



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA

REMOCIÓN DE ARSÉNICO EN AGUA PARA CONSUMO
HUMANO COMPARANDO LA ELECTROCOAGULACIÓN-
MICROFILTRACIÓN CON LA COAGULACIÓN QUÍMICA-
MICROFILTRACIÓN

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA AMBIENTAL-AGUA

PRESENTA:

I. Q. ELOY MUNDO AVILA

DIRECTOR DE TESIS:

DRA. ALEJANDRA MARTÍN DOMÍNGUEZ



2011



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE: Dra. Ramírez Zamora Rosa María

SECRETARIO: Dra. Mijaylova Nacheva Petia

VOCAL: Dra. Martín Domínguez Alejandra

1er SUPLENTE: M.I. Martínez Palacios José Luis

2do SUPLENTE: Dra. Fernández Villagómez Georgina

Lugar donde se realizó la tesis:

Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)

Paseo Cuauhnáhuac #8532

Col. Progreso

Jiutepec, Morelos. México

CP. 62550

TUTOR DE TESIS:

DRA. ALEJANDRA MARTÍN DOMÍNGUEZ

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT)
Al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)

A mi mamá, por infundirme el ánimo para seguir adelante, por creer en mí y por el enorme apoyo incondicional que me ha ofrecido.

A la Dra. Alejandra Martín, por su valioso tiempo dedicado y el apoyo económico proporcionado durante este trabajo de investigación, pero sobre todo por los grandes conocimientos y la disciplina que me transmitió para crecer como profesionista y persona, muchas gracias.

A mis sinodales, Dra. Rosa María Ramírez, Dra. Petia Mijaylova, Dra. Georgina Fernández y Maestro José Luis Palacios, por sus comentarios y observaciones que ayudaron a mejorar la calidad de este trabajo.

Al Maestro César Calderón, por la gran ayuda y orientación brindada durante toda la tesis.

A las Maestras Sara Pérez y Lourdes Rivera, por los consejos y sus valiosas enseñanzas.

A mis compañeros de generación por hacer más grata la estancia en el posgrado.

A las personas que han llegado y a las que se han ido de mi vida, gracias por las enseñanzas dejadas en su camino.

Gracias a Dios, por la familia que me brindó.

ÍNDICE GENERAL

NOMENCLATURA	vi
RESUMEN.....	vii
CAPITULO 1 INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO 2 OBJETIVOS E HIPÓTESIS.....	6
2.1 Objetivo general	6
2.2 Objetivos específicos	6
2.3 Hipótesis	6
CAPITULO 3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	7
3.1 Química del arsénico	7
3.2 Toxicidad del arsénico en agua para consumo humano.....	8
3.3 Tecnologías convencionales para la remoción de arsénico	10
3.3.1 Coagulación química	10
3.3.1.1 Mecanismo de la coagulación	11
3.3.1.2 Coagulación por adsorción y neutralización de la carga	11
3.3.1.3 Coagulación por compresión de la doble capa.....	11
3.3.1.4 Adsorción y puente Inter-particular.....	12
3.3.1.5 Por incorporación o de barrido	12
3.3.1.6 Coagulantes.....	13
3.3.1.7 Gradientes para mezcla rápida.....	14
3.3.2 Ablandamiento con cal.....	16
3.3.3 Adsorción con alúmina activada	16
3.3.4 Intercambio iónico.....	17
3.3.5 Ósmosis inversa	17
3.3.6 Electrocoagulación.....	18
3.3.6.1 Reacciones de los electrodos.....	18
3.3.6.2 Tipo de reactores usados en electrocoagulación	19
3.3.6.3 Ley de Faraday.....	21
3.3.6.4 Factores que afectan la electrocoagulación	22
3.3.6.5 Ventajas y desventajas de la electrocoagulación	26
3.3.7 Membranas	27
3.3.7.1 Operación de la membrana	27
3.3.7.2 Materiales de las membranas.....	29

3.3.7.3	Módulos de las membranas.....	30
3.3.7.4	Ensuciamiento de la membrana	31
3.3.8	Microfiltración (MF)	33
3.3.8.1	Aplicaciones de la microfiltración.....	34
3.3.8.2	Selección del módulo de MF	35
3.3.8.3	Parámetros de diseño del proceso	37
3.3.8.4	Ajuste de pH	38
3.3.8.5	Flux de permeado.....	38
3.3.8.6	Porcentaje de rechazo.....	40
3.3.8.7	Operación y mantenimiento de la MF.....	40
3.3.8.8	Retrolavado de membranas	41
3.3.8.9	Limpieza química de membranas.....	41
3.3.8.10	Pretratamiento de MF	42
3.3.9	Diseño de experimentos	44
3.3.9.1	Diseño factorial 2^k	46
3.3.9.2	Modelo estadístico del diseño factorial 2^k	47
3.3.9.3	Diseños factoriales 2^k con punto al centro.....	47
3.3.9.4	Interpretación del diseño experimental.....	48
CAPITULO 4 METODOLOGÍA.....		50
4.1	Descripción general	50
4.2	Soluciones acuosas de arsénico a tratar	51
4.3	Muestreo	51
4.4	Determinaciones físicas	52
4.4.1	Análisis de hierro	52
4.4.2	Análisis de arsénico.....	52
4.4.3	Análisis de cloro.....	53
4.4.4	Medición de ΔH	53
4.4.5	Medición de pH y conductividad	53
4.5	Microfiltración	53
4.5.1	Montaje experimental.....	53
4.5.2	Descripción de las pruebas con MF.....	55
4.5.3	Limpieza de la membrana.....	56
4.6	Coagulación química-Microfiltración	57
4.6.1	Montaje experimental.....	57
4.6.2	Descripción de las pruebas de CQ	58
4.7	Electrocoagulación-Microfiltración	59
4.7.1	Montaje experimental.....	59

4.7.2	Lavado químico del reactor.....	62
4.7.3	Descripción de las pruebas con EC.....	63
4.8	Soluciones acuosas de arsénico a tratar de 200 y 300 $\mu\text{g L}^{-1}$	65
4.9	Evaluación del punto de fuga de la membrana de MF.....	65
4.10	Costos de operación para el proceso de EC-MF y CQ-MF	66
4.10.1	Determinación del costo de energía	67
4.10.2	Costo de cloración	70
4.10.3	Costo de placas de electrodos.....	70
4.10.4	Costo de coagulante	71
4.10.5	Costo de NaOH (ajuste de pH).....	71
4.10.6	Costo de mano de obra	72
 CAPITULO 5 RESULTADOS Y SU EVALUACIÓN		 73
5.1	Caracterización del agua utilizada	73
5.2	Coagulación química - MF	74
5.2.1	Dosis de 2 mg L^{-1} de Fe^{+3}	74
5.2.2	Dosis de 3 mg L^{-1} de Fe^{+3}	75
5.2.3	Dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3}	76
5.2.4	Aplicación de mejores valores de dosis y pH para tratar un agua con 200 $\mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico.....	79
5.2.5	Aplicación de mejores valores de dosis y pH para tratar un agua con 300 $\mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico.....	80
5.2.6	Evaluación del punto de fuga de la membrana.....	81
5.3	Electrocoagulación -MF	83
5.3.1	Efecto del Gt y el espaciamiento entre electrodos.....	84
5.3.2	Evaluación del punto de fuga de la membrana para EC-MF	90
5.4	Costos calculados para el proceso de EC-MF	92
5.5	Costos calculados para el proceso de CQ-MF	95
 CAPITULO 6 CONCLUSIONES.....		 98
 CAPITULO 7 BIBLIOGRAFÍA		 100
 ANEXOS.....		 107
A1.	Calibración hidráulica de los reactores de EC.....	107
A1.1	Calibración hidráulica del reactor con espaciamiento de 0.4 cm.....	107
A1.2	Calibración hidráulica del reactor con espaciamiento de 0.6 cm.....	109
A1.3	Calibración hidráulica del reactor con espaciamiento de 0.8 cm.....	111

A2. Opciones para el tratamiento del agua de retrolavado y de lodos	113
A3. Calibración del potenciómetro Orion modelo 420 A.....	114
A4. Calibración del conductímetro Orion	116
A5. Resultados de la dosis de 2 mg L ⁻¹ de Fe ⁺³ en el proceso de CQ-MF	118
A6. Resultados de la dosis de 3 mg L ⁻¹ de Fe ⁺³ en el proceso de CQ-MF	120
A7. Resultados de la dosis de 4 mg L ⁻¹ de Fe ⁺³ en el proceso de CQ-MF	122
A8. Resultados de la aplicación de los mejores valores de dosis y pH para tratar un agua con 200 µg L ⁻¹ de arsénico en el proceso de CQ-MF	124
A9. Resultados de la aplicación de los mejores valores de dosis y pH para tratar un agua con 300 µg L ⁻¹ de arsénico en el proceso de CQ-MF	124
A10. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 9,000 y espaciamiento entre electrodos de 0.4 cm	125
A11. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 6,500 y espaciamiento entre electrodos de 0.6 cm (1 punto central)	126
A12. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 9,000 y espaciamiento entre electrodos de 0.8 cm	127
A13. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 6,500 y espaciamiento entre electrodos de 0.6 cm (2 punto central)	128
A14. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 4,000 y espaciamiento entre electrodos de 0.8 cm	129
A15. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 6,500 y espaciamiento entre electrodos de 0.6 cm (3 punto central)	130
A16. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 4,000 y espaciamiento entre electrodos de 0.4 cm	131
A17. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 6,500 y espaciamiento entre electrodos de 0.6 cm (4 punto central)	132

NOMENCLATURA

ANOVA	Análisis de varianza, por sus siglas en inglés
As	Arsénico
CQ	Coagulación química
CQ-MF	Coagulación química-Microfiltración
Eh	Potencial redox
EC	Electrocoagulación
EC-MF	Electrocoagulación-Microfiltración
F₀	Estadístico de prueba F de Fisher
Fe	Hierro
FeCl₃	Cloruro férrico
G	Gradiente de velocidad
gl	Grados de libertad
Gt	Producto del gradiente de velocidad de la mezcla rápida por el tiempo de residencia hidráulico
I	Corriente
IMTA	Instituto Mexicano de Tecnología del Agua
Jp	Volumen de permeado
kPa	Kilopascal
NaOH	Hidróxido de sodio
µg L⁻¹	Microgramo por litro
mg L⁻¹	Miligramos por litro
MF	Microfiltración
OMS	Organización Mundial de la Salud
pH	Potencial hidrógeno
pKa	Logaritmo negativo de la constante de disociación de un ácido débil
PTM	Presión Transmembrana
PVDF	Polifluoruro de vinilideno
rpm	Revoluciones por minuto
UC	Unidades de color
UE	Unión Europea
U.S. EPA	Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos de Norteamérica
UTN	Unidades Nefelométricas de Turbiedad
V	Voltaje

RESUMEN

Se evaluó la conveniencia de utilizar un proceso de Electrocoagulación-Microfiltración (EC-MF) con respecto a un sistema de Coagulación Química-Microfiltración (CQ-MF) para la remoción de arsénico en agua para consumo humano.

En las pruebas del proceso de CQ-MF se utilizó agua preparada en el laboratorio con una concentración de arsénico de $100 \mu\text{g L}^{-1}$. Los experimentos se realizaron variando la dosis de hierro (en un intervalo de $2\text{-}4 \text{ mg L}^{-1}$ de Fe^{+3}) y el pH (en un intervalo de $6.6\text{-}7.4$), cada una con un tiempo de operación de 3 h. Las mejores condiciones encontradas fueron: pH 7.0, dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} con lo cual se obtuvieron remanentes de arsénico dentro de los límites marcados por la NOM-127-SSA1-1994, así como por los estándares internacionales (OMS, EPA y UE) reportados para agua potable, obteniendo remociones del 96.6% para As, 99.4% para Fe, 96% para color y 97% de turbiedad. El punto de fuga de la membrana para el proceso de CQ-MF, bajo las mejores condiciones de operación, ocurrió después de 18 h de trabajo. En cuanto al arsénico residual, fue en un tiempo promedio de operación de 26 h cuando se alcanzó el límite máximo permisible marcado por los estándares internacionales ($10 \mu\text{g L}^{-1}$), sin embargo, fue a las 44 h de trabajo cuando se alcanzó el límite máximo permisible estipulado por la normatividad mexicana ($25 \mu\text{g L}^{-1}$). La membrana de MF tuvo un factor de selectividad de 0.07 a las 48 h de operación. El costo del tratamiento para este proceso fue de $\$0.85$ por m^3 , del cual el 30% del costo corresponde al consumo de energía del proceso de MF, el 26% al consumo de coagulante (FeCl_3), el 16% a la sustitución de las membranas de MF, el 15% al consumo de NaOH (para el ajuste de pH), un 9% a la mano de obra y finalmente un 4% a los insumos de limpieza para las membranas de MF; siendo poco significativo el costo correspondiente al consumo de energía para el proceso de CQ, respecto al proceso de EC.

