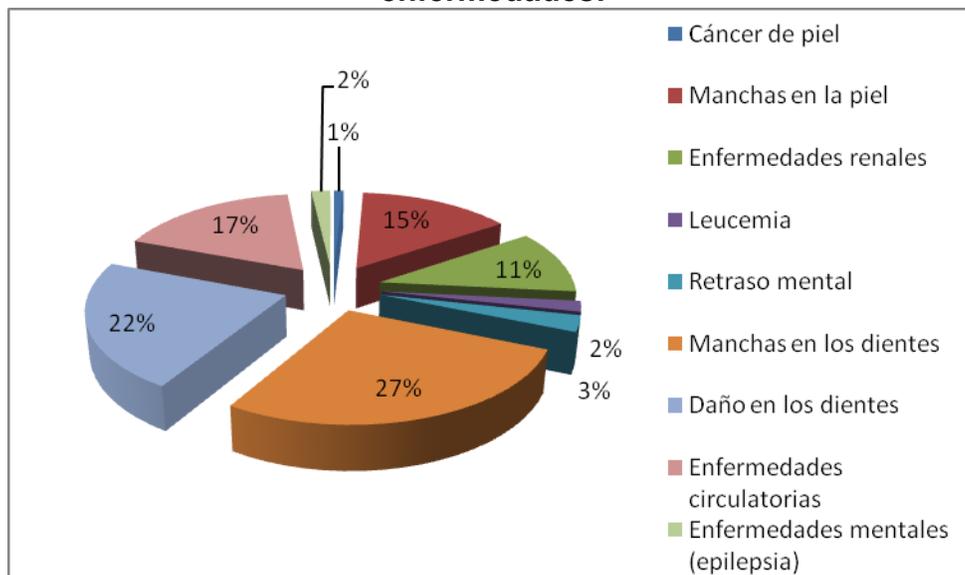
Figura VII.3. 31 ¿Sabe usted que si estos contaminantes pueden afectar su salud?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 90% de los encuestados expresó que dichos contaminantes sí pueden afectar su salud, mientras que el 7% respondió que no sabe y el 3% dijo que no.

Figura VII.3. 32 Algún familiar (que viva dentro de la casa del entrevistado) en un radio de 500 m con respecto a la casa, padece alguna de las siguientes enfermedades:

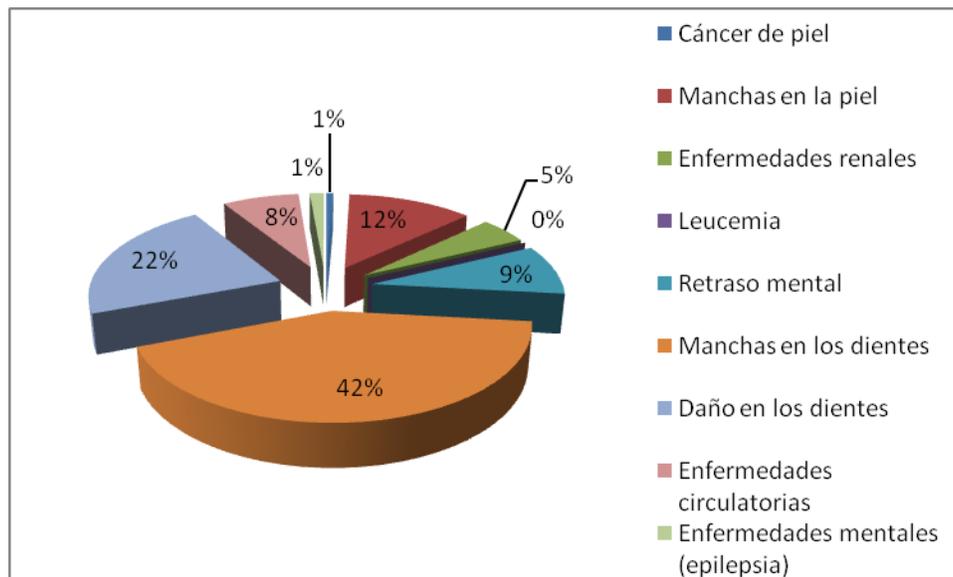


Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

A los encuestados se les preguntó si tenían algún familiar que tuviera algún padecimiento, a lo que el 27% dijo que tenían manchas en los dientes, el 22% señaló que tenía daño en los dientes, el 17% mencionó enfermedades circulatorias y el 15% indicó que tenía manchas en la piel, mientras que el 11% expresó que tenían enfermedades renales, el 3% dijo retraso mental y el 2% restante mencionó leucemia.

Aunque el suministro de agua no es la única causa de las enfermedades, es necesario señalar que la mayor mención de padecimientos señalados por los entrevistados (problemas dentales ya sean manchas o daño) no están asociados con problemas de arsénico, aún así, padecimientos como cáncer de piel, manchas en la piel y enfermedades renales si tienen una asociación más directa con el arsénico.

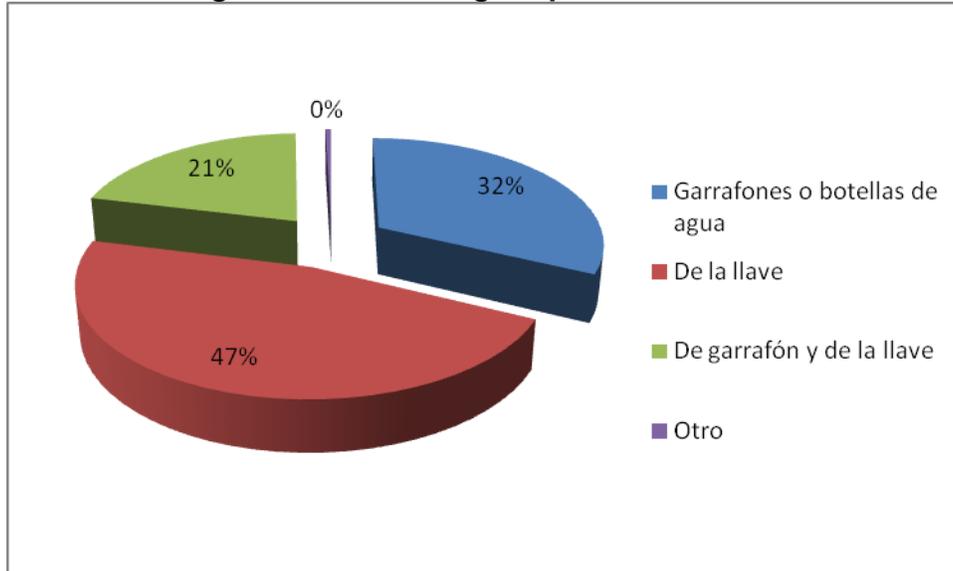
Figura VII.3. 33 Algún vecino (que viva dentro de la casa del entrevistado) en un radio de 500 m con respecto a la casa padece alguna de las siguientes enfermedades:



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

A los encuestados se les preguntó si tenían algún vecino que tuviera algún padecimiento, a lo que el 42% respondió que tenía manchas en los dientes, el 22% expresó daño en los dientes, mientras el 9% indicó manchas en la piel, el 9% dijo retraso mental, el 8% enfermedades circulatorias, el 5% enfermedades renales, 1% mencionó enfermedades mentales y 1% restante cáncer en la piel.

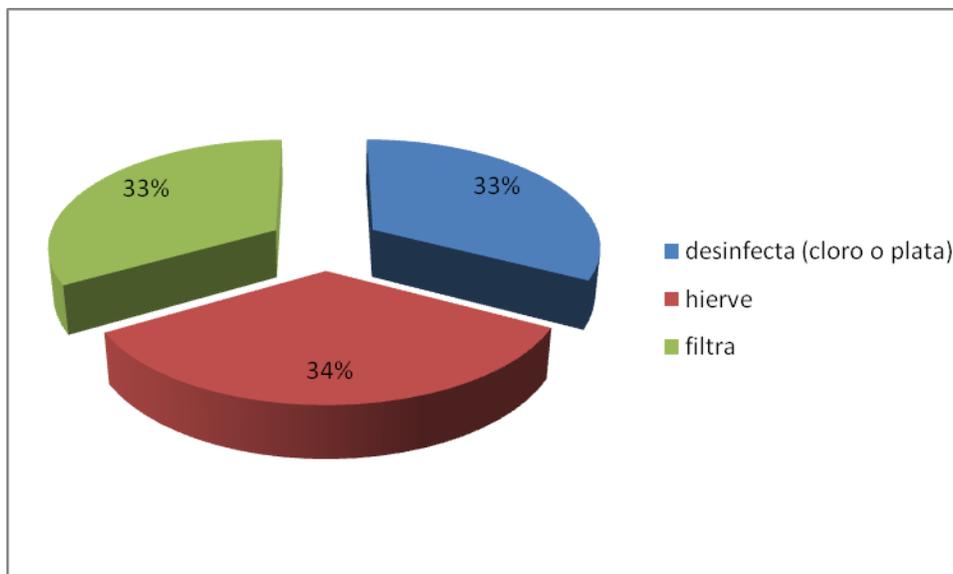
Figura VII.3. 34 El agua que beben es de



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Para el 47% el agua que beben es de la llave, mientras que el 32% dijo que bebía únicamente agua de garrafones o botellas de agua y el 21% de garrafón y de la llave.