Para el proceso de EC-MF se utilizaron las mejores condiciones encontradas en el proceso de CQ-MF como son el pH y dosis de hierro, siendo la concentración de arsénico en el agua de $100 \mu\text{g L}^{-1}$. Se aplicó un diseño factorial 2^2 , en este estudio las variables analizadas fueron el espaciamiento entre electrodos (en un intervalo de $0.4\text{-}0.8 \text{ cm}$) y el Gt de mezcla en el reactor (en un intervalo de $4,000\text{-}9,000$). Se observó que la única variable que presentó un efecto significativo sobre el porcentaje de remoción de As y de Fe es el Gt. El operar el sistema con Gt cercanos o mayores a 9,000 permitió obtener mayores remociones de estos contaminantes, alcanzando remociones del 89% para As, 97.7% para Fe, 90% para color y 95% de turbiedad. En este proceso es necesaria la adición de cloro para la oxidación del Fe^{+2} que se produce en el proceso electroquímico. Para la evaluación del punto de fuga de la membrana se trabajó con las mejores condiciones de operación que fueron: Gt 9,000,

espacio entre electrodos 0.4 cm, pH 7.0, dosis de Fe^{+3} 4.0 mg L⁻¹, cloro libre 4 mg L⁻¹, durante un tiempo de operación de 30 h. En este caso el punto de fuga se encontró al haber transcurrido 16 h de trabajo. Es en este tiempo cuando la concentración residual de arsénico alcanzó el límite máximo permisible establecido por la OMS, EPA y UE, sin embargo, se llega al límite marcado por la NOM-127 después de haber transcurrido 24 h de trabajo. La membrana de MF presentó un factor de selectividad de 0.12 para las 30 h de operación. El costo de tratamiento fue de \$1.48 por m³, del cual el 39% corresponde al consumo de energía del proceso de EC, el 18% al consumo de las placas de electrodos, el 17% al consumo de energía del proceso de MF, un 10% al costo de cloración, un 9% a la sustitución de las membranas de MF, un 5% a la mano de obra y finalmente un 2% a los insumos de limpieza para las membranas de MF.

Finalmente, el proceso de CQ-MF resultó ser más eficiente tanto en términos de costos de operación como en la eficiencia de remoción del arsénico del agua en comparación con el proceso de EC-MF.

CAPITULO 1 INTRODUCCIÓN

En la actualidad la humanidad enfrenta lo que quizás es una de las mayores problemáticas a nivel mundial, y es la necesidad de proveer agua a una creciente población. Siendo el agua un elemento natural indispensable para el desarrollo de la vida y de las actividades humanas resulta difícil imaginar cualquier tipo de actividad en la que no se utilice ésta, de una u otra forma.

La superficie del planeta está constituida por un 75% de agua, pero no toda es apta para el uso humano, el 97.5% del agua es salada y el 2.5% restante es agua dulce, distribuida en lagos, ríos, arroyos y embalses; esta mínima proporción es la que se utiliza con mayor facilidad y frecuencia [Sepúlveda, 2009].

Tanto el agua superficial, como la subterránea, contienen una gran diversidad de componentes físicos y químicos, naturales o de origen antropogénico, que pueden ser nocivos para el ambiente o la salud de la población que la consume o esté en contacto con ella. Uno de estos elementos es el arsénico, el cual se encuentra con relativa frecuencia en acuíferos de varias zonas del país. En México son varios los estados que tienen fuentes de abastecimiento de agua contaminadas con arsénico en concentraciones superiores a los límites que marca la NOM-127-SSA1 (0.025 mg L⁻¹) como son:

Chihuahua, donde se han alcanzado valores máximos de 450 µg L⁻¹ en el área de la ciudad de Delicias, asumiendo que el origen del arsénico es geológico e inducido por la extracción intensa del recurso hídrico [Ruiz *et al.*, 2006].

En Zimapán, Hidalgo, donde su fuente principal es el pozo No.5, se han encontrado concentraciones de 500 µg L⁻¹ de arsénico [Armienta *et al.*, 1996].

La ciudad de Irapuato y de Salamanca, Guanajuato, en más del 80% de los pozos urbanos se ha detectado arsénico, las concentraciones van de 90 a 300 µg L⁻¹ de arsénico. El origen es principalmente natural, pero hay evidencia de que hay también fuentes antropogénicas [Rodríguez *et al.*, 2006].

El municipio de Taxco de Alarcón, Guerrero, el agua de los cuatros pozos que abastecen a la población tiene concentraciones entre 60 y 110 µg L⁻¹ de arsénico [CAPASEG, 2010].

En el estado de Morelos, la concentración máxima que se ha presentado es en la muestra del punto Tiro Mina de Huautla con un valor de $161 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico. [CONAGUA, 2010].

El caso más conocido en México quizá sea el de la Región Lagunera, localizada entre los estados de Coahuila y Durango, y cuyo acuífero presenta concentraciones entre 30 y $443 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico. Estudios previos han mostrado que el arsénico se presenta naturalmente en el agua y su origen más probable se debe a la actividad hidrotérmica [Gutiérrez, 2006].

De acuerdo a estudios realizados por IRIS (2007) y ATSDR (2000), el arsénico es un carcinógeno reconocido de humanos, incrementando el riesgo de cáncer de pulmón, de piel, de vejiga y de hígado. Entre los efectos no cancerígenos pueden mencionarse las afecciones cardiovasculares, diabetes, anemia, así como efectos neurológicos y reproductivos.

El arsénico es un metaloide incoloro e inodoro, las especies de arsénico que pueden presentarse en cuerpos de agua son: Arsenito As(III) que forma una especie $(\text{H}_3\text{AsO}_3)_{(ac)}$ o bien en forma de arsenato As(V) cuya forma iónica en solución es $(\text{H}_2\text{AsO}_4^-)$ [Mohan y Pitman, 2007]. Es importante señalar que esta segunda especie es más susceptible a ser removida por métodos fisicoquímicos.

Las tecnologías utilizadas actualmente a nivel internacional para la remoción de arsénico son: coagulación química, ablandamiento con cal, adsorción sobre alúmina activada, intercambio iónico, electrodiálisis, osmosis inversa y nanofiltración [Cheng *et al.*, 1994].

El proceso más comúnmente utilizado es la coagulación química, el cual requiere de la adición de sulfato o cloruro de hierro como agentes coagulantes, este proceso ofrece hasta un 90% de remoción de arsénico [Parga *et al.*, 2005], pero produce una gran cantidad de lodos.

Una alternativa a este proceso es la electrocoagulación, en el que mediante la aplicación de una corriente eléctrica se generan cationes polivalentes por la oxidación de ánodos de sacrificio, además de la formación simultánea en el cátodo de iones hidroxilo y gas hidrógeno [Chen y Shen, 2003]. En la EC, el ánodo metálico de sacrificio, comúnmente constituido por hierro para la remoción de arsénico, adiciona iones metálicos al agua electroquímicamente.

La EC es un proceso efectivo para desestabilizar, además de coloides, moléculas e iones contenidos en el agua, removiendo dichas especies mediante la adsorción en la superficie de los hidróxidos metálicos producidos; mientras que los aniones pueden además ser eliminados del agua por interacción química con los cationes metálicos formados durante la disolución de los ánodos, resultando la formación de compuestos insolubles [Yousuf *et al.*, 2001].

El proceso de EC tiene las siguientes ventajas: se requieren de equipos simples y fáciles de operar; se obtiene hasta un 50 % menos de lodos que en la CQ; los flóculos formados por EC son similares a los flóculos producidos por CQ, excepto que los primeros tienden a ser mucho más largos, contienen menos agua superficial y son resistentes a los ácidos por ello pueden ser separados más fácilmente por filtración.

En este trabajo se sugiere, después del proceso de EC, el proceso de MF que por su tamaño de poro que va de 0.05 a 0.5 μm permite una mayor retención del floc, a diferencia de un proceso de filtración convencional con tamaño de poro mayor de 50-70 micras.

La MF es un proceso físico que elimina contaminantes principalmente cribándolos del agua que está siendo tratada. La separación líquido-sólido mediante membranas no es dependiente de la formación de un flóculo sedimentable. Asimismo, la eliminación no requiere que la química de la superficie de las partículas sea ajustada adecuadamente para fomentar la adherencia de las partículas a una superficie, como ocurre en la filtración de lecho compacto [AWWA, 1998]. También es posible eliminar con filtros de membranas las pequeñas partículas que, de otro modo, podrían pasar por decantadores e incluso filtros de lecho compacto sin ser atrapadas. Todo ello permite una mayor flexibilidad y economía en el uso de coagulantes.

Esta tecnología permite eliminar las etapas de floculación (10-30 min) y sedimentación (≥ 30 min), como sería necesario para los procesos de filtrado convencional. De esta manera se ahorra espacio, lo que presenta ventajas cuando no lo hay para un tratamiento convencional.

La tecnología de CQ-MF ha sido reconocida por la USEPA como una tecnología emergente para la remoción de arsénico del agua potable [Chwirka *et al.*, 2004].

Utilizar la CQ antes de la MF, es un método habitual que ayuda a reducir el ensuciamiento de las membranas y al mismo tiempo mejorar la calidad del agua filtrada [Baggaa *et al.*, 2008].

Para tener una microfiltración directa eficiente se recomienda trabajar con un tamaño de poro de la membrana $0.2 \mu\text{m}$, de esta manera el arsénico adsorbido por reacciones de complejación superficial en el hidróxido férrico $[\text{Fe}(\text{OH})_3]$, puede ser eliminado eficientemente en la etapa de MF [Ghurye *et al.*, 2004].

En estudios realizados por Chwirka (2004), se determinó que el tamaño de las partículas generadas mediante una mezcla rápida para remover arsénico utilizando como coagulante cloruro férrico, típicamente está en el intervalo de 2-10 μm .

De acuerdo a los trabajos reportados en la literatura por Bingging (2010), Wanga (2008) y Pyung-Kyu (2006), el desempeño de los sistemas de CQ-MF tiene una correlación directa con la estructura del flóculo.

Se ha visto que la resistencia específica de la torta disminuye al aumentar el tamaño de flóculo y disminuir la dimensión fractal del mismo [Pyung *et al.*, 2006]. La disminución de la resistencia específica de la torta se logra al aumentar la dosis del coagulante, posiblemente debido a que se aumenta la permeabilidad de la torta o porque está más protegida de los contaminantes [Wanga *et al.*, 2008].

Cho *et al.* (2005) reportaron que flóculos de menor dimensión fractal pueden mejorar la permeabilidad de la membrana debido a su mayor porosidad y agregación relativamente flexible.

Barbot *et al.* (2008) observaron que el efecto sobre el flux de permeado dependía de la capacidad de los flocs a resistir los esfuerzos cortantes. Flóculos grandes y resistentes al corte permiten un aumento del 20% en el flux de permeado debido a que los flóculos no se rompen fácilmente. Por el contrario, flóculos grandes pero con menor resistencia al esfuerzo de corte conlleva a una disminución de 50% en el flux de permeado.

En este trabajo de investigación se evaluó la efectividad de utilizar un sistema de EC-MF para la remoción de arsénico, comparándolo con la CQ-MF. De esta manera se pretende obtener un sistema que permita remover el arsénico contenido en el agua para consumo humano de manera eficiente y económicamente viable, manejando una tecnología mayormente automatizada y con un equipo mucho más compacto.

Para esta experimentación se partió de resultados previos obtenidos del trabajo interno “Tecnologías apropiadas para el tratamiento del agua para consumo humano en zonas marginadas (2ª etapa)” [Martín *et al.*, 2006] y de la tesis de maestría “Remoción de arsénico en agua por electrocoagulación” [García, 2010].

CAPITULO 2 OBJETIVOS E HIPÓTESIS

2.1 Objetivo general

Evaluar el proceso de electrocoagulación-microfiltración con respecto a la coagulación química-microfiltración para la remoción de arsénico en agua para consumo humano.

2.2 Objetivos específicos

Determinar los mejores valores de dosis de Fe^{+3} y pH cuando se utiliza coagulación química seguida de microfiltración en la remoción de arsénico.

Determinar la influencia del Gt y del espaciamiento entre electrodos cuando se utiliza electrocoagulación precedida de microfiltración en la remoción de arsénico.

Identificar el punto de fuga de la membrana de microfiltración ($\text{As} \geq 10 \mu\text{g L}^{-1}$), con base en las mejores condiciones de operación, al utilizar coagulación química o electrocoagulación.

Establecer el mejor sistema de remoción de arsénico con base en una comparación de costos y eficiencias.

2.3 Hipótesis

El trabajar con un proceso de electrocoagulación-microfiltración, permitirá obtener mayores remociones de arsénico en agua para consumo humano, de manera eficiente y económicamente más viable que en un sistema de coagulación química-microfiltración.

CAPITULO 3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

3.1 Química del arsénico

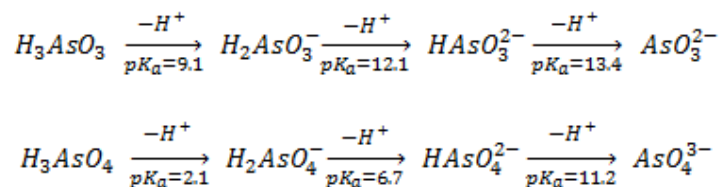
El arsénico es un metaloide presente en la naturaleza, su principal vía de dispersión en el ambiente es el agua. Existe en dos formas primarias: orgánica e inorgánica. En aguas naturales se encuentra generalmente las formas inorgánicas.