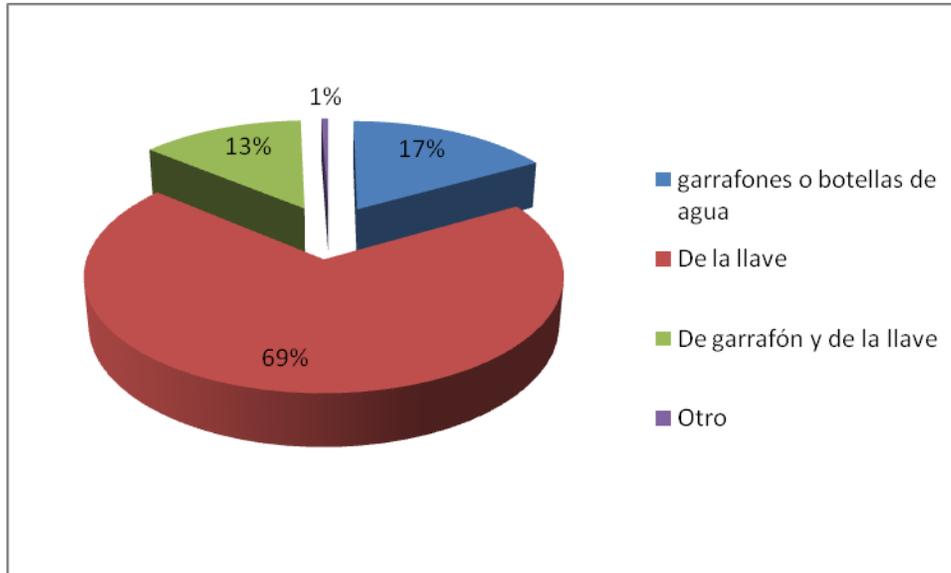
Figura VII.3. 35 El agua de la llave la



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Los entrevistados que beben agua de la llave en un 34% la hierven, mientras que un 33% la filtra y otro 33% la desinfecta con cloro.

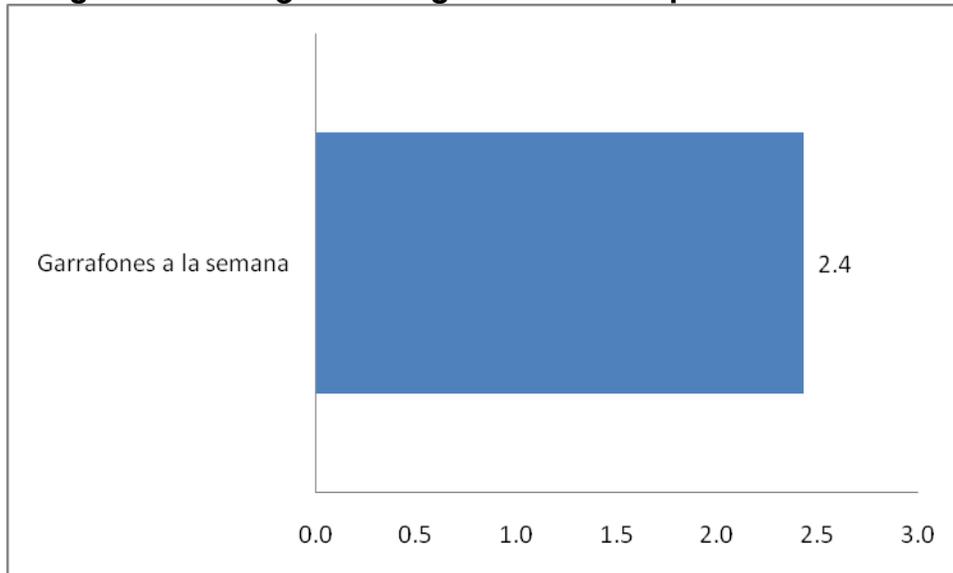
Figura VII.3. 36 El agua que usa para prepara alimentos es de



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

El 69% de la población utiliza agua de la llave para preparar sus alimentos, mientras que el 17% usa garrafones o botellas de agua, el 13% usa agua de garrafón y de la llave y el 1% usa otro.

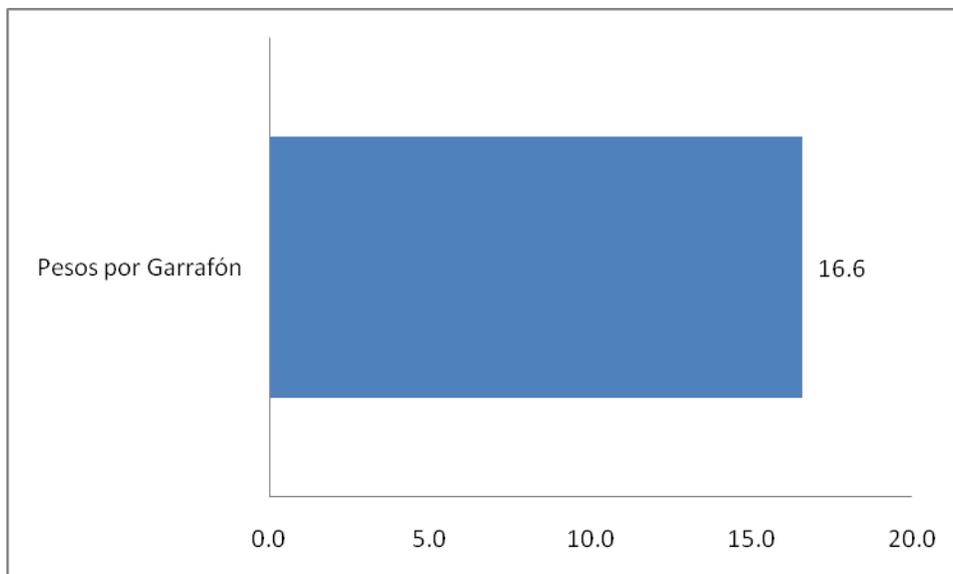
Figura VII.3. 37 ¿Cuántos garrafones compra a la semana?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

En promedio la gente compra 2.4 garrafones a la semana.

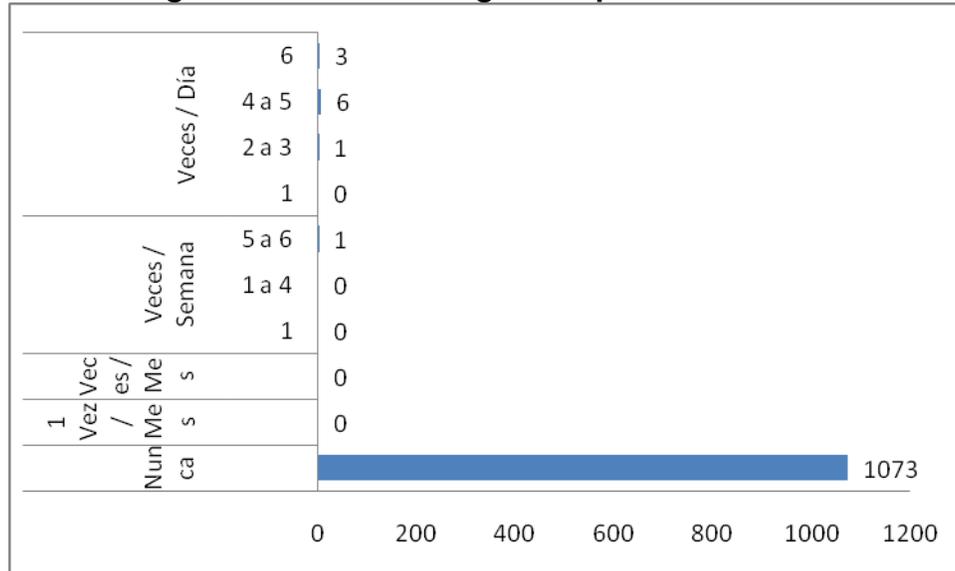
Figura VII.3. 38 ¿Cuánto cuanto paga por cada uno?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

En promedio la gente paga \$16.6 pesos por garrafón.