El arsénico presenta cuatro estados de oxidación, como semimetálico As^0 , o en forma de iones como arsenato As^{5+} , arsenito As^{3+} y arsina As^{3-} [Smedley *et al.*, 2002]. Siendo las más comunes sus estados trivalente (arsenito) y pentavalente (arsenato). El ion arsenito suele encontrarse en aguas subterráneas, mientras que el ion arsenato en aguas superficiales, aunque también puede encontrarse ambas especies en aguas subterráneas [Ahuja, 2008].

En aguas ricas en oxígeno, las especies predominantes de As (V) existen en formas aniónicas como $H_2AsO_4^-$, $HAsO_4^{2-}$ o AsO_4^{3-} en el pH de 5-12. En condiciones anóxicas, el As (III) es estable, con especies no iónicas (H_3AsO_3) y aniónicas ($H_2AsO_3^-$), las cuales predominan a un pH inferior y superior a 9.22, respectivamente [AWWA, 2000]. Las condiciones que favorecen la oxidación química y biológica inducen el cambio a especies pentavalentes y, a la inversa, aquellas que favorecen la reducción cambian el equilibrio al estado trivalente.

El ion arsenato presenta una doble ligadura del oxígeno en su molécula, lo cual influye en su capacidad para ser ionizado a través de la pérdida de iones de hidrógeno, proceso conocido como disociación. Al disociarse, la molécula adquiere carga negativa y el doble enlace del oxígeno incrementa la capacidad para deslocalizar la carga.

La ionización de arsénico está expresada por la constante de disociación, pKa, cuyos valores para el ácido arsenioso y arsénico son [Welch y Stollenwerk, 2003]:



Como puede observarse, las constantes de disociación para el As^{5+} son menores que las del As^{3+} , por lo que su grado de disociación es más elevado. La capacidad de ionización del As^{5+} le permite combinarse con otros compuestos, lo cual hace que su remoción por diversos métodos sea más eficiente, en comparación con la del As^{3+} ; de ahí la importancia de oxidar el As^{3+} antes de someter el agua a algún tipo de tratamiento.

Los cambios en el estado de ionización para el As^{5+} y el As^{3+} ocurren a diferente pH y potencial redox (Eh), tal como se observa en la Figura 3.1, de acuerdo a Wang y Mulligan (2006).

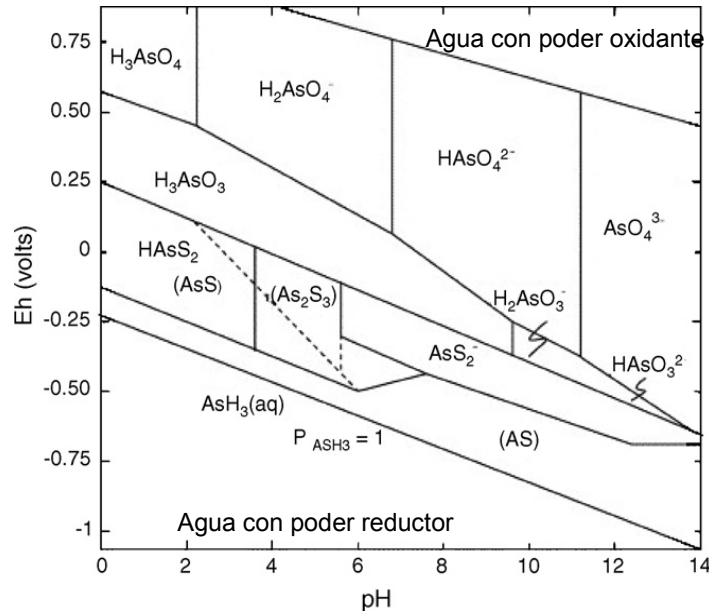


Figura 3.1. Distribución de las especies de arsénico a 25°C y 101.3 kPa en función de pH-Eh [Wang y Mulligan, 2006]

Este diagrama es una herramienta clave que permite entender la movilidad del arsénico en el agua subterránea y así poder marcar guías para su eficiente tratamiento.

3.2 Toxicidad del arsénico en agua para consumo humano

Existen diversas organizaciones mundiales como la Agencia de Protección Ambiental (EPA), la Organización Mundial de la Salud (OMS) y la Unión Europea (UE), que han establecido límites permisibles sobre la concentración máxima de arsénico contenida en agua potable.

En México, es a través de la Norma Oficial Mexicana, NOM-127-SSA1-1994, con la modificación del año 2000, la cual estipula la concentración máxima permisible de arsénico para agua potable [Diario Oficial de la Federación, 2000].

La Tabla 3.1 muestra los límites máximos permitidos para arsénico contenido en agua potable, observando que en México se permiten mayores concentraciones de arsénico en comparación con lo establecido por la OMS, EPA y UE.

Tabla 3.1. Estándares internacionales para la concentración de arsénico en agua potable.

Estándares internacionales y Nacionales	Concentración Máxima (mg L ⁻¹)
OMS	0.01
EPA	0.01
UE	0.01
México	0.025

Desde el punto de vista de la salud pública, el consumo de agua a largo plazo con concentraciones de arsénico superiores a los límites máximos que indican los estándares internacionales, ocasiona cáncer de piel, vejiga, pulmón y próstata [IRIS, 2007; ASTDR, 2000]. Entre los efectos característicos de la exposición aguda al arsénico se mencionan las afecciones cardiovasculares, gastrointestinales, diabetes, anemia, así como efectos neurológicos y reproductivos [Gorby y Nriagu, 1994]. Es posible observar vasodilatación e hiperemia, edema debido al daño capilar, con caída de la presión arterial, lo que a menudo conduce a un estado de choque. También ocurre pérdida de los movimientos voluntarios, confusión, psicosis, delirio, coma y muerte [Ratnaike, 2003].

Las lesiones en la piel que se han reportado son la hiperqueratosis (engrosamiento de la capa externa de la piel) de las manos y los pies, pigmentaciones simétricas, ulceraciones y problemas de conjuntivitis [J.C. y Wang, 2003].

La exposición crónica por inhalación de compuestos de arsénico inorgánico afecta el sistema cardiovascular, pues altera las contracciones del miocardio y causa arritmias cardíacas. Se presentan dilatación e incremento de la permeabilidad capilar, lo que ocasiona hipovolemia, hipoproteinemia. En poblaciones expuestas a arsénico en el agua de consumo en Taiwan [Lui *et al.*, 2003]; Estados Unidos [Peters y Blum, 2003] y la India [Ahmed *et al.*, 2004] se han descrito efectos vasculares periféricos caracterizados por cianosis y pérdida progresiva de la circulación en las extremidades, que pueden finalizar en gangrena seca, mejor conocida como enfermedad del pie negro [States *et al.*, 2009].

3.3 Tecnologías convencionales para la remoción de arsénico

En los últimos años se han desarrollado investigaciones enfocadas a procesos que permiten la remoción de arsénico contenido en agua para consumo humano.

Las tecnologías utilizadas actualmente a nivel internacional para la remoción de arsénico son: coagulación química, ablandamiento con cal, adsorción sobre alúmina activada, intercambio iónico, electrodiálisis, osmosis inversa y nanofiltración [Cheng *et al.*, 1994].

Si bien cualquiera de las tecnologías anteriormente citadas presenta eficiencias satisfactorias, también hay limitaciones en términos de sus altos costos de inversión y mantenimiento.

3.3.1 Coagulación química

La coagulación consiste en la desestabilización de coloides y partículas finas presentes en el agua, a través de una serie de reacciones físicas y químicas, entre los coagulantes, la superficie de las partículas, la alcalinidad del agua y el agua misma. Esto se logra, por lo general, añadiendo reactivos químicos al agua del proceso, y dispersándolos rápidamente en todo el volumen de la misma.

A esta etapa del proceso se le denomina comúnmente mezcla rápida. El propósito principal de esta operación es distribuir uniformemente los reactivos en el agua. El proceso total ocurre en un tiempo muy corto (segundos) el primer resultado es la formación de pequeños conglomerados.

Los coloides se clasifican en hidrofóbicos (repelidos por el agua o que no se pueden mezclar por ella) e hidrofílicos (afines al agua). De importancia en el tratamiento del agua es que los coloides hidrofílicos pueden reaccionar químicamente con el coagulante usado en el proceso de tratamiento. Así, los coloides hidrofílicos requieren mayor cantidad de coagulantes que los hidrofóbicos, que no reaccionan químicamente con el coagulante [Metcalf y Eddy, 2003].

3.3.1.1 Mecanismo de la coagulación**3.3.1.2 Coagulación por adsorción y neutralización de la carga**

La neutralización de la carga de los coloides puede hacerse [Arboleda, 1992]:

- a) Por cambio de la concentración de los iones que determinan el potencial del coloide.
- b) Por la adsorción de iones que posean una carga opuesta a la de los iones determinantes del potencial y que sean capaces de reemplazar a éstos en la doble capa.

Coagulantes como el sulfato de aluminio y sulfato férrico se hidrolizan formando especies solubles que se adsorben sobre el coloide neutralizando la carga; para finalmente formarse los flóculos.

La remoción de aniones solubles es debido a que los hidróxidos metálicos se comportan como coloides positivos, y como tales tienen la capacidad de fijar, por adsorción, a los aniones. Se requiere una menor concentración de coagulante que en el caso de una coagulación por compresión de la doble capa, esto es debido a la desestabilización que está en función del tamaño del contra ión, por lo que iones mayores serán más difíciles de hidratar que los más pequeños.

La remoción de arsénico en un proceso de coagulación química se lleva a cabo principalmente por este tipo de mecanismo de adsorción (llevándose a cabo la asociación del arsénico disuelto con la superficie del oxi-hidróxido precipitado), en donde el coagulante principalmente a base de hierro se hidroliza en el agua para formar hidróxido férrico ($\text{Fe}(\text{OH})_3$), que tiene una carga neta positiva en la superficie de las partículas formadas. Por otra parte el arseniato es un anión con carga negativa y se adsorbe en los coloides con cargas positivas, en este caso del $\text{Fe}(\text{OH})_3$, por reacciones de complejación superficial. Por lo tanto, la remoción de arsénico debe ser optimizado con un $\text{pH} \leq 7.3$, esta disminución del pH aumentará la fracción de los sitios activos de adsorción de los hidróxidos obtenidos [Ghurye *et al.*, 2004].

3.3.1.3 Coagulación por compresión de la doble capa

Esta se puede lograr considerando la curva de atracción de Van der Waals fija, mientras que la repulsión eléctrica puede disminuirse por medio de un aumento de iones de carga opuesta en la solución. Cuando se disminuye el potencial repulsivo disminuye la curva resultante de interacción. Las partículas pueden acercarse suficientemente para

desestabilizarse por la energía de Van der Waals. La concentración del electrolito necesaria para la coagulación depende de la carga del coloide. Este tipo de coagulación no es muy efectiva en el tratamiento de agua por cuestiones de costos y de rendimiento principalmente.

3.3.1.4 Adsorción y puente Inter-particular

La coagulación puede realizarse también usando una variedad significativa de compuestos orgánicos sintéticos y naturales caracterizados por grandes cadenas moleculares, que gozan de la propiedad de presentar sitios ionizables a lo largo de la cadena y de actuar como coagulantes. Los cuales pueden ser: catiónicos, aniónicos, no iónicos y anfóteros. Se ha observado que los polímeros con carga negativa, son efectivos para coagular coloides con carga negativa, fenómeno que no puede explicarse por los modelos de neutralización de cargas.

La Mer [Montgomery, 1985] propuso la teoría del puente químico que supone que la molécula del polímero tiene ciertos grupos que interaccionan con la superficie de las partículas coloidales y se deja que el resto de la molécula se extienda hacia la solución. De esta manera si una segunda partícula con algunos sitios de adsorción vacíos entra en contacto con los segmentos extendidos, puede realizarse una unión. El polímero sirve de puente en el complejo partícula-polímero-partícula, permitiendo el aumento del tamaño de éstas y promueve su eventual sedimentación. Si se manejan dosis muy altas puede no ocurrir la coagulación, debido a que el contra-ion cubre el coloide estabilizándolo nuevamente, y no permitiendo la coagulación.

3.3.1.5 Por incorporación o de barrido

Cuando se excede el producto de solubilidad de los hidróxidos metálicos de aluminio y hierro, se produce una precipitación rápida de los hidróxidos formados con la alcalinidad que induce la producción de una masa esponjosa. Estos hidróxidos pueden atrapar partículas coloidales a medida que aparecen y formar precipitados.

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

3.3.1.6 Coagulantes

Las dos principales funciones de un coagulante químico son:

- a) Desestabilización de las partículas
- b) Fortalecimiento de los flóculos para disminuir su disgregación

Los coagulantes deben ser compuestos altamente insolubles o adsorberse sobre la superficie de las partículas [Arboleda, 1992]. Los productos químicos usados en la coagulación incluyen iones metálicos tales como aluminio o hierro, los cuales se hidrolizan rápidamente para formar precipitados insolubles. Estos rápidamente se adsorben sobre la superficie de las partículas, de tal modo que se acelera la velocidad de aglomeración de las mismas. Las partículas aglomeradas son removidas del agua por medios físicos como la sedimentación por gravedad, flotación, o filtración a través de un medio granular.