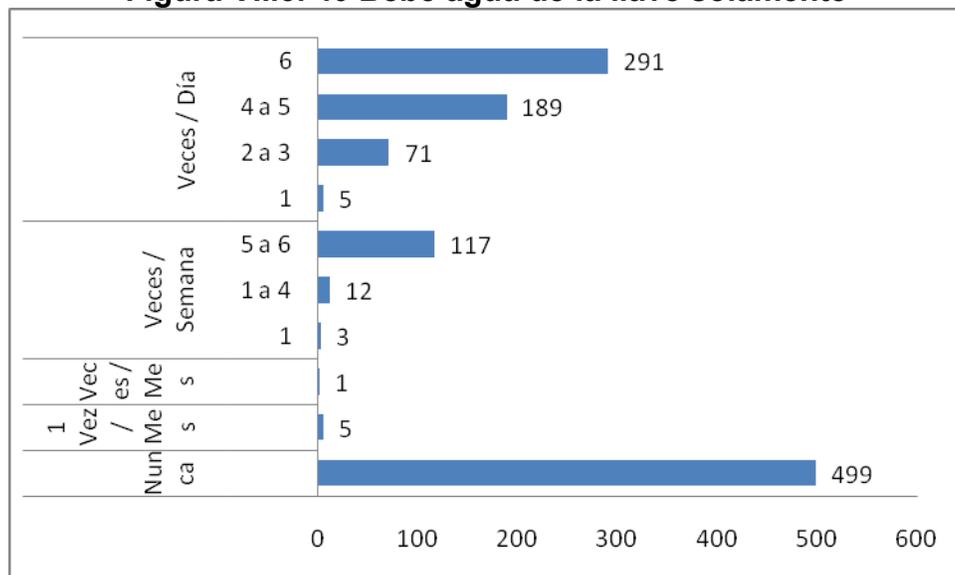
Figura VII.3. 39 Bebe agua del pozo solamente



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Cuando se les preguntó si bebían únicamente agua de pozo solo 10 personas respondieron que lo hacen con una frecuencia de 2 a 6 veces al día, mientras que 1073 personas expresaron no hacerlo.

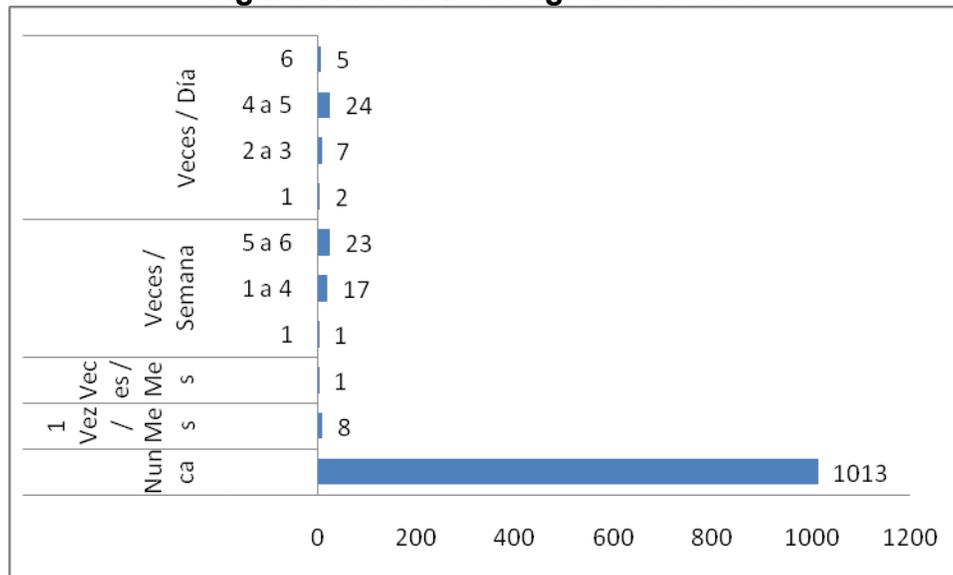
Figura VII.3. 40 Bebe agua de la llave solamente



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Se les preguntó si bebían agua de la llave únicamente y 499 personas expresaron que no, 5 respondieron que lo hacen una vez al mes, mientras que 132 personas indicaron que lo hacen de 1 a 6 veces a la semana y 556 personas dijeron hacerlo de 1 a 6 veces por día.

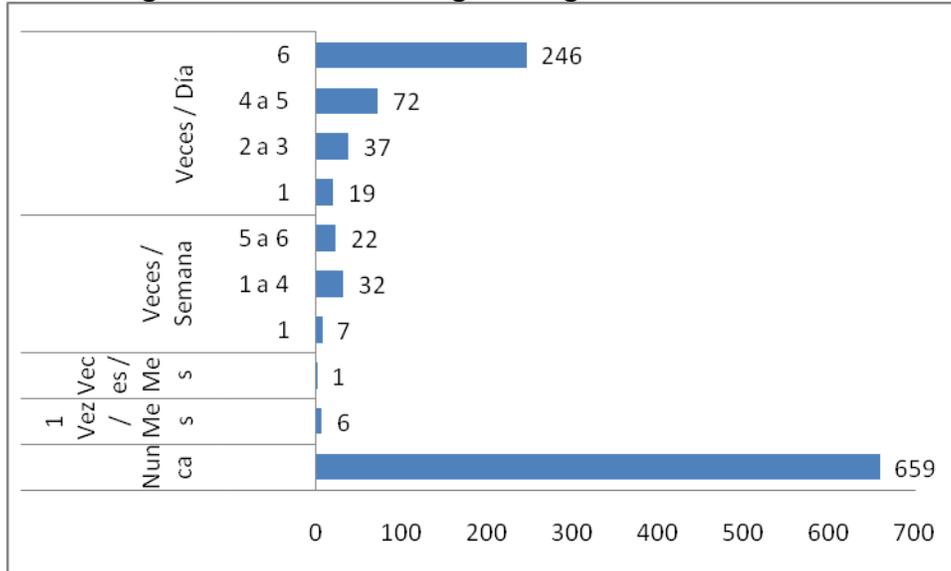
Figura VII.3. 41 Bebe agua de las dos



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Se les cuestionó si bebían agua de las dos (pozo y de la llave) a lo que 1013 personas respondieron que nunca lo hacen, 8 personas expresaron hacerlo una vez al mes, 41 personas lo hacen de 1 a 6 veces por semana, mientras que 38 personas lo hacen de 1 a 6 veces por día.

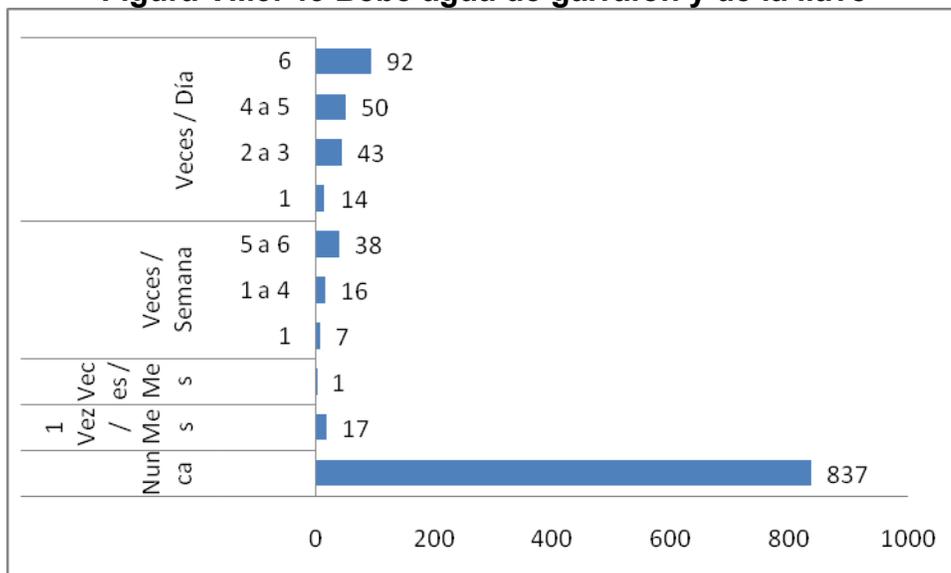
Figura VII.3. 42 Bebe agua de garrafón solamente



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Cuando se les preguntó si bebían únicamente agua de garrafón, 659 personas respondieron que nunca lo hacen, 6 más dijeron que lo hacen 1 vez al mes, mientras que 41 personas lo hacen de 1 a 6 veces a la semana, 374 personas la beben de 1 a 6 veces al día.

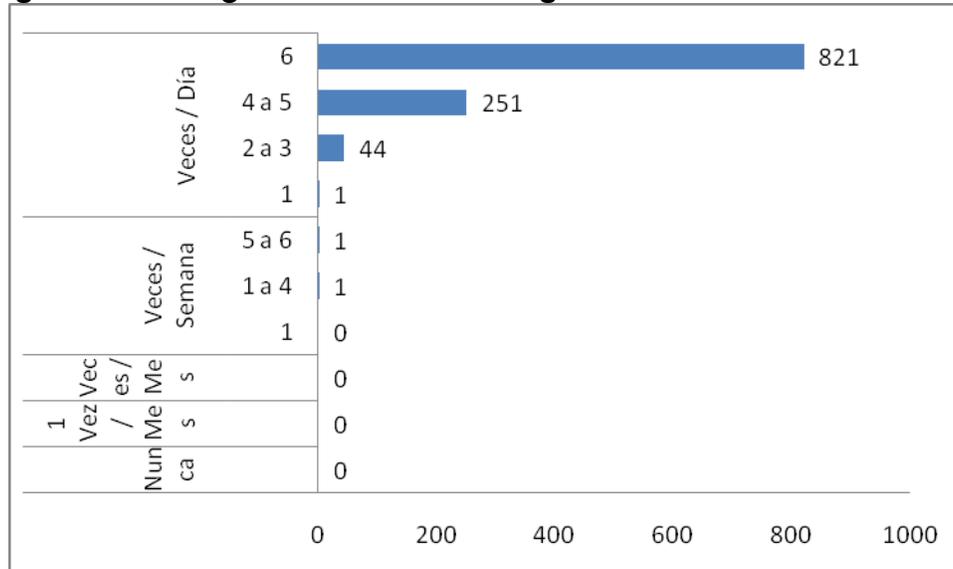
Figura VII.3. 43 Bebe agua de garrafón y de la llave



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Se les preguntó si bebían agua de garrafón y de la llave y 837 personas mencionaron que nunca lo hacen, mientras que 17 indicaron que lo hacen una vez al mes, 199 personas expresaron que las beben de 1 hasta 6 veces al día.