El sulfato de aluminio es el coagulante más usado en el tratamiento del agua debido a su bajo costo y manejo relativamente sencillo [AWWA, 2000] aunque también se usan el sulfato ferroso y férrico, el clorosulfato férrico, cloruro férrico, el alumbre y el carbonato de magnesio [Madiec *et al.*, 2000].

Sin embargo, el hierro es más eficiente que el sulfato de aluminio para la remoción de arsenato. El sulfato ferroso tiene mayor efectividad y ventajas que el cloruro ferroso debido a que los flóculos de hidróxido de hierro formados con el sulfato ferroso ayudan a obtener una mejor filtración, lo que evita el lavado frecuente de los filtros. El Fe (II) es más fácil de usar y de controlar que el Fe (III) en el proceso de coagulación porque requiere menor mantenimiento, se opera con más facilidad y es más económico [Jekel y Seith, 2000].

De acuerdo a lo reportado en la bibliografía, el tipo y la dosis del coagulante, así como el pH influyen en la eficiencia del proceso. Se determinó que a dosis mayores de 20 mg L⁻¹ de cloruro férrico o 40 mg L⁻¹ de sulfato de aluminio, se alcanza una remoción de arsenato mayor al 90%, la cual puede disminuir si hay presencia de materia orgánica [Parga *et al.*, 2005]. A bajas dosis de coagulantes la remoción del arsenato es menor. En el caso del pH, el sulfato férrico remueve mejor el arsénico a un pH menor de 7.6. Se recomienda oxidar el arsenito a arsenato para tener mejores eficiencias de remoción [Hering *et al.*, 1997]. Esto acontece porque al trabajar con un pH cercano al neutro se tendrán diferentes especies de arsenato cargadas negativamente con un poder oxidante (ver Figura 3.1) a diferencia de las especies de arsenito las cuales en este intervalo de

pH se encuentran eléctricamente neutras. Presentando una mayor capacidad de ionización del As^{5+} lo que le permite combinarse con otros compuestos, lo cual hace que su remoción por diversos métodos sea más eficiente, en comparación con la del As^{3+} .

Cuando la concentración de arsénico en el agua cruda es superior a 1 mg L^{-1} , la remoción de arsénico disminuye, particularmente si se usa sulfato de aluminio [AWWA, 2000]. La coagulación con sulfato de aluminio o cloruro férrico no remueve en forma tan eficiente el arsenito por lo descrito anteriormente.

3.3.1.7 Gradientes para mezcla rápida

La mezcla rápida es una operación empleada en el tratamiento del agua con el fin de dispersar diferentes sustancias químicas y gases [Romero, 2006].

La mezcla rápida es importante porque:

- Si es ineficiente, la dispersión del coagulante es pobre y la desestabilización de las partículas es parcial.
- Si es demasiado intensa y prolongada, los flóculos que ya se habían empezado a formar se rompen.
- La probabilidad de neutralizar las cargas y de que las partículas adsorban las sustancias mencionadas dependerán del número obtenido de colisiones útiles, que a su vez dependerán de la turbulencia generada y sobre todo, de la calidad y la duración de la turbulencia [Desbos *et al.*, 1990].

Además de incrementar el número posible de colisiones entre las partículas, otro objetivo fundamental de la mezcla rápida es lograr una distribución rápida y homogénea de los reactivos que se agreguen al agua. Lee y Gregory (1990) establecen que la dosis óptima de reactivos en soluciones acuosas depende de las condiciones de mezclado. Así, si las condiciones de mezcla del agua no son adecuadas, entonces no se logrará una buena distribución de los reactivos y el consumo será elevado.

El modelo básico de diseño para expresar la energía aplicada es el gradiente de velocidad G formulado por Camp y Stein en 1943. El gradiente de velocidad es ampliamente aceptado como un medio para calcular los requerimientos energéticos de mezcla, el cual puede calcularse por la siguiente ecuación:

$$G = \sqrt{\frac{P}{V}}$$

Ecuación 1

Donde:

G= Gradiente de velocidad (s^{-1});

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 ($N.s m^{-2}$).

El análisis dimensional de la ecuación 1 es el siguiente:

$$G = \sqrt{\frac{\frac{kg \cdot m^2}{s^2}}{\left(\frac{kg \cdot m}{s^2}\right) \left(\frac{s}{m^2}\right) (m^3)}} = \sqrt{\frac{1}{s^2}} = s^{-1}$$

Según Rushton [Romero, 2006], la potencia requerida para establecer condiciones de turbulencia completa en un tanque de mezcla rápida, Número de Reynolds $> 10,000$, se puede determinar por la relación siguiente:

$$P = K\rho N^3 d^5 \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde:

P= Potencia requerida (W);

K= Constante;

ρ = Densidad del agua ($kg m^{-3}$);

d= Diámetro del impulsor (m);

N= Velocidad del impulsor ($rev s^{-1}$).

El análisis dimensional de la ecuación 2 es el siguiente:

$$P = \left(\frac{kg}{m^3}\right) \left(\frac{1}{s}\right)^3 (m)^5 = \frac{kg m^2}{m^3 s^3} = \frac{kg m^2}{s^3} = W$$

Para reactores en los cuales la energía de mezclado se disipa mediante una pérdida de carga, la potencia disipada puede ser calculada por la siguiente ecuación:

$$P = \Delta H \cdot \gamma \cdot g \cdot Q \quad \text{Ecuación 3}$$

Donde:

ΔH = Pérdida de carga (m);

Q = Caudal o Gasto ($m^3 s^{-1}$);

γ = Densidad ($kg m^{-3}$);

g= Gravedad ($m s^{-2}$).

El análisis dimensional de la ecuación 3 es el siguiente:

$$P = (m) \left(\frac{kg}{m^3} \right) \left(\frac{m}{s^2} \right) \left(\frac{m^3}{s} \right) = \frac{kg \cdot m^3}{m^3 \cdot s^2} = \frac{kgm^3}{s^2} = W$$

Para mezcla por coagulación por barrido se seleccionan gradientes (G) de 400-800 s⁻¹, con tiempos entre 1 y 7 s, por adsorción-neutralización los gradientes están entre 700 y 1000 s⁻¹ para retromezcladores y entre 3,000 y 5,000 s⁻¹ para mezcladores en línea. Para este tipo de coagulación se requieren tiempos inferiores a 1 s [AWWARF, 1991; AWWA, 1990]. Pero esto es teórico y es recomendable realizar pruebas de laboratorio para ver el comportamiento y cantidad de coloides en el agua.

3.3.2 Ablandamiento con cal

El ablandamiento con cal es un proceso similar a la coagulación con sales metálicas. Consiste en la remoción de la dureza del agua, mediante la adición de cal hidratada. El mecanismo principal es la adsorción del arsénico dentro del carbonato de calcio que se forma durante el ablandamiento [Mohan y Pittman, 2007]. Es efectivo para remover tanto el arsénico presente en forma de arsenato como de arsenito.

Se han obtenido remociones de arsenato mayores al 90% manejando el pH igual o superior a 10.5. Por debajo del intervalo de pH mencionado, la remoción disminuye a menos del 20%. Sin embargo, este proceso de ablandamiento con cal produce una considerable cantidad de lodo [AWWA, 1998].

3.3.3 Adsorción con alúmina activada

Es un proceso de transferencia de masa, donde una sustancia es transportada por un gradiente de concentraciones desde la fase líquida o gaseosa hacia la superficie de un sólido donde se fija sobre la superficie. Es un fenómeno superficial y por lo tanto, cuanto mayor sea la superficie del adsorbente mayor será su capacidad para acumular material [Reynolds, 1982].

El arsénico puede ser adsorbido en la superficie de varios adsorbentes, como la alúmina activada o adsorbentes con óxidos de hierro.

La técnica de alúmina activada es efectiva para el tratamiento del agua con alto contenido de sólidos disueltos, sin embargo, el selenio, flúor, cloro y sulfato, en niveles

altos, pueden competir con el arsénico por los sitios de adsorción. Este proceso llega a remover hasta un 88% de arsenato a pH ligeramente ácido entre (5 y 6) [Parga *et al.*, 2005]. Este método es ineficiente para la remoción completa de arsenito debido a su carácter no iónico en ese rango de pH, por lo que una preoxidación del ión arsenito a arsenato favorece la capacidad de adsorción del arsénico. La alúmina es regenerable pero pierde hasta el 10% de su capacidad en regeneración, la cual es costosa [Rivera *et al.*, 2000].

3.3.4 Intercambio iónico

El intercambio de iones es un proceso que se lleva a cabo a través de una resina que atrapa al ión (en este caso H_2AsO_4^-) de la fase fluida al sólido, por intercambio o desplazamiento de iones de la misma carga, que se encuentran unidos por fuerzas electrostáticas a grupos funcionales superficiales. El As^{3+} no puede ser intercambiado eficazmente por lo que previamente necesita ser oxidado a As^{5+} [Johnston *et al.*, 2001].

Este proceso llega a remover hasta 87% del ión As^{5+} en el intervalo de pH de 8 a 9 [Parga *et al.*, 2005]. No obstante, los iones selenato, fluoruro, nitrato así como los sólidos disueltos totales compiten con el arsénico y afectan la eficiencia del proceso, además, tanto los precipitados de hierro como los sólidos suspendidos pueden tapar la resina de intercambio. Requiere de un alto costo de inversión y operación por lo que sólo se aplica a pequeña escala [Johnston *et al.*, 2001].

3.3.5 Ósmosis inversa

La tecnología de ósmosis inversa se basa en la utilización de una bomba de alta presión para forzar una porción del agua de alimentación a pasar a través de una membrana semipermeable, eliminando sustancias disueltas presentes en el agua. La cantidad de agua de producto es función directa de la presión del agua de alimentación y la temperatura. La membrana requiere que el agua a tratar no contenga cantidades excesivas de material coloidal, en especial materia orgánica [Johnston *et al.*, 2001].

Este proceso tiene una eficiencia aproximada del 95% en la remoción de arsenato, sin embargo, no remueve arsenito debido a que se encuentra en forma molecular (H_3AsO_3) y no iónica como el arsenato (H_2AsO_4^-) [Johnston *et al.*, 2001].

3.3.6 Electrocoagulación

La EC es un método electroquímico de tratamiento de aguas contaminadas, en donde ánodos de sacrificio se oxidan electrolíticamente para generar coagulantes *in situ*, que desestabilizan partículas finas dispersas, aniones y cationes contenidos en el agua [Chen y Sheng, 2003].

Los mecanismos de remoción en EC incluyen la oxidación, reducción, coagulación, absorción, adsorción, precipitación y flotación [Parga *et al.*, 2005].

En el proceso de EC, a diferencia del proceso de CQ, no se requiere la adición de químicos, en su lugar se suele utilizar aluminio o bien hierro como ánodos de sacrificio para generar cationes polivalentes. Durante el proceso de oxidación electroquímica, en el ánodo de sacrificio ocurre una reacción que incorpora iones metálicos a la solución; no obstante, se presenta una reacción secundaria que es la electrólisis, generando gases como el H₂ y el O₂. El gas hidrógeno puede ayudar a flotar las partículas floculadas fuera del agua, a este proceso se le conoce como electroflotación.

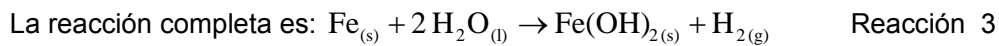
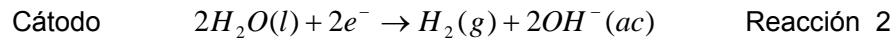
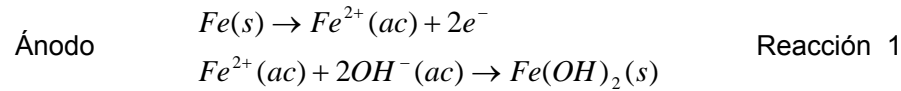
La EC con electrodos de hierro y aluminio fue patentada en los Estados Unidos en 1909 por J.T.Harries [Chen y Sheng, 2004]. Se suelen utilizar este tipo de materiales como electrodos debido a que proveen cationes trivalentes, en el caso del hierro se agrega un agente oxidante para pasar de Fe⁺² a Fe⁺³, los cuales poseen una mayor densidad de carga, permitiendo tener una mayor capacidad de adsorción [Whipple *et al.*, 2007].

En realidad, las condiciones de operación de la EC dependen del valor de los parámetros químicos del medio acuoso, especialmente de la conductividad y el pH, pero también influyen la distancia entre electrodos, la densidad de corriente, el gradiente de mezcla, el tiempo de residencia en el reactor y la pasivación de los electrodos, estos parámetros son descritos en la sección 3.3.6.4.

3.3.6.1 Reacciones de los electrodos

En todo proceso de corrosión existen necesariamente dos tipos de reacciones electródicas, unas anódicas y otras catódicas. Dichas reacciones se dan simultáneamente en áreas diferentes de la superficie del metal. Normalmente las reacciones que se llevan a cabo no son reversibles e involucran especies reactivas diferentes [Yousuf *et al.*, 2001].