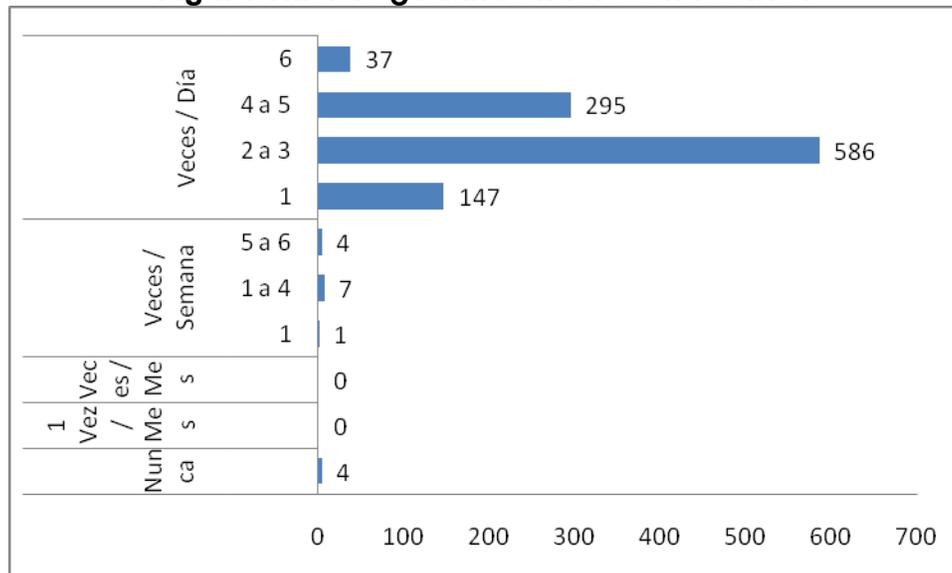
Figura VII.3. 44 ¿Cuántos vasos de agua bebe cuando hace calor?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

La mayoría de los encuestados respondió que cuando hace calor beben entre 1 y 6 vasos de agua al día, mientras que únicamente 2 personas contestaron que lo hacen con una frecuencia de 1 hasta 6 veces a la semana.

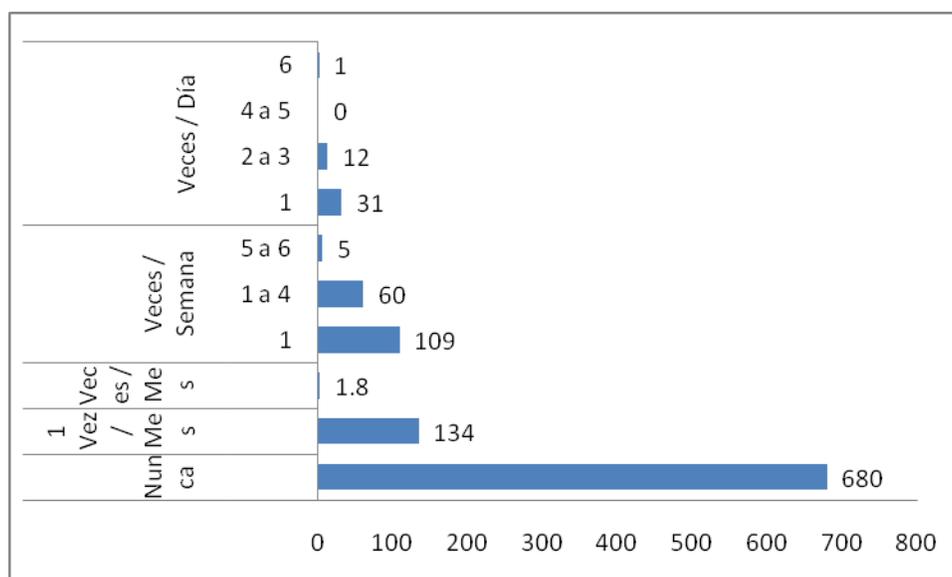
Figura VII.3. 45 ¿Cuándo llueve o hace frío?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Cuando llueve o hace frío respondieron 4 personas que nunca consumen agua, mientras que 12 contestaron que lo hacen de 1 a 6 veces a la semana y 965 personas respondieron que lo hacen de 1 a 6 veces al día.

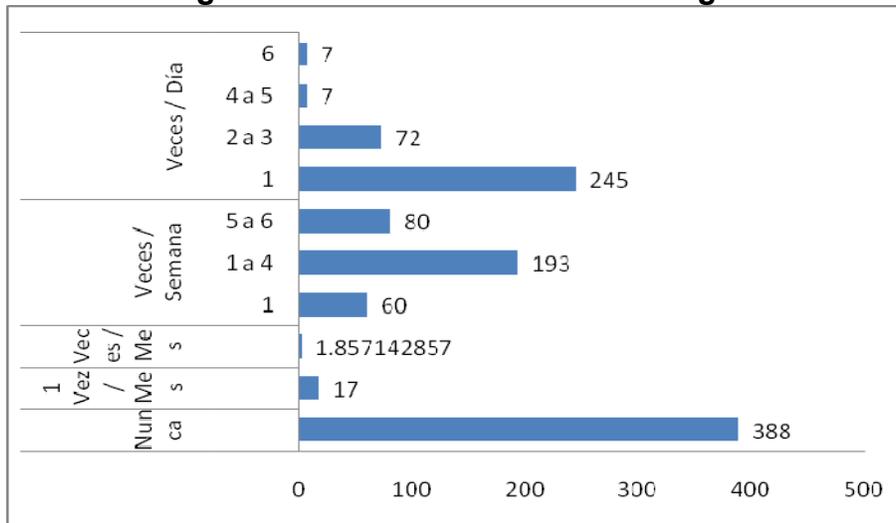
Figura VII.3. 46 Una taza de atole



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Una taza de atole reconocieron 680 personas que nunca la beben, mientras que 134 respondieron que lo hacen 1.8 veces al mes, mientras que 174 personas expresaron hacerlo de 1 a 6 veces al mes y 43 personas lo beben de 1 a 3 veces por día.

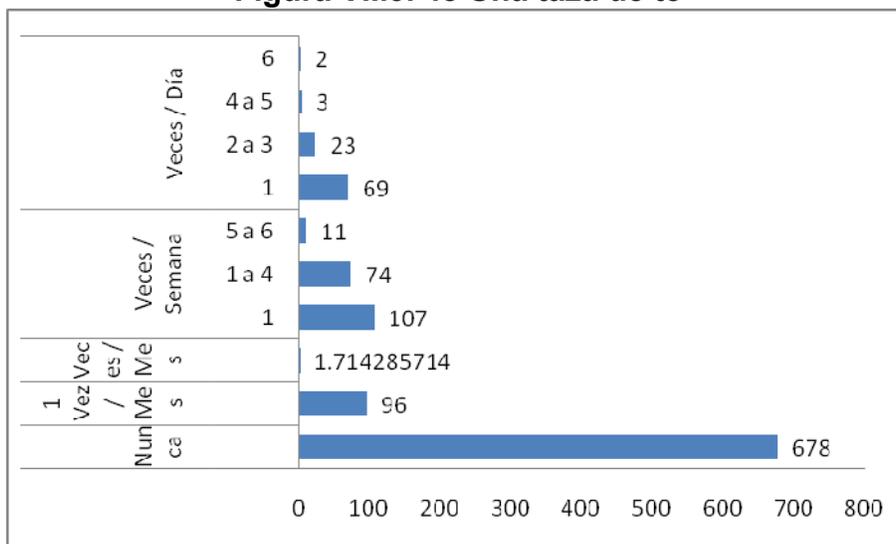
Figura VII.3. 47 Una taza de café negro



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Una taza de café negro respondieron 388 personas que nunca la beben, mientras que 17 indicaron hacerlo 1.8 veces al mes, 578 personas lo hacen de 1 a 6 veces por semana, mientras que 331 lo beben de 1 a 6 veces al día.