Los iones metálicos presentes en el agua reaccionan con los iones hidroxilo que se producen en el cátodo, formando hidróxidos insolubles que adsorben a los contaminantes y contribuyen a la coagulación. Uno de los mecanismos de formación de hidróxidos metálicos propuesto [Yousuf *et al.*, 2001] cuando se utilizan ánodos de hierro es:



Como se puede observar, en las áreas anódicas suceden reacciones de electrodisolución metálica, aunque también puede ocurrir de manera simultánea la oxidación del agua. En las áreas catódicas se pueden presentar diferentes reacciones de reducción, dependiendo de la naturaleza y concentración de las especies presentes en el medio.

Esta generación de iones está acompañada por una movilidad electroforética de partículas alrededor del electrodo, las cuales neutralizan su carga coagulando. La corriente aplicada induce a los iones hidroxilo 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.

3.3.6.2 Tipo de reactores usados en electrocoagulación

Los reactores para la EC pueden clasificarse en primera instancia como reactores de régimen discontinuo (mezcla perfecta o tanque agitado) y continuo (flujo pistón o reactor tubular) [Martín *et al.*, 2006].

En un reactor de mezcla perfecta, la concentración que se obtiene de la solución a la salida es igual a la concentración uniforme existente dentro del reactor, salvo en las proximidades de los electrodos.

Al utilizar 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 [Martín *et al.*, 2006].

El tipo de reactor utilizado para realizar la EC en una operación por lotes o discontinuo, en su forma más simple, está formado por una celda electroquímica con un ánodo y un cátodo dispuestos en forma vertical y conectados a una fuente de energía externa. El material anódico se corroe eléctricamente debido a la oxidación, mientras que el cátodo permanece pasivo [Yousuf *et al.*, 2001]. Tiene la desventaja de que sus condiciones hidrodinámicas cambian con el tiempo, pero a la vez tiene la ventaja de ser simple y de bajo costo.

De acuerdo con los resultados obtenidos en la bibliografía, se ha visto que cuando se utiliza un reactor de dos placas (ánodo y cátodo) no se presenta una buena disolución de iones metálicos. Para obtener mejores disoluciones se sugiere aumentar el área superficial de los electrodos, esto se logra aumentando el número de placas, en celdas con electrodos monopolares en paralelo o conectados en serie [Chen *et al.*, 2002; Yousuf *et al.*, 2001].

En los reactores continuos el diseño o la configuración del reactor es como se sugirió anteriormente, en donde dependiendo de la orientación de los electrodos, la celda de EC puede ser de flujo vertical u horizontal. Se pueden manejar canales múltiples o de un solo canal, con los primeros la velocidad de flujo es menor que en un reactor de un solo canal; esto puede ayudar a reducir el problema de pasivación en los electrodos [Chen *et al.*, 2004].

En este tipo de reactores el transporte de masa puede estar determinado por: la velocidad de flujo o gasto volumétrico (Q), el diseño de los promotores de turbulencia, ya sean compartimentos o los propios electrodos, y la concentración de burbujas de gas producidas en el proceso.

El sistema para la EC requiere de una fuente de corriente directa, un regulador de densidad de corriente y un multímetro para leer los valores de corriente [Yousuf *et al.*, 2001].

Para el diseño de un reactor electroquímico se tiene que tomar en cuenta la potencia y la corriente suministrada para producir una cantidad controlada de coagulante y las características adecuadas de operación como son: el tiempo de residencia, el voltaje, el

pH, los constituyentes químicos del agua y las características de los electrodos que optimicen el proceso.

Por ello, se tiene que tomar en cuenta la influencia de diversos factores electroquímicos, hidráulicos, fisicoquímicos y sus interacciones, así como su influencia en la remoción de uno o varios contaminantes específicos del proceso.

Lo que ha limitado la implementación de la EC es la falta de un procedimiento sistemático del diseño y la operación del reactor que reduzca particularmente el problema de pasivación de los electrodos y el costo de operación [Holt *et al.*, 2002].

Los sistemas de EC pueden combinarse con otras tecnologías para lograr la separación del contaminante. Estas tecnologías pueden ser: flotación por aire disuelto, filtración, clarificación, filtración por membranas (ultrafiltración, microfiltración). Estas combinaciones de técnicas de separación con el proceso de electrocoagulación se pueden llevar a cabo integrándolas en el diseño del reactor o se pueden presentar en unidades separadas. Es importante señalar que la combinación de estas tecnologías y su diseño dependen en gran medida de las propiedades y características que tenga el agua a tratar y de sus contaminantes. Es importante además considerar el uso que se dará al efluente.

3.3.6.3 Ley de Faraday

La ley de Faraday establece que el número de moles producidas (moles de sustancia oxidada o reducida) (m) en un electrodo durante un proceso electroquímico es directamente proporcional a la cantidad de carga que pasa por la celda electroquímica. Puesto que la carga (q), en coulombios, está dada por el producto de la corriente (I), en amperes, y el tiempo (t), en segundos, se tiene que el número de moles que reaccionan es [Martín *et al.*, 2006]:

$$m = \frac{q}{nF} = \frac{1}{nF} \int I(t)dt \quad \text{Ecuación 4}$$

$$m = \frac{It}{nF} \quad \text{Ecuación 5}$$

Donde n es el número de electrones intercambiados en la reacción y F es la constante de Faraday (96,485.34 C mol⁻¹ o 26.80 ampere h⁻¹).

La ley de Faraday permite calcular la cantidad de Fe^{2+} teórica que se va a producir en el reactor de EC a partir del gasto de agua a tratar y de la corriente aplicada. La eficiencia se calcula con respecto a la cantidad de hierro producida realmente a las condiciones de operación establecidas, como se ilustra en las Ecuaciones 25-30 presentadas en la sección 4.7.1.

3.3.6.4 Factores que afectan la electrocoagulación

De acuerdo a la revisión bibliográfica realizada [Avsar *et al.*, 2007; Holt *et al.*, 2005; Rios *et al.*, 2005; Chen *et al.*, 2004; Ratna *et al.*, 2004; Chen *et al.*, 2002], se ha encontrado que los factores más importantes que afectan el sistema de EC son los siguientes:

- Distancia entre electrodos;
- Espesor de electrodos;
- pH;
- Densidad de corriente;
- Conductividad;
- Gradiente de mezcla;
- Pasivación.

3.3.6.4.1 Distancia entre los electrodos

De acuerdo a lo marcado en la literatura se recomienda que la distancia entre los electrodos sea de 0.5 a 1.5 cm, pero depende a la vez del tipo de proceso que se lleve a cabo, si es continuo o discontinuo. La distancia entre electrodos influye tanto en el voltaje aplicado al sistema, como en el gradiente de mezcla [Ratna *et al.*, 2004].

3.3.6.4.2 pH

El pH influye en el proceso de solubilidad del metal para formar hidróxidos y en la eficiencia de la corriente [Chen *et al.*, 2004]. Se ha observado en diferentes trabajos que el pH varía durante el proceso de EC (sólo en discontinuo) y esa variación depende del material de los electrodos y del pH inicial del agua a tratar. Obteniendo un incremento del pH (en condiciones ácidas) debido a la formación de los iones OH^- formados en el cátodo, así como un descenso del pH (en condiciones básicas) debido a la formación de los iones H^+ .

Se ha determinado en algunos casos que la mayor eficiencia en la remoción de un contaminante se da dentro de un ámbito específico de pH, e incluso este intervalo puede

ser amplio. En términos generales, las mejores remociones se han obtenido para valores de pH cercanos a 7 [Chen *et al.*, 2004]. Ejemplo de esta situación se puede ver en la remoción de arsénico en agua potable, donde el mayor porcentaje de remoción se da con pH entre 6 y 8 [Ratna *et al.*, 2004].

Una ventaja de la EC es que, en flujo continuo, el pH del agua tratada prácticamente no se modifica, y no es necesario hacer ajustes antes o después para obtener buenas eficiencias.

3.3.6.4.3 Densidad de corriente

Como las variables eléctricas en el proceso de EC son los parámetros que más influyen en la remoción del contaminante del agua y están ligados a factores económicos, se debe prestar especial atención a su estudio [Holt *et al.*, 2005].

El suministro de corriente al sistema de EC determina la cantidad de iones hierro Fe^{2+} o aluminio Al^{3+} , oxidados por los respectivos electrodos. Cuando se usa una corriente demasiado grande, hay una transformación de energía eléctrica en energía calorífica que calienta el agua.

Una densidad de corriente demasiado grande disminuye la eficacia por pasivación de los electrodos. La selección de la densidad de corriente podría realizarse tomando en cuenta otros parámetros de operación como pH, temperatura y velocidad de flujo [Chen *et al.*, 2004].

La energía eléctrica que se suministra a la celda electroquímica puede ser alterna (CA) o directa (CD). Las características propias del paso de cada una de las corrientes a través del medio acuoso generan diferentes respuestas electroquímicas entre las placas y el agua tratada [Yousuf *et al.*, 2001].

En los sistemas de EC, para un mayor periodo de tiempo de operación sin aplicar mantenimiento, se sugiere una densidad de corriente entre 20 y 25 $A\ m^{-2}$ a menos que se considere un periodo de tiempo para limpiar la superficie de los electrodos [Chen *et al.*, 2004]. Otros autores como Holt (1999) han reportado rangos de operación mayores que van de 10-150 $A\ m^{-2}$.

3.3.6.4.4 Conductividad

La conductividad va impactar directamente en la cantidad de energía requerida en el proceso. Para una corriente dada, si la conductividad del agua aumenta, el voltaje requerido para fijar la corriente disminuye lo que a su vez baja los costos de operación [Chen *et al.*, 2002].

La adición de algunos electrolitos como el cloruro de sodio (NaCl) aumenta la conductividad del agua. En estudios realizados por Martín (2004), en donde analizaron por medio de micro electrólisis la influencia de nitratos, sulfatos y cloruros, observaron que los primeros dos llegan a pasivar los electrodos. Por el contrario, se encontró que los iones cloruros evitan la pasivación metálica aún en presencia de los dos anteriores.

En las investigaciones realizadas por Avsar (2007) y Chen (2004) recomiendan la EC en presencia de un 20% de iones Cl⁻. Además, se encontró que el cloro generado electroquímicamente a partir de los cloruros es efectivo en la desinfección del agua [Chen *et al.*, 2004].

3.3.6.4.5 Gradiente de mezcla

La producción del coagulante es el objetivo principal de la EC, ya que éste será el promotor de la eliminación de los contaminantes a tratar. Para la producción del coagulante *in situ*, es indispensable tener una mezcla eficiente que optimice la interacción de los iones hierro con los contaminantes presentes en el agua antes de que se formen los hidróxidos.

En los reactores tipo flujo pistón, donde la energía de mezclado se disipa por la pérdida de carga que se presenta en el sistema, la turbulencia se induce hidráulicamente; es decir, utilizando la energía cinética del agua [Martín *et al.*, 2006]. Este tipo de reactores presenta menos zonas muertas y cortocircuitos que los reactores tipo mezcla perfecta, permitiendo un mejor control del tiempo de residencia del agua a tratar.

El gradiente utilizando este tipo de reactores puede ser calculado mediante la ecuación 1 de la sección 3.3.1.7, en dicha sección además se ha hablado de la importancia de este parámetro. Sustituyendo la ecuación 3 en la ecuación 1, el gradiente para un sistema de electrocoagulación se puede calcular por la siguiente ecuación:

$$G = \sqrt{\frac{\Delta H \cdot \rho \cdot V}{\mu \cdot \tau}}$$

Ecuación 6

Donde:

τ = Tiempo de residencia hidráulico (s).

Este parámetro es sustituido tomando en cuenta que $\tau = V/Q$

Ecuación 7

Los demás parámetros han sido especificados anteriormente.

El análisis dimensional de la ecuación 6 es el siguiente:

$$G = \sqrt{\frac{(m) \left(\frac{m}{s^2}\right) \left(\frac{kg}{m^3}\right)}{\left(\frac{kg \cdot m}{s^2}\right) \left(\frac{s}{m^2}\right) (s)}} = \sqrt{\frac{1}{s^2}} = s^{-1}$$

3.3.6.4.6 Pasivación de los electrodos

La pasivación es un fenómeno que disminuye la producción del ión de interés, aun cuando se mantenga la corriente y el gasto de operación constantes. Esto se debe a la formación de una capa de productos oxidados sobre la superficie del ánodo, que aumentan la resistencia al paso de la corriente eléctrica y por ende los costos de operación. Éste ha sido un factor limitante del uso de la EC a nivel industrial [Rios *et al.*, 2005].

Algunos procedimientos que se ha visto que ayudan a controlar el proceso de la pasivación en los electrodos, son los siguientes:

- Cambiar la polaridad de los electrodos (cada determinado tiempo);
- Introducir agentes inhibidores (iones cloruro);
- Incrementar la turbulencia en el medio (limpieza hidromecánica o por pulsaciones);
- Limpieza mecánica de los electrodos.

3.3.6.5 Ventajas y desventajas de la electrocoagulación

Entre las ventajas que se han visto que tiene el proceso de EC son las siguientes:

- Se requieren de equipos simples y fáciles de operar, con la suficiente libertad operacional para manejar los problemas encontrados en su funcionamiento [Chen *et al.*, 2002].
- Remueve las partículas coloidales más pequeñas debido a que el campo eléctrico aplicado incrementa su movimiento facilitando la coagulación [Yousuf *et al.*, 2001].
- Elimina requerimientos de almacenamiento y el uso de productos químicos. El no utilizar agentes químicos elimina el problema de neutralizar el exceso de los mismos o aumentar la concentración de sólidos disueltos en el agua tratada [Yousuf *et al.*, 2001].
- Los lodos que se suelen generar por este método, son 50% menores a los que se generan por coagulación química. Esta disminución de lodos es debido a la ausencia del contra ion, que generalmente es SO_4^- , en los coagulantes químicos empleados como son $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ y $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ [Rios *et al.*, 2005].
- Alta efectividad en la remoción de un amplio rango de contaminantes.
- Los componentes del sistema pueden ser fabricados en el país, teniendo así un precio competitivo.

Las mayores desventajas que presenta esta tecnología son:

- Pasivación de los electrodos por la formación de una película de óxido que conlleva a la pérdida de eficiencia del proceso.
- Desgaste de los electrodos de sacrificio, lo que conduce a la reposición periódica de los mismos.
- Los lodos presentan altas concentraciones de hierro o aluminio, dependiendo del material del electrodo utilizado.
- El uso de la electricidad puede ser costoso en algunos lugares.

3.3.7 Membranas

Una membrana puede definirse como una película delgada (fina) que separa dos fases, permitiendo el paso selectivo y/o de forma controlada de una o más especies a través de ella [Hernández *et al.*, 2002].

Se clasifican según la fuerza de impulso que utilizan. Esta fuerza de impulso puede ser una presión hidráulica, una diferencia de concentración entre las soluciones en contacto con la membrana, una diferencia de potencial eléctrico o una diferencia de presión parcial [García; 2002].

Los procesos que incluyen membranas pueden utilizarse para concentrar o purificar una solución o una suspensión (solvente-soluto o separación de partículas) y para fraccionar una mezcla.

3.3.7.1 Operación de la membrana

Como para todos los fenómenos de transporte, el flujo a través de la membrana para cada elemento puede describirse mediante la Ecuación 8 [AWWA, 1998].

$$\text{Flujo} = \text{Fuerza} \times \text{Concentración} \times \text{Movilidad} \quad \text{Ecuación 8}$$

En todas las separaciones, y no siendo la excepción en la operación de membranas, se genera un permeado que contiene el material que ha pasado a través de la membrana (agua producida) y un segundo producto llamado de rechazo o retenido, que concentra los componentes de las especies (solutos y partículas) que no la atraviesan (Figura 3.2) [Stephenson *et al.*, 2000].

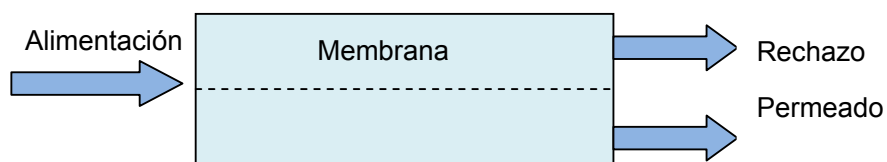


Figura 3.2. Principio de una operación de membrana

En la mayoría de los casos la concentración variará con la distancia a través de la membrana y a través de las capas límites en las dos caras o interfaces de la membrana.

La clasificación general de las operaciones de membrana considera los siguientes parámetros:

- Fuerza directora;
- Mecanismo de separación;
- Estructura de la membrana;
- Fases en contacto.

En la Tabla 3.2 y Figura 3.3 se muestra dicha clasificación con 4 tipos de tecnologías de membranas, en donde la fuerza actuante es una diferencia de presión a través de la membrana.

Tabla 3.2. Operaciones básicas de membrana relevantes en el tratamiento de agua
[Stephenson *et al.*, 2000]

Operación de membrana	Fuerza directora	Mecanismo de separación	Estructura de membrana	Fase	
				1	2
Microfiltración	Presión	Cribado	Macroporos	L	L
Ultrafiltración	Presión	Cribado	Mesoporos	L	L
Nanofiltración	Presión	Cribado + (solución/difusión + exclusión)	Microporos	L	L
Ósmosis Inversa	Presión	Solución/difusión + exclusión	Densa	L	L

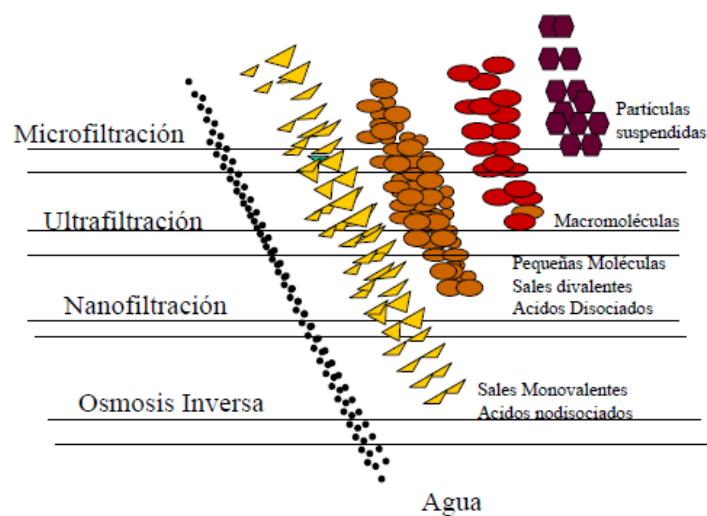


Figura 3.3. Procesos cuya fuerza impulsora es la presión [García, 2002]

3.3.7.2 Materiales de las membranas

Los materiales que se usan para fabricar membranas deben tener las siguientes propiedades:

- Operación estable;
- Estabilidad térmica;
- Elevada permeabilidad;
- Alta selectividad;
- Estabilidad mecánica;
- Resistencia química (al agua de alimentación y a los fluidos de limpieza).

Los materiales más comunes para la fabricación de membranas desde microfiltración hasta osmosis inversa van desde polímeros, cerámicas, vidrio y metales [Stephenson *et al.*, 2000]. En la Tabla 3.3 se mencionan los materiales típicos empleados en la fabricación de membranas.

Tabla 3.3. Materiales de las membranas [Stephenson *et al.*, 2000]

Material	Aplicación	Características
Polisulfonas	Microfiltración Ultrafiltración	pH operación= 1.5-12 T _{máx} = 80°C Resistencia media oxidantes
Acetato de celulosa	Primera membrana de OI Ultrafiltración	pH operación= 3-7 T _{máx} = 30-35°C Hidrofílica y biodegradable
Polisulfona sulfonada	Nanofiltración	Alta tolerancia al cloro
Película delgada de poliamida	Osmosis Inversa (OI) Nanofiltración	pH operación= 2-12 T _{máx} = 70°C Baja tolerancia cloro libre
Difluoruro de polivinilideno	Microfiltración Ultrafiltración	pH operación= 1.5-12 T _{máx} = 80°C Resistencia alta oxidantes
Cerámica	Microfiltración Ultrafiltración Nanofiltración	pH operación= 1-14 Mayor tiempo de vida

3.3.7.3 Módulos de las membranas

La unidad de operación en la que se disponen las membranas para su utilización se denomina o conoce como módulo. Un módulo de membrana es la unidad básica en un dispositivo de filtración y se construye en un recipiente adecuado para soportar presiones, que contiene las membranas con sus soportes, así como las conducciones necesarias para el flujo [Metcalf y Eddy, 2003].

Esta unidad de trabajo consta de las membranas, las estructuras de soporte de la presión, las puertas de entrada de alimentación y salida de concentrado y de puntos de extracción del permeado [AWWA, 1998].

El módulo debe satisfacer los siguientes objetivos:

- Asegurar a nivel de membrana una circulación suficiente del fluido que va a ser tratado para limitar los fenómenos de concentración, polarización y depósitos de partículas.
- Ser un módulo compacto, que provea máxima superficie de intercambio por unidad de volumen.
- Evitar cualquier fuga entre los compartimentos de alimentación y permeado.
- Facilidad de limpieza (por métodos mecánicos y químicos).
- Facilidad de ensamblaje y desmontaje.

En un sistema de filtración las membranas se presentan en diferentes arreglos como son: los de módulos de placas, enrollamiento espiral, tubulares y de fibra hueca [Metcalf y Eddy, 2003].

Módulos de placas: Constituidos por un grupo de membranas de cara plana, de forma rectangular o circular que se apoyan en placas porosas. Su diseño se deriva de los filtros prensa. Las membranas se separan con espaciadores con espesor del orden de 0.5 a 3 mm. Las placas deben ser corrugadas en el lado de alimentación para aumentar la transferencia de masa.

Módulos de enrollamiento espiral: Están constituidas por membranas planas que se enrollan en espiral en torno a un tubo central de plástico y que tiene orificios. Permiten que el agua a filtrar pase por toda la membrana y sea recogida en un canal central.

Reduce costos de energía al reducir requerimientos de bombeo. Se puede operar a altas presiones y altas temperaturas.

Módulos tubulares: Se fabrican utilizando como soporte un tubo perforado o poroso, dentro del cual van las membranas. Estos tubos tienen diámetros interiores que están entre los 6 a 40 mm. La relación de superficie de membrana por volumen es la más baja y opera con altas presiones y temperaturas.

Módulos de fibra hueca: Pueden estar constituidas por varios centenares de membranas dispuestas en paquetes de fibras encapsuladas, instaladas en forma paralela a un tubo central. Estas membranas se sujetan en ambos extremos con resina epoxi. El permeado es obtenido lateralmente, es operado a velocidades bajas y no soporta presiones altas.

3.3.7.4 Ensuciamiento de la membrana

El ensuciamiento de la membrana es causado por la deposición y acumulación del material retenido en la superficie o dentro de los poros de la membrana. Actualmente se aceptan tres mecanismos de ensuciamiento como los causantes de la reducción de flujo y el incremento de presión, estos son: La formación de pasta causada por la concentración de polarización, la reducción del diámetro del poro por incrustaciones y la adsorción de moléculas y coloides en la superficie de la membrana [Bourgeois *et al.*, 2001].

Concentración de polarización

La concentración de polarización es un factor común de todos los procesos por membrana impulsados por la presión como es el caso de la microfiltración. Se entiende como la acumulación de macromoléculas cerca de la superficie de la membrana que genera una reducción gradual de flux, entendiendo por flux al volumen de agua que pasa a través de una unidad de área de membrana por unidad de tiempo [WEF, 2006].

Una teoría comúnmente aceptada postula que la concentración de polarización evoluciona de la acumulación de partículas, condición reversible, hasta alcanzar un estado en forma de pasta que afecta a la membrana de forma irreversible [Chen *et al.*, 1997].

La formación de pasta o gel de polarización es un caso extremo de la concentración de polarización, donde una gran cantidad de macromoléculas son acumuladas en la superficie de la membrana debido a la exclusión por tamaño de poros y, fundamentalmente, a la constante de difusión de este tipo de partículas que es dos o tres órdenes de magnitud menor a la de las sales y moléculas pequeñas de materia orgánica [Chen *et al.*, 1997].

En investigaciones realizadas por Crozes (1997) se señalaron que cuando se dispersaba oportunamente la concentración de polarización, incrementado la velocidad de flujo del concentrado y reduciendo el flujo de permeado, se controlaba la evolución del ensuciamiento producido por la adhesión de solutos en la membrana.

Ensuciamiento de membranas por coloides

El ensuciamiento coloidal ocurre en todos los procesos de filtración por presión, independientemente del origen del agua. El ensuciamiento coloidal se origina por los sólidos en suspensión que quedan atrapados en los poros de las membranas. Los coloides pueden ser arcillas, sílice, hidruros e hidróxidos metálicos y restos orgánicos.

Virgo *et al.*, en el 2006, determinaron que la existencia de materia coloidal en la superficie de las membranas indica deficiencias en el sistema de pretratamiento, si bien en muchos casos los coloides presentan tamaño incluso inferiores a 1 micra, por lo que su eliminación mediante filtrado es muy difícil. En estos casos es necesaria una coagulación-floculación previa para optimizar su retención.

Ensuciamiento por adsorción de iones

La adsorción es considerada como un mecanismo de remoción no específico, es decir, se le emplea en el tratamiento de agua para la separación de compuestos orgánicos y especies inorgánicas, además se le califica como un fenómeno reversible.

En los sistemas de separación por membranas la adsorción es un mecanismo de remoción indeseable, ya que los métodos tradicionales de limpieza son incapaces de separar por completo las moléculas e iones de soluto adsorbidos en la superficie de la membrana. Cuando se produce la adsorción se requiere incrementar la frecuencia de limpieza, hasta el punto en el que, después de repetidos ciclos, no es posible restaurar el permeado de la membrana haciendo necesario su reemplazo [WEF, 2006].

La adsorción de solutos en la superficie e interior de los poros de la membrana, ocurre en una secuencia que inicia por la acumulación de solutos en la proximidad de la superficie, seguida por una progresiva adhesión irreversible de solutos en la superficie y matriz de la membrana [Bourgeois *et al.*, 2001].

El ensuciamiento se relaciona con el tamaño de la molécula o partícula (d), y el tamaño del poro (dp) de la membrana.

Si: $d/dp > 1.0$ → Ensuciamiento por adsorción en la superficie de la membrana.

No hay gran incidencia en la velocidad de permeación.