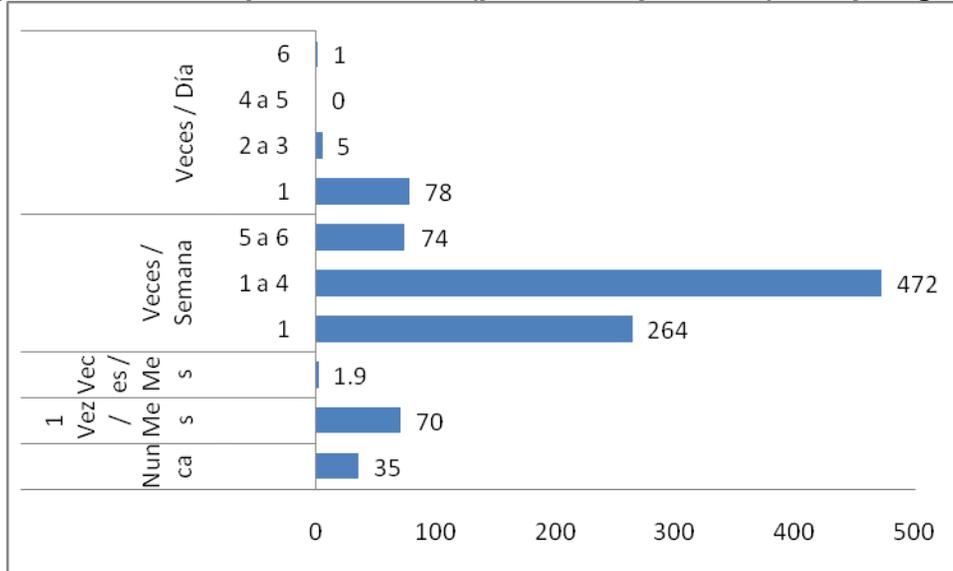
Figura VII.3. 48 Una taza de té



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Cuando se les preguntó sí bebían té 678 personas respondieron que nunca lo hacen, mientras que 96 personas lo hacen en promedio 1.7 veces al mes, 192 personas lo hacen con una frecuencia de 1 a 6 veces al mes, 97 personas respondieron que lo hacen de 1 a 6 veces al día.

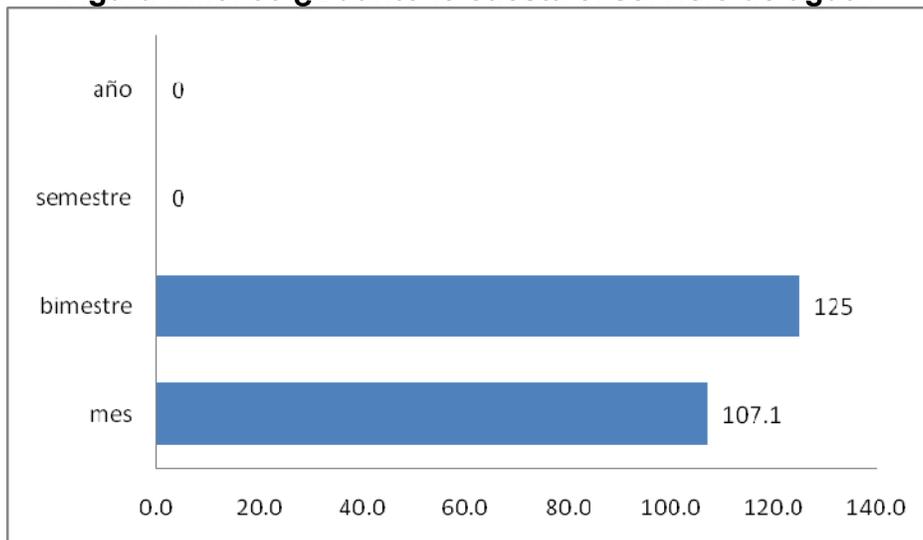
Figura VII.3. 49 Un plato de caldo (pollo, res, pescado) o sopa aguada



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

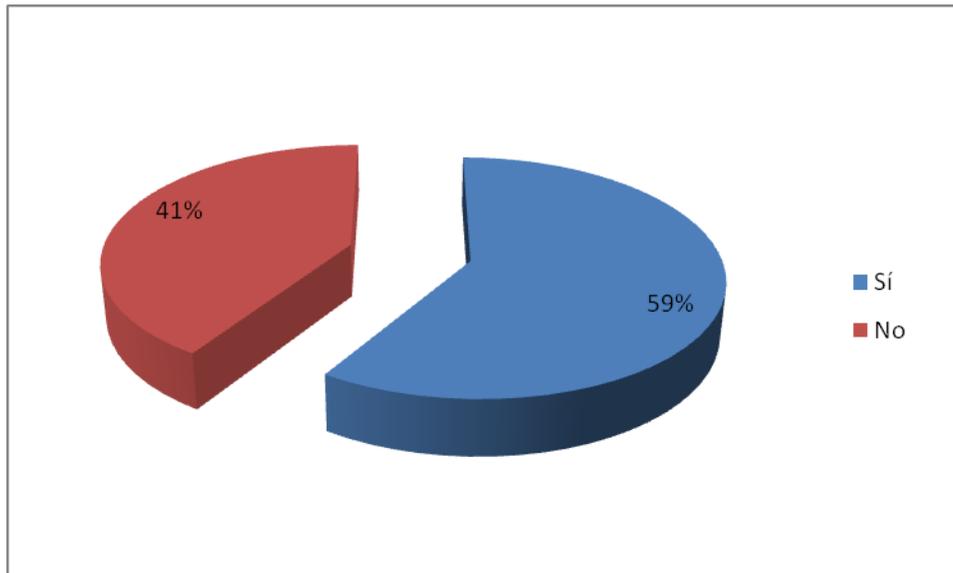
Se les preguntó la frecuencia con la que consumen un plato de sopa o caldo y

Figura VII.3. 50 ¿Cuánto le cuesta el servicio de agua?



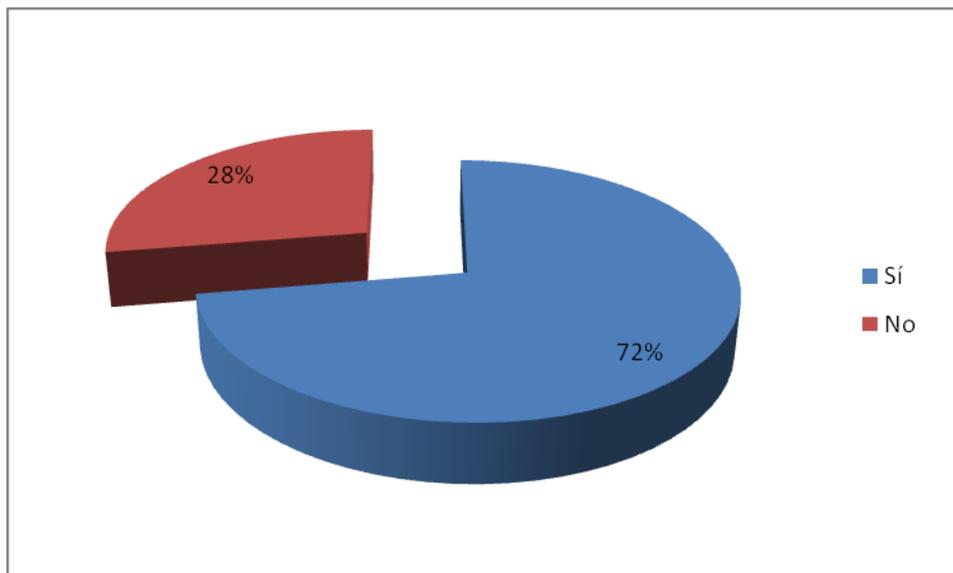
Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Figura VII.3. 51 ¿Paga usted una cuota fija por recibir el servicio de agua en su domicilio?



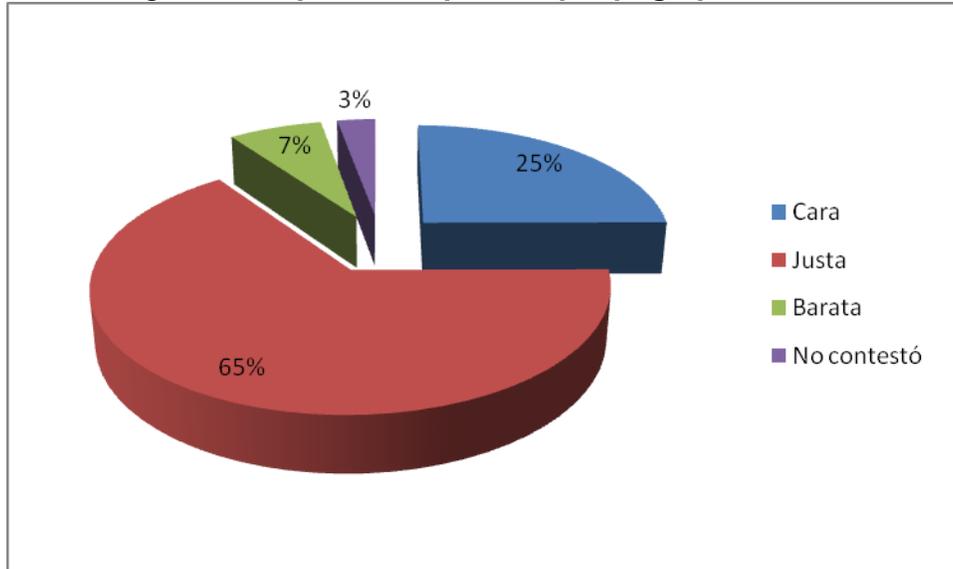
Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Figura VII.3. 52 ¿Le gustaría que se le cobrara con base en el consumo medido?