Si: $d/dp < 1.0$ → Ensuciamiento también al interior de los poros.

Sí incide en la velocidad de permeación.

El ensuciamiento se puede sostener dentro de un cierto intervalo de valores cuando las moléculas o partículas permanecen estables con relación al pH, fuerza iónica y temperatura de la disolución.

También es importante tener presente que una alta velocidad tangencial de circulación resulta en un incremento del esfuerzo cortante sobre la superficie de la membrana, desfavoreciendo la adsorción de moléculas sobre ella.

3.3.8 Microfiltración (MF)

Las membranas de microfiltración, como consecuencia de su gran tamaño de poro, se utilizan principalmente para eliminar partículas del agua, microorganismos y material suspendido, dejando pasar sustancias disueltas y agua clara. Este proceso considera membranas porosas con tamaño de poro desde 0.05 a 0.5 μm , con una capacidad de retención mayor de 100,000 daltons y una presión de operación de 20 a 275 kPa [Romero, 2006].

Sin embargo, hay que notar que la MF no elimina contaminantes basados estrictamente en el tamaño del poro de membrana en todos los casos. Una capa de partícula, consistente en los materiales presentes en el agua de alimentación, puede formarse sobre la superficie de la membrana y suministrar capacidades adicionales de eliminación.

La capacidad de retención o MWCO es un indicador nominal del tamaño o masa molecular más pequeña de los contaminantes que no pueden atravesar el material que constituye la membrana y, por consiguiente, son excluidos del filtrado [Romero, 2006].

Este proceso de membrana está dirigido a reemplazar los procesos unitarios que van seguidos de la coagulación que son: floculación y sedimentación, así como los medios filtrantes convencionales.

En una filtración convencional la distribución del tamaño de poro es irregular (50-70 micras entre los gránulos), por lo que la filtración es un proceso probable, ver Figura 3.4:

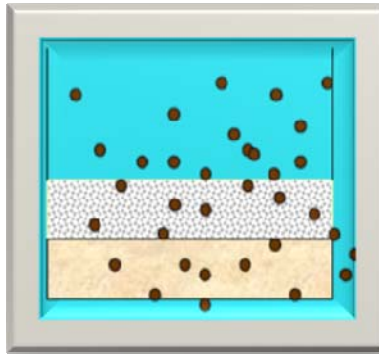


Figura 3.4. Medio granular

Por el contrario, en un medio de membrana la distribución del tamaño de poro está controlada, llevándose a cabo una filtración total, como se muestra en la Figura 3.5:

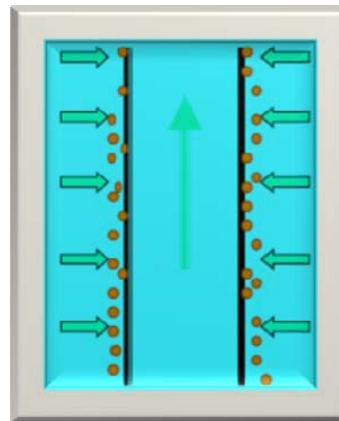


Figura 3.5. Membrana

3.3.8.1 Aplicaciones de la microfiltración

Son varias las aplicaciones que tiene la microfiltración en el rubro del agua potable. Entre las que destacan las siguientes:

- Agua superficial:
 - ✓ Filtración directa (sin pre-tratamiento);
 - ✓ Coagulación previa;
 - ✓ Coagulación y sedimentación previas.

- *Agua subterránea:*
 - ✓ Eliminación de hierro y manganeso;
 - ✓ Eliminación de arsénico (con pretratamiento químico apropiado).

- Como un pretratamiento para la nanofiltración y la ósmosis inversa.
 - ✓ Desalinación o eliminación de dureza.

- *Reúso de aguas residuales*

El impulso adquirido por este tipo de tecnología se debe a los requerimientos más restrictivos para una mejor eliminación de partículas y microorganismos de los suministros de agua potable.

3.3.8.2 Selección del módulo de MF

En la sección 3.3.7.3 se han descrito los arreglos que se manejan en un sistema de filtración con membranas. Esta sección se enfocará a detallar las configuraciones que se suelen utilizar en la MF.

En los sistemas de MF la configuración enrollada en espiral no es normalmente empleada debido a que presenta dificultades para mantener la superficie de la membrana limpia. Los tipos de módulos más comúnmente empleados en un sistema de MF son los que tienen configuraciones de fibra hueca (principalmente de polímeros orgánicos) y los de tipo tubular (principalmente de materiales cerámicos), ya que permiten el retrolavado de las membranas, un mecanismo por el que se controla el ensuciamiento debido a las partículas y materiales orgánicos [AWWA, 1998].

En las membranas capilares de fibra hueca se manejan diámetros internos de las fibras en el intervalo de 0.4-1.5 mm, esto evita el colapso cuando se someten a presión. Existen 2 diferentes regímenes de flujo en MF por fibra hueca: interior-exterior y exterior-interior. El primer flujo permite un buen control sobre la hidrodinámica del módulo. En el caso de manejar un flujo exterior-interior es más difícil controlarlo porque es problemático evitar la canalización del flujo y las zonas muertas. Sin embargo, una ventaja de la

membrana exterior-interior comparada con el régimen de flujo opuesto es que normalmente hay menor pérdida de carga a través del módulo. Las ventajas y desventajas de cada una están descritas en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4 Ventajas y desventajas de acuerdo al tipo de arreglo de la membrana [AWWA, 1998]

Tipo de arreglo	Ventajas	Desventajas
<p>Fibra hueca</p>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajas velocidades de flujo cruzado, de 0 a 2.5 m s⁻¹ ▪ Elevada relación área superficial/volumen o densidad de compactación de membranas. ▪ Bajas presiones transmembrana, 0.2 a 1 bar. ▪ Baja caída de presión a través del módulo, 0.1 a 1 bar 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Las membranas de pequeño diámetro de tubo son susceptibles de cegarse, a no ser que se aplique un precibado. ▪ El gran número de fibras en el módulo presenta dificultades para detectar fallas de integridad (fugas, pérdidas) de la membrana.
<p>Tubular</p>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Grandes diámetros de canales (1-2.5 cm) permiten el tratamiento de agua con alto contenido de sólidos y partículas grandes. ▪ Son posibles elevadas velocidades de flujo transversal (hasta 5 m s⁻¹), utilizadas para controlar el ensuciamiento. ▪ Los grandes diámetros de canales permiten una fácil limpieza, en algunos casos puede también utilizarse la limpieza mecánica. ▪ Membranas cerámicas tubulares muestran buena resistencia mecánica. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Baja relación área superficial/volumen o densidad de compactación de membranas. ▪ Las membranas cerámicas son más caras por m² de área de filtración comparadas con otros materiales de membrana.

3.3.8.3 Parámetros de diseño del proceso

Presión:

Cuando se utiliza el modo de filtración directa, la presión transmembrana puede calcularse como:

$$PTM = P_1 - P_p \quad \text{Ecuación 9}$$

Donde:

PTM= Presión transmembrana, bar;

P_1 = Presión a la entrada del módulo de MF, bar;

P_p = Presión del permeado, bar.

Cuando el sistema de MF se opera en el modo de flujo transversal, la presión media transmembrana se determina por:

$$P_{tm} = \frac{P_1 - P_0}{2} - P_p \quad \text{Ecuación 10}$$

Donde:

P_{tm} =Presión a través de la membrana, bar;

P_0 =Presión a la salida del módulo de MF, bar.

Cuando las membranas se operan en el modo de flujo transversal o cruzado, hay una caída de presión a través del módulo que es definida por:

$$P = P_1 - P_0 \quad \text{Ecuación 11}$$

Donde:

P= Caída de presión a través del módulo, bar.

Las presiones transmembrana para los sistemas de MF normalmente están en el intervalo de 0.15-1 bar y las presiones aplicadas de 0.7-2 bar.

Caudal:

La aplicación de la presión a través de la membrana produce un filtrado o permeado y el caudal total puede calcularse con:

$$Q_p = J_{tm}(S) \quad \text{Ecuación 12}$$

Donde:

Q_p = Caudal de permeado en L/h;

J_{tm} = Flujo a través de la membrana, L/h/m²;

S= Área superficial total efectiva de la membrana, m².

El caudal a través de la membrana es función de varias variables específicas de la membrana, la calidad del agua de alimentación y parámetros de trabajo del sistema. Para la mayoría de los sistemas de MF, los caudales a través de la membrana varían entre 80 y 200 L/h/m². El área superficial total efectiva de la membrana se calcula a partir del área efectiva por módulo y del número de módulos. El área o superficie de un módulo de MF a escala real normalmente está entre 1 y 15 m² [AWWA, 1998].

3.3.8.4 Ajuste de pH

El ajuste del pH del agua de alimentación puede requerirse antes de la filtración por membranas para mantenerlo en el valor operativo recomendado para el material de la membrana que esté siendo empleada. Este ajuste es especialmente importante para las membranas de polímeros de derivados celulósicos que usualmente tienen un pH operativo entre 5 y 8.

3.3.8.5 Flux de permeado

El flux (J) es el volumen de agua que pasa a través de una unidad de área de membrana por unidad de tiempo. Este parámetro se usa para evaluar la producción de permeado de cualquier sistema de filtración con membranas, en términos de la extensión de membrana necesaria para producir cierto flujo de agua filtrada [Scott y Hughes, 1996] y está relacionado con los costos de inversión y operación de dichos sistemas [AWWA, 1998]. El flujo de agua que atraviesa las membranas de MF sigue la ley fundamental de flujo a través de un medio poroso y es conocida como la ley de Darcy [MWH, 2005]:

$$\frac{Q}{A} = k_p \frac{h_L}{L} \quad \text{Ecuación 13}$$

Donde:

Q= Gasto (m³ s⁻¹);

A= Área (m²);

k_p= Coeficiente de permeabilidad hidráulica (m s⁻¹);

h_L= Pérdida de carga hidráulica a través del medio poroso (m);

L= Espesor del medio poroso (m).

El coeficiente de permeabilidad hidráulica en la ley de Darcy es un parámetro empírico que describe la proporcionalidad entre la pérdida de carga y la velocidad del fluido, y es dependiente de las características del medio como la porosidad y el área específica superficial.

Aunque el flujo a través de la membrana sigue la ley de Darcy, la ecuación estándar para flujo de membranas es escrita en una forma distinta. La fuerza de conducción es representada por la presión transmembrana ΔP (presión necesaria para hacer pasar el agua a través de la membrana) y las características del medio formuladas como un coeficiente de resistencia (el inverso del coeficiente de permeabilidad). La ecuación del flujo de membrana incluye la viscosidad del fluido explícitamente (la ley de Darcy incluye esto en el coeficiente de permeabilidad) porque la viscosidad tiene un impacto significativo sobre el flux y se puede determinar con la temperatura. Finalmente, la ecuación de flux de membrana incorpora el espesor de la membrana dentro del coeficiente de resistencia [MWH, 2005]. La ecuación de flux para membrana es:

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_M} \quad \text{Ecuación 14}$$

Donde:

J = Flux del agua a través de la membrana ($\text{m}^3 \text{s}^{-1} \text{m}^{-2}$);

ΔP = Diferencial de presión a través de la membrana (kg m s^{-2});

μ = Viscosidad del fluido ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$);

R_M = Coeficiente de resistencia de la membrana (m^{-1}).

La caída de presión a través de la membrana es directamente proporcional a la presión aplicada (de operación) y favorece directamente al flujo de permeado; sin embargo, si el agua contiene sustancias solubles, la presión osmótica ejerce una fuerza opuesta a la presión aplicada que disminuye la fuerza neta que impulsa al agua.

La resistencia hidráulica de la membrana es dependiente del tiempo debido a que la acumulación de materiales cerca, sobre y en el interior de la membrana, bloquea y constriñe las cavidades de ésta; por lo tanto, aumenta la resistencia de la membrana al paso del agua.

$$J = \frac{P}{R_M} \rightarrow y = mx \quad \text{Ecuación 15}$$

$$k_p = \frac{1}{R_M} \quad \text{Ecuación 16}$$

Donde la permeabilidad hidráulica (k_p) es el inverso del coeficiente de resistencia (R_M) y μ es la viscosidad del permeado (no de la alimentación: la relación de Hagen-Poiseuille es para flujo de fluidos a través de canales, en el caso de la membrana, el canal es el poro) y usualmente se incluye con el valor de k_p [Cheryan, 1998].

3.3.8.6 Porcentaje de rechazo

La única medida práctica de la capacidad separadora de una membrana, es decir, de sus características de rechazo, es la prueba funcional. En ella se determina, bajo condiciones controladas, la permeabilidad de la membrana frente a ciertos solutos de diferentes tamaños.

Para que los resultados sean comparables, es preciso normalizar las condiciones experimentales como presión, temperatura, velocidad, recirculación, número de Reynolds y concentración del soluto [MWH, 2005].

El coeficiente de rechazo (R), que determina la eficiencia de separación es:

$$R = 1 - \frac{C_P}{C_F} \quad \text{Ecuación 17}$$

Donde:

R= Rechazo (adimensional);

C_P= Concentración del permeado (kg m⁻³);

C_F= Concentración de la alimentación (kg m⁻³).