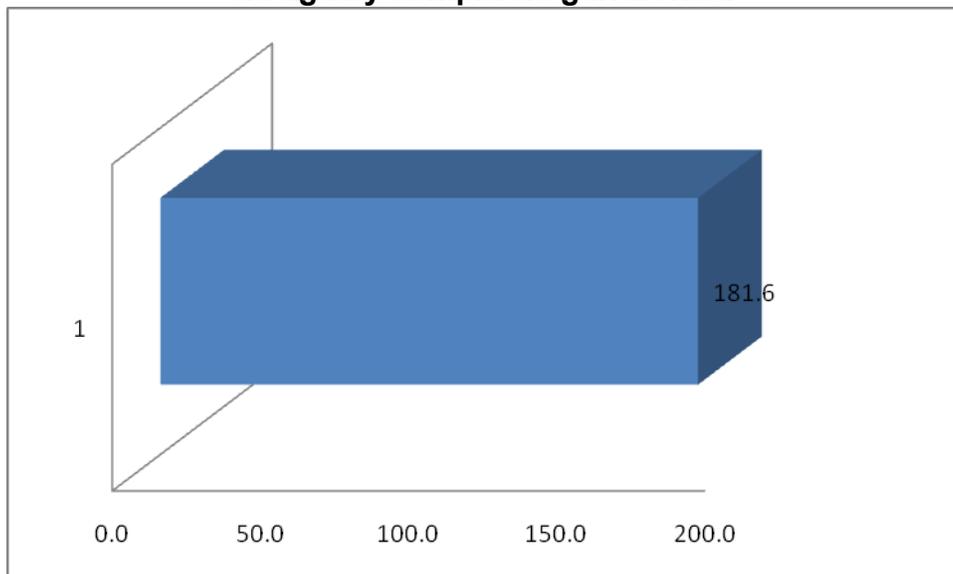
Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Figura VII.3. 53 ¿Cómo le parece el precio que paga por el servicio de agua?



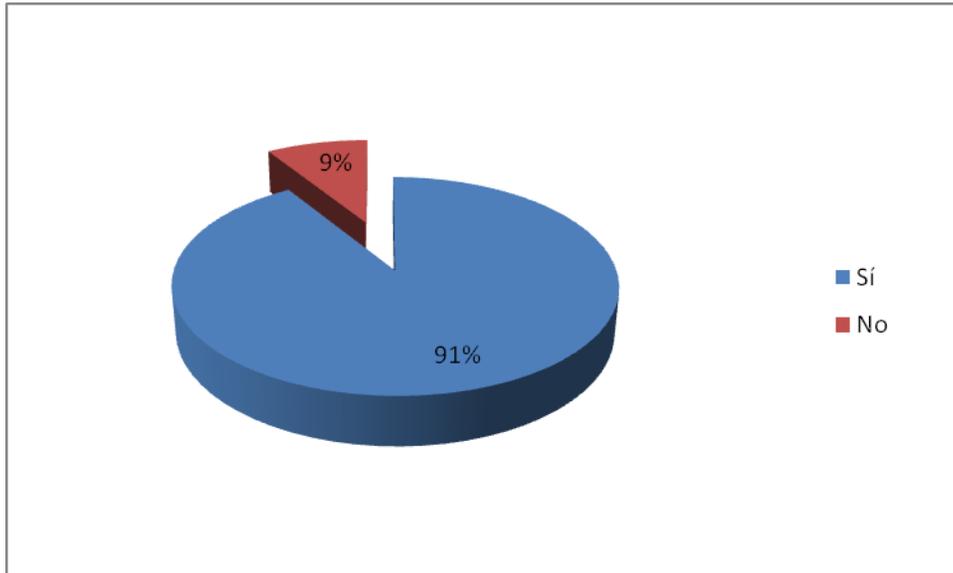
Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Figura VII.3. 54 Usted gasta \$ _____ pesos al mes entre lo que paga del servicio de agua y compra de garrafones.



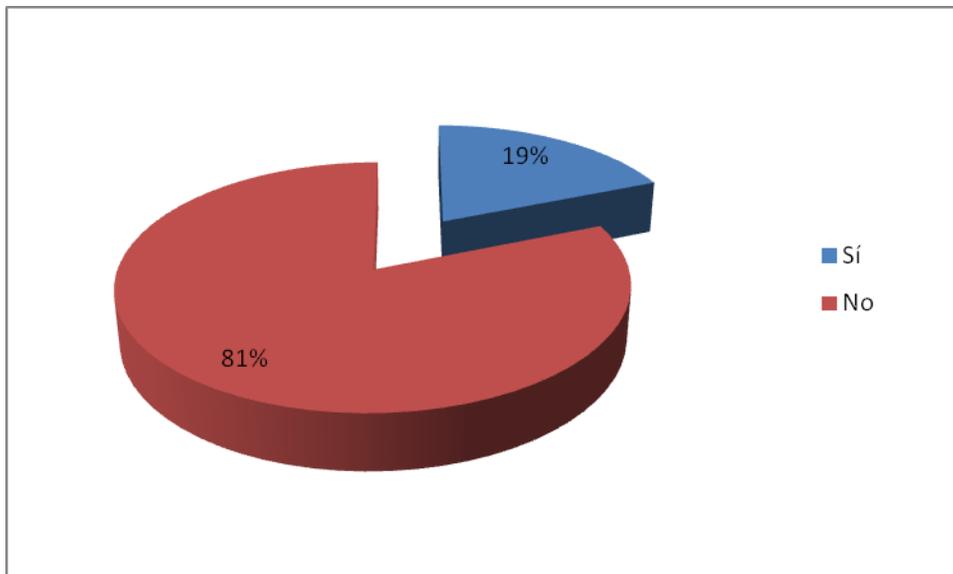
Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Figura VII.3. 55 ¿Estaría usted dispuesto a pagar esta misma cantidad porque el agua de la llave se pudiera beber?



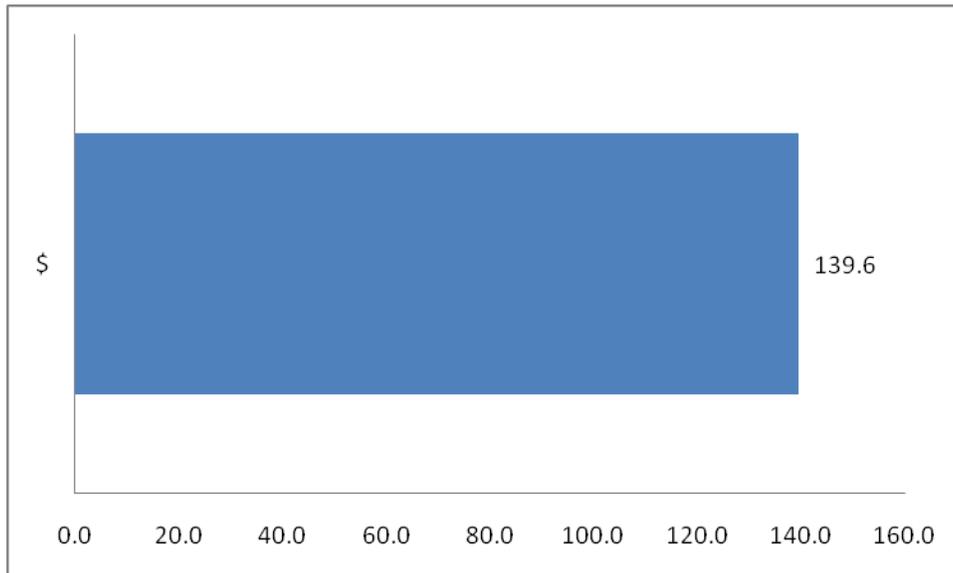
Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Figura VII.3. 56 ¿Estaría usted dispuesto a pagar alguna cantidad adicional por recibir en su llave agua que se pudiera beber?, y en su caso, ¿cuánto?



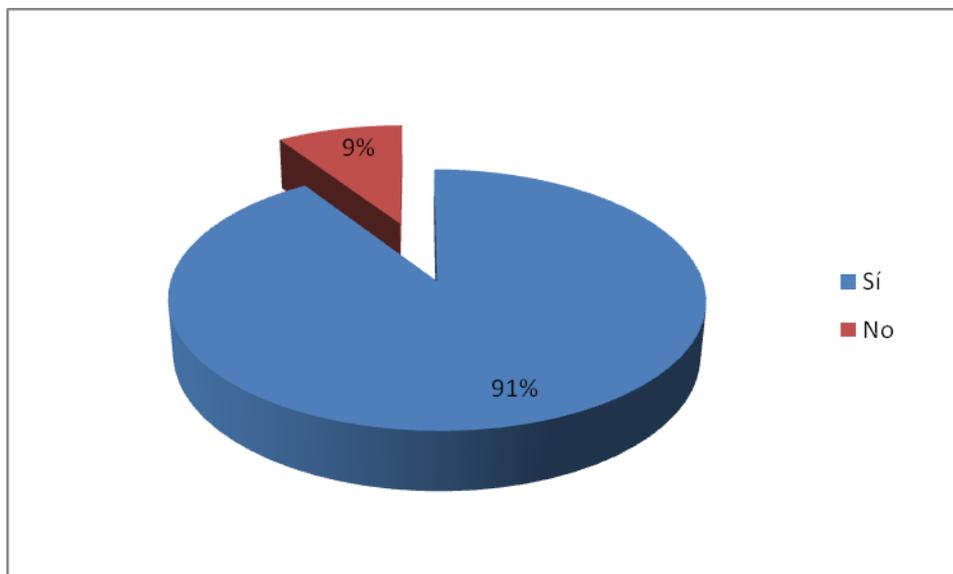
Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Figura VII.3. 57 ¿Cuánto?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

Figura VII.3. 58 ¿Está usted al corriente en el pago del servicio de agua?



Fuente: Elaboración propia en base a los cuestionarios aplicados

VII.4. COMENTARIOS VERTIDOS POR LOS USUARIOS

Es importante transcribir los comentarios de los usuarios, ya que reflejan un claro ejemplo de lo que piensan y de sus necesidades e inquietudes respecto al servicio que les brinda el organismo operador de Torreón.

Tabla 1 Comentarios de los usuarios

Que saliera el agua limpia y que no supiera tanto a cloro
Que hubiera más presión de agua y mejor calidad de la misma
Me gustaría que uniera más agua en mi casa
Compro un garrafón de agua al mes y me gustaría que saliera más agua
Le gustaría que el agua fuera más limpia ya que no cuenta dinero para garrafones
Pagaría mas si hubiera más agua en su casa ya que si no tuviera cisterna no saldría agua
Si está dispuesto a pagar más si el precio fuera justo
Le gustaría que mejorara el servicio de agua en la colonia
Le gustaría tener mejor servicio en el agua.
Tener mejor calidad de agua aunque sea más cara
Tener mejor servicio del agua aunque elevaran el precio.
Le gustaría que hubiera más presión de agua ya que sin la cisterna saldría muy poca
Tener mejor calidad de agua y más presión en su vivienda
Mejorar el agua de la laguna así como tener más presión de agua en las viviendas.
Me gustaría tener mejor calidad de agua sin sabor desagradable y que tenga más presión en la colonia
No estoy al corriente en el pago del agua porque estoy insatisfecha con el servicio del agua.
Si pagaría más dinero por mejor calidad de agua
No cuento con el dinero para poner hidro me gustaría que hubiera más presión.
Es muy malo el servicio del agua.
Si puedo pagar más de agua pero no mucho dinero.
Que fuera más limpia el agua para poder usarla para los alimentos.
Le gustaría que hubiera más presión de agua.
Tuviera más presión en la llave y que estuviera más limpia y pudiera beberla.
Poner atención para que no haya ausencia de agua. y que se pudiera tomar.
Que no se fuera el agua en la noche o que por favor avisaran que se va a ir para estar prevenidos.
Que por favor haya agua no importa que tengan que pagar más.
Que sean amables en las oficinas al acudir a un servicio-
Tiene problemas con que el agua llegue con buena presión por las mañanas
El agua sale muy turbia y luego normal
Que le pongan medidor porque le parece que paga mucho y gasta poco
Cada que hacen limpieza en las tuberías de esta colonia, que es muy seguido duran hasta tres días sin agua

El servicio de agua que reciben en esta colonia es muy decadente el agua solo llega en la mañana
El precio del agua es muy caro y hay muy mal servicio
El agua huele mucho a cloro y cobran muy caro el servicio
Cuando limpian la tubería se quedan varios días sin agua
Al entrevistado le parece que la cuota fija que paga es muy cara
Sugieren una limpieza a las tuberías porque el agua es muy turbia
No está conforme con lo que le cobran por que no es tanto su consumo
Prefiere el agua de garrafón para preparar los alimentos por sus niños
Cree que solo algunos datos son verídicos no todos
Debe \$2500
No cree que todos los datos de la tabla sean reales y el agua a veces sale con sabor desagradable y es turbia pero cree que es cuando limpian los pozos
Solo sale turbia y con sabor desagradable cuando limpian el sistema
Muy poca presión cuando llega el agua
Solo recibe agua en las mañanas y tiene que llenar el tinaco con cubetas
Cuando hay agua tiene muy poca presión
A veces el agua tiene basuras bastante cloro, la presión del agua es muy poca y durante muy pocas horas del día, tardan mucho en arreglar las fugas
A veces la presión es muy poca
Se encuentra cerca de un mega tanque
Se encuentra cerca de un mega tanque
Se encuentra cerca de un mega tanque
si estaría dispuesto a pagar esa cantidad si el agua de la llave tuviera la misma confiabilidad que la de los garrafones
El agua está sucia que le den más mantenimiento a la misma
El agua sale muy sucia
Que mejoraran el servicio de agua ya que a veces no sale limpia y no hacen nada
Que el suministro llegara todo el día y el agua contaminada
Que baje el precio del agua
Esta elevado el precio de agua
Que chequen el medidor
Con la puesta del mega tanque bajo la presión del agua
Hasta ahorita no hemos sufrido de escases de agua
Necesitamos el agua más limpia para poderla beber
Por favor ponga más atención en la calidad del agua por que llega siempre sucia a mi casa y necesitan mejorar mucho el servicio
Que revisen las fugas de agua y que no nos cobren tanto en los recibos, fugas de aguas negras por la calle principal
Que nos llegue el agua y que sea más barata
Revisar las fugas o tiraderos de los vecinos especialmente en el callejón a. observación en el callejón a se observa un desperdicio de agua considerable.
Por favor que el agua nos llegue más limpia
Por favor hacer revisión de las fugas y de las personas que tiran mucha agua en las a calles
Por favor mejoren la calidad del agua y los demás servicios

Por favor poner más atención en la toma de lectura porque creo que uno paga más de lo debido
Por favor quiero que nos manden el agua más limpia y por más tiempo y que el suministro que llega sea más seguro
Me gustaría que el agua nos llegara más limpia y por más tiempo .también que nos cobren lo justo por la cantidad que usamos de agua
No creo que las lecturas que toman las personas del simas sean las correctas por favor chequen eso también quiero que manden el agua más limpia y por mas tiempo
Que el programa sea verdadero y que nos dejen unas horas más al día el agua y con presión
Me gustaría que el agua nos llegara unas horas más y en diferente horario de preferencia en la mañana y en la tarde
Me gustaría que llegara el agua por más tiempo
Por favor poner atención en el desperdicio de agua de algunas vecinas
Quiero que dejen el agua por más tiempo y que la manden por más tiempo
Por favor que nos lleguen unas horas más el suministro del agua
Que el programa sea real y no se deje en el olvido, y que se inspeccionen las fugas en las calles
Tratar que el agua no la cortaran mucho tiempo y que llegue siempre con mucha presión
Que el agua llegue pura para poderla beber y sin contaminantes
Que el agua llegara un poco más limpia
Mejorar el suministro de agua y su calidad
Poner más atención a las lecturas del medidor y checar las fugas de agua
Hacer buenas propuestas .que puedan ayudar en las instalaciones de agua y que podamos pagarlas mediante el recibo
Revisar las fugas de agua y que nos llegue más limpia, observación hay una fuga de aguas negras muy cercana a la casa
Hasta hoy estoy satisfecho con el sistema
Por favor pongan más atención en las fugas de aguas negras en algunas calles ya que es muy constante, observación, en algunas calles se observan algunas fugas de aguas negras muy cerca de la casa
Que a veces no es mucha el agua que se recibe ya que a veces no sube o sale poca
No hay ninguna queja ya que estamos confirmes con que haya agua
No siempre hay agua
Se me hace un poco caro lo que se paga por el agua
Que el servicio está muy bien pero algunos si pagan el servicio y otros no
Que salga limpia
Que bajen el cobro del agua
Que revisen el medidor bien
El servicio está muy mal y es pésimo el funcionamiento de agua
Que no falte el agua
Que el agua fuera más clara y se pudiera beber
Solo que mejoren el servicio
A veces se exceden en la tarifa
No está conforme por las 24 horas que debería llegar el agua.
Que no está de acuerdo con la cooperación de la basura.
No atienden llamadas cuando no hay presión y se tardean.