3.3.8.7 Operación y mantenimiento de la MF

Los sistemas son operados normalmente de dos maneras:

1. Con un caudal constante de agua a través de la membrana con presión variable para mantener el caudal.
2. A presión constante a través de la membrana con un caudal de agua transmembrana variable.

En términos de operación del tratamiento de agua de planta, estos modos operativos se refieren como tasa constante y tasa declinante de filtración, respectivamente [AWWA, 1998].

Uno de los mayores obstáculos para mantener una tasa constante de producción es la disminución del caudal transmembranal debido al ensuciamiento. Esto se debe al depósito de materiales sobre la superficie de la membrana y/o en los poros.

La reducción del caudal que puede restaurarse por medios mecánicos o químicos se denomina ensuciamiento reversible. Por el contrario, las membranas de MF que pierden

caudal y que no pueden restaurarse, se denominan membranas de ensuciamiento irreversible.

En MF existen tres métodos para mantener o restablecer el caudal permeado después de que las membranas se han ensuciado de manera reversible, las cuales son:

1. Retrolavado de membranas
2. Limpieza de membranas
3. Pretratamiento de MF

3.3.8.8 Retrolavado de membranas

Es un proceso que se realiza para prevenir la continua acumulación de sólidos sobre la superficie de la membrana. De modo distinto a los medios convencionales de filtración, el ciclo de retrolavado lleva sólo unos pocos minutos, ya sea utilizando, líquido y/o gas.

El retrolavado líquido, que es efectuado normalmente desde dentro hacia fuera de las membranas, puede realizarse de dos maneras: Por caída de presión o por volumen tratado.

El primero de ellos se lleva a cabo cuando la presión alcanza un nivel máximo y se pone en marcha para reducir la presión y mantener el caudal constante a través de la membrana (tasa de filtrado constante).

En el segundo caso, el retrolavado se programa para comenzar después de que un volumen de permeado predeterminado se haya producido.

El retrolavado en los sistemas de MF tiene lugar después de 30 a 60 minutos de operación del proceso, y dura entre 1 y 3 minutos [Metcalf y Eddy, 2003].

3.3.8.9 Limpieza química de membranas

Como ya se mencionó, el retrolavado de las membranas permite retirar los materiales que se van acumulando sobre la superficie de las mismas, pero cuando estos materiales ensuciantes no pueden ser eliminados de dichas superficies se requiere la limpieza química.

Las variables que deben ser consideradas en la limpieza de las membranas de MF incluyen [WEF, 2006]:

- Frecuencia de la limpieza;
- Duración de la limpieza;
- Productos químicos y sus concentraciones;
- Volúmenes de agua utilizados en la limpieza;
- Temperatura de limpieza;
- Recuperación y restauración de los productos químicos;
- Neutralización y puesta a disposición de los productos químicos de limpieza.

Hay una variedad de diferentes agentes que pueden emplearse para la limpieza química de las membranas de MF, incluyendo: detergentes, ácidos, bases, agentes oxidantes, agentes secuestrantes y enzimas.

El cloro se suele emplear en dosis de 2 a 50 mg L⁻¹, usualmente con membranas de polisulfona o materiales derivados de polisulfona que son resistentes al compuesto. Materiales como el polipropileno son sensibles al cloro, en tales casos se emplean agentes alternativos de limpieza [AWWA, 1998].

Para las membranas de polipropileno se recomiendan surfactantes en concentraciones menores al 0.1% y agentes secuestrantes tales como citratos y gluconatos junto con hidróxido de sodio en concentraciones de 0.5-2%, en algunos casos puede utilizarse el peróxido de hidrógeno al 1% [WEF, 2006].

3.3.8.10 Pretratamiento de MF

El pretratamiento de agua de alimentación puede emplearse para incrementar el nivel de eliminación de varios constituyentes, también se utiliza para incrementar o mantener el caudal a través de la membrana y/o para retrasar el ensuciamiento. El tipo de tecnología más utilizada previamente es la adición de coagulantes.

El pretratamiento con coagulantes parece ofrecer los mayores beneficios para la microfiltración (MF) subsiguiente.

Los trabajos de investigación demuestran que, en el tratamiento de aguas superficiales, el pretratamiento por coagulación es esencial para mantener un mayor flujo de infiltrado utilizando membranas de MF cerámicas [Howe y Clark, 2006]. Para el caso de las membranas poliméricas de MF, su rendimiento también puede ser mejorado mediante el pretratamiento por coagulación.

La coagulación de partículas pequeñas para formar otras más grandes reduce la penetración de materiales, incluyendo coloides y macromoléculas orgánicas, dentro de los poros de la membrana. La coagulación puede también aumentar el tamaño de las partículas que componen la capa que se forma sobre la membrana, incrementando su porosidad y, en consecuencia, aumentando el caudal de agua a través de la membrana [Howe y Clark, 2006].

Los factores clave a considerar en la aplicación de coagulantes a las corrientes de alimentación de membranas son: la compatibilidad de la membrana y los objetivos de tratamiento.

El potencial para mejorar el rendimiento de las membranas como resultado del pretratamiento por coagulación depende de la naturaleza de los incrustantes contenidos en el agua y del potencial de interacción con la membrana [Howe y Clark, 2006].

El pretratamiento por coagulación puede mejorar el flujo del infiltrado al:

- 1) Reducir la penetración de incrustantes en los poros de la membrana. Los materiales que pueden entrar en los poros y depositarse o adsorberse dentro de ellos y restringir el flujo pueden ser combinados, agregados o sorbidos sobre coágulos de hidróxido metálico precipitado. Estos coágulos son rechazados en la superficie de la membrana.
- 2) Acondicionar la capa de materiales depositados sobre la membrana. La resistencia específica (resistencia por altura de torta depositada) de una torta de partículas sobre una membrana, disminuye a medida que aumenta el tamaño de las partículas. La resistencia específica se expresa mediante la ecuación de Kozeny, la cual nos dice que la resistencia específica de una torta incompresible, compuesta de partículas uniformes, se calcula como [García, 2002]:

$$\hat{R}_c = \frac{180(1 - \varepsilon_c)^2}{d_p^2 \varepsilon_c^3} \quad \text{Ecuación 18}$$

Donde:

ε_c = Porosidad de la torta;

d_p = Diámetro de las partículas depositadas.

El agregar pequeños coloides en la corriente de alimentación puede conducir a un mayor tamaño efectivo de las partículas que, cuando son depositadas sobre la capa formada en la superficie de la membrana, producen una resistencia específica menor.

- 3) Mejorar las características del transporte de partículas. El componente que determina las trayectorias de partículas inferiores a $0.1\mu\text{m}$ aproximadamente es prácticamente idéntico al movimiento del agua en la proximidad de las partículas.

Los efectos de pared, como aquellos cuando el agua que contiene partículas pasa sobre una membrana, pueden conducir a fuerzas de inercia sobre las partículas causando el desvío de éstas de la línea de flujo. Estas fuerzas ascensionales de inercia aumentan con el tamaño de las partículas y pueden servir para reducir la deposición de partículas sobre la membrana [AWWA, 1998].

Además de estas consideraciones, el pretratamiento por coagulación puede alterar la química de la superficie o especiación de las membranas y contaminantes para reducir la adherencia, mejorar la eliminación con lavado a contracorriente o bien aumentar el flujo de filtración.

3.3.9 Diseño de experimentos

El diseño de experimentos es la aplicación del método científico para generar conocimiento acerca de un sistema o proceso por medio de pruebas planeadas adecuadamente [Gutiérrez y De la Vara, 2008]. Esta metodología se ha ido consolidando como un conjunto de técnicas estadísticas y de ingeniería, que permiten entender mejor situaciones complejas de relación causa-efecto.

El diseño de experimentos consiste en planear un conjunto de pruebas experimentales, de tal manera que los datos generados puedan analizarse estadísticamente para obtener conclusiones válidas y objetivas acerca del sistema o proceso [Gutiérrez y De la Vara, 2008].

Existen muchos diseños experimentales para estudiar la gran diversidad de problemas o situaciones que ocurren en la práctica. Esta cantidad de diseños hace necesario saber cómo elegir el más adecuado para una situación dada. A continuación se citan los cinco aspectos que más influyen en la selección de un diseño experimental:

1. El objetivo del experimento
2. El número de factores a estudiar
3. El número de niveles que se prueban en cada factor
4. Los efectos que interesa investigar (relación factores-respuesta)
5. El costo del experimento, tiempo y precisión dada.

El objetivo del experimento se utiliza como un criterio general de clasificación de los diseños experimentales, mientras que los otros cuatro puntos son útiles para subclasificarlos. En este sentido de acuerdo con su objetivo y sin pretender ser exhaustivos, los diseños se pueden clasificar como lo presentado en la Figura 3.6.

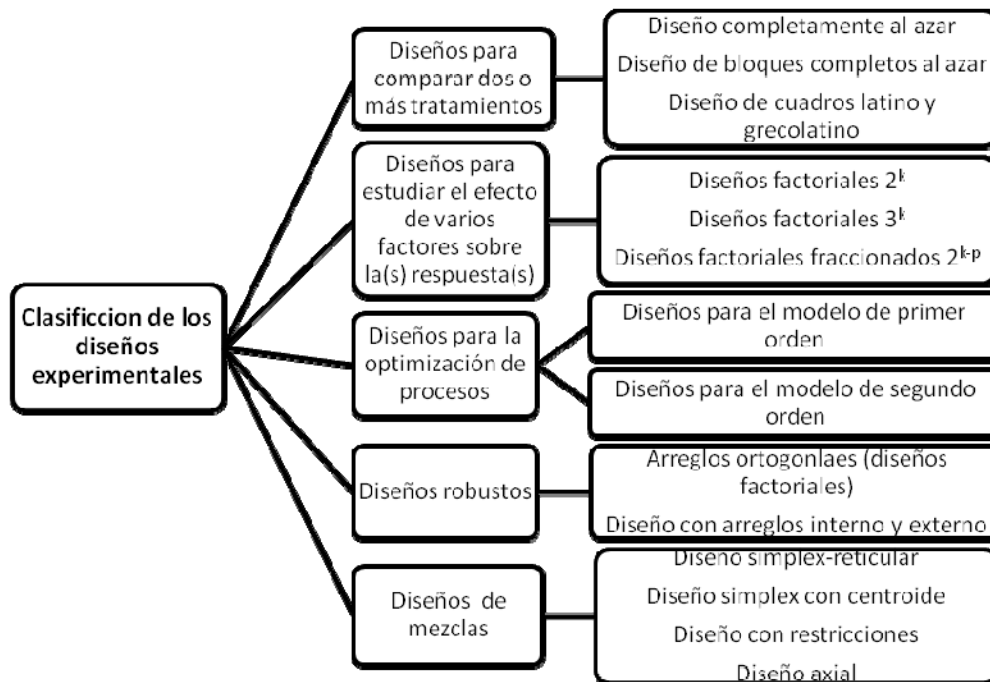


Figura 3.6. Clasificación de los diseños experimentales [Gutiérrez y De la Vara, 2008]

Diseños factoriales

Un diseño de experimentos factorial es el conjunto de puntos experimentales o tratamientos que pueden formarse considerando todas las posibles combinaciones de niveles de los factores, siendo los factores de estudio las variables que se quieren analizar. Uno de los objetivos particularmente más importante que en ocasiones tiene un diseño factorial es determinar una combinación de niveles de los factores en la que el desempeño del proceso sea mejor [Gutiérrez y De la Vara, 2008].

Para estudiar la manera en que influye cada factor sobre la variable de respuesta es necesario elegir al menos dos niveles de prueba para cada uno de ellos. Con el diseño factorial completo se corren aleatoriamente todas las posibles combinaciones que pueden formarse con los niveles de los factores a investigar. Así, la matriz de diseño es el conjunto de puntos experimentales o tratamientos que pueden formarse considerando todas las posibles combinaciones de los niveles de los factores.

3.3.9.1 Diseño factorial 2^k

El diseño de experimentos utilizado en el presente estudio es el Diseño factorial 2^k (k factores con dos niveles de prueba cada uno), que es una de las familias de diseños de mayor impacto en la industria y en la investigación, debido a su eficacia y versatilidad. El objetivo de un diseño factorial es estudiar el efecto de varios factores sobre una o varias respuestas cuando se tiene el mismo interés sobre todos los factores. Se basa en el hecho de que, cuando se quieren estudiar varios factores, es más eficiente variar todos a la vez siguiendo ciertas reglas establecidas, que el variar uno a la vez manteniendo los demás fijos [Gutiérrez y De la Vara, 2008].

Un plan factorial completo a dos niveles permite responder de manera óptima a las siguientes preguntas:

- ✓ ¿Qué factores influyen sobre el fenómeno estudiado?
- ✓ ¿Qué tanto influyen?
- ✓ ¿Hay interacciones entre los factores?

La matriz de efectos permite obtener información sobre:

- ✓ Todas las interacciones de primer orden AB, AC,....., en un número igual a $C_k^2 = \frac{k!}{2!(k-2)!}$,
- ✓ Todas las interacciones de segundo orden ABC, ABD,....., en un número igual a $C_k^3 = \frac{k!}{3!(k-3)!}$,
- ✓ Las interacciones de k factores entre ellos,
- ✓ La