Buena presión y un buen servicio
Que no falte el agua y que fueran justos con los que no pagan
Que no falte nomas
El agua la beben directamente.
En la pregunta 17 la señora dijo que tenía todo lo de los incisos, y no contesto
Que haya más presión
En la 36 serian 200 ,por todo ,incluyendo los servicios
Mejoren el trato
Mejoren el servicio y así con gusto pagamos el agua
Que haya más presión
Hay contaminantes pero en la tierra y no en el agua
Le sale mucho y consume poco agua
Ella si recibe bien el agua y está satisfecha
Existe contaminación pero en el aire no en el agua por la empresa peñoles
El agua sabe mucho a cloro
El agua se acaba porque hay una maquiladora cerca
Le parece que el agua es apta para consumo
No está de acuerdo con lo que paga ya que casi no asiste en su hogar
Que se lleve el agua potable a gente que aun no cuenta con el servicio
Cuando hay una fuga arreglarla pronto
Que el agua siga saliendo con la misma calidad
La colonia cuenta con un mega tanque para alguna emergencia
Que el agua llegue a todas horas
Que el agua se pueda beber sin ningún miedo
Cuenta con un mega tanque para alguna emergencia para esta colonia y valle dorado
Esta todo bien elaborado
Que está bien la encuesta y esperemos que sirva para un beneficio en particular
Que no deje de llegar el agua aunque sean solo unos días
Fuera constante el flujo del agua
El servicio del agua está muy bien
El servicio y la calidad de agua es regular
Lo que no me gusta es que a veces si hay y a veces no hay ni para tomar
Que es excelente el servicio del agua y además barata
Que el agua que recibo en mi región es de buena calidad y espero que así siga siendo
No falta el agua por lo general ya que antes si faltaba mucha
Ninguna creo que el servicio es mediamente de calidad
Ninguna
Ninguna observación
Que a veces no sube el agua
Ninguna
Ninguna
Que el servicio del agua es excelente pero de todos modos tenemos que comprar de garrafones para los niños
Ninguna
Ninguna

No
que pagamos un poco caro por el agua
Ninguna
Ninguna al respecto
Que pagamos poco por el consumo del agua
Ninguna ya que todo el tiempo hay agua
Ninguna
Ninguna observación ya con que haiga agua para tomar
Que a veces no me atienden bien en la organización del agua
Ninguna
Que a veces no llega el agua
Que pagamos barato por el servicio ya que en algunas partes no hay agua
El servicio nos cuesta barato
Ninguno
Me parece regular el servicio del agua
Que nunca nos falte agua para tomar
Ninguna
Que llegue el agua todo el día
Ninguna
Ninguna ya que pagamos lo mínimo
Ninguna
Es justo el precio del agua
Pagamos mas por el agua de garrafón
Me parece que lo que pagamos es justo
Ninguna
Que pagamos mas por el agua de garrafón que de la llave
Debemos pagar todos parejos
Es barato el servicio del agua
Ningún comentario al respecto al servicio del agua
Que hubiera agua las 24 horas
Ninguna
No tengo ningún comentario
Que algunos habitantes no se le cobra o se les cobra la mitad
Ninguna observación
Que no falta el agua solo cuando no hay luz
Ninguna
Ninguna
Buen servicio del agua
El servicio es excelente
Que lo que pagamos por el agua está muy bien ya que en otras partes reciben menos agua y pagan mas
No hay ningún comentario al respecto
Me parece bien que hagan este tipo de encuestas para dar mejor servicio
Ninguno
Me parece bien el servicio del agua

Ninguno
Ninguno
El servicio del agua es regular
Ninguno
Pagamos mas por el agua de garrafón y es menos
Que el servicio es notablemente bien
Ninguno
El servicio que pagamos es barato
Ninguno
Ninguno
Ninguno
Me parece que el servicio del agua está bien ya que no nos ha faltado
Ninguno
Pago mas por el agua de garrafón
Ninguno
La calidad del agua es regular
Ninguno
Si se pudiera garantizar la calidad del agua y contar con los resultados obtenidos
La calidad de agua mejore
La contratación del servicio es muy caro, y no poder cancelar el contrato y el pagar cuota fija sin utilizar el servicio
Le gustaría tomaran lectura del servicio pues no lo hacen
Calidad en agua arena y muy mal sabor
Que siempre haya presión
No hay suficiente presión en algunas horas del día y es muy caro el servicio
Cobro excesivo, es demasiado para lo que consumen
Existen ocasiones en que por 1 0 2 m ³ se eleva mucho el costo, hay que cobrar el justo. Hasta el 30% más.
Presión insuficiente
Que haya agua siempre y con presión
Protección gratuita en los medidores
Ninguno al respecto
Que algunos no pagan el servicio del agua
Se me hace barato lo que pagamos
Ninguno
Que algunos no pagan el servicio del agua
Lo que pagamos por el servicio del agua es justo
Que pagamos el mínimo ya que el agua es un recurso importante en nuestra casa
No es parejo el pago del recibo del agua porque unos no pagan
El precio que pagamos por el agua es justo
Esta más cara el agua de garrafón
Ninguna
Ninguna
Es barato el servicio del agua
Ninguno

Ninguno
A veces unos no pagan
Ninguna
Es muy caro el servicio del agua de garrafón
No todos pagamos lo mismo
Ninguno
Sale con muy poca presión
A veces no ay agua por varios días
Estaría dispuesto a pagar esa cantidad si el agua llegara a diario
El agua sale con muy poca presión y a veces se va por muchos días
Poca presión
Estaría dispuesto a pagar esa cantidad si el agua llegara a diario y se pudiera beber como si fuera la de garrafón
Cuenta con hidromántico
Cuenta con hidromántico para poder tener agua todo el día
Filtra el agua solo porque su esposo le compro un filtro pero no bebe agua de llave

En general las quejas o insatisfacciones de los usuarios están más relacionadas con asuntos de cantidad del agua (que no llega con frecuencia suficiente, cuando llega no hay presión suficiente, que requieren contar con cisterna y dispositivos de ayuda para subir el agua a los tinacos o instalar sistemas hidroneumáticos) que de calidad.

En cuanto a la calidad del servicio se refiere, sólo el 27% de los entrevistados dijo no estar satisfecho con el servicio de agua y el 59% dijo estar satisfecho. Y la percepción general de los usuarios con respecto a los organismos operadores es positiva, sólo el 7% contestó que no confía en el proveedor de agua potable, mientras que el 46 % dijo que confía parcialmente y el 47% confía totalmente.

Si bien si hay preocupación por la calidad del agua, el 59% de los entrevistados dijeron no saber si había problemas de contaminación del agua. También se percibe que no hay suficiente información, el 43% dijo saber que había problemas de contaminación por arsénico y la siguiente mención en importancia fue problemas por microorganismos.



CAPÍTULO VIII CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES GENERALES

VIII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES GENERALES

A lo largo de las distintas secciones que integran el informe se fueron emitiendo conclusiones, así que esta sección es básicamente una recopilación, o mejor dicho, un resumen de lo concluido previamente.

Todas las tecnologías probadas son aptas para la remoción de arsénico, el ámbito de aplicación de la deionización capacitiva es para pequeñas operaciones como el embotellado de agua; por su parte la adsorción en medios específicos, la coagulación convencional, la electrocoagulación, la microfiltración y la nanofiltración son susceptibles de aplicarse directamente a los pozos en la región.

El análisis del Valor Actual Neto Social indica que la tecnología más rentable es la coagulación convencional, seguida por la microfiltración, la electrocoagulación, la nanofiltración y la adsorción en medios específicos. Sin embargo, no hay una solución única y categórica para la adopción de tecnologías, ya que además del criterio económico es necesario tomar en cuenta el espacio disponible en los predios donde se ubican los pozos, la seguridad de contar con suficientes operadores calificados para asegurar el funcionamiento correcto de la tecnología seleccionada y la calidad del agua del pozo.

Será necesario consensuar con los organismos operadores de la zona metropolitana, cuales serían las tecnologías a adoptar, para ello se debe tomar en cuenta lo señalado en el punto anterior.

El tratamiento centralizado no es factible de llevarse a cabo ni en Torreón, Coah., ni en Gómez Palacio, Dgo., la conformación de las redes municipales en la zona y la dispersión de los pozos con problemas de arsénico no permiten su agrupación, a menos que se tiendan nuevas tuberías para llevar el agua de las fuentes a la planta potabilizadora y de regreso a la zona de influencia de cada fuente.

El tratamiento del agua es complementario a la búsqueda de nuevas fuentes de abastecimiento, no son opciones excluyentes, es decir, aun obteniendo agua de la presa para suministro de la zona metropolitana, los pozos no pueden cerrarse ya que habría déficit de agua.

Para la atención a zonas rurales las posibilidades tecnológicas se amplían ya que además de las tecnologías probadas, se pueden instalar procesos de menor tamaño, como para el llenado de garrafones. Sin embargo, es indispensable que exista una forma de organización que les permita operar y mantener cualquiera de las tecnologías adoptadas, ya que de lo contrario terminarán abandonadas o las entregarán ya sea a



los organismos operadores, o a los gobiernos de los estados. Los comités de agua de las distintas localidades muestran niveles de conformación y de capacidad técnica y de gestión muy heterogénea.

Desde el punto de vista social los aspectos a resaltar son:

- La cantidad y la oportunidad del servicio de agua son el factor más importante para el 83% de la población, sólo el 17% de los encuestados considera más importante la calidad del agua.
- El 43% de la población está conciente de la presencia de arsénico en el agua de la región y esperan que las autoridades del agua lleven a cabo acciones para remediar esta situación.
- Aproximadamente el 53% de la población encuestada consume agua de garrafón para beber ya sea como única opción o en combinación con agua de la llave.
- En promedio los hogares pagan \$107.10 pesos al mes por el servicio de agua y en los hogares en los que consumen agua de garrafón tienen una erogación mensual de \$181.00, cerca del 41% de ese costo es por garrafones.
- El 91 % de la población que consume agua de garrafón (48% de los encuestados) estaría dispuesto a transferir ese pago hacia el sistema municipal de agua, si tuviera la garantía que el agua de suministro es apta para beber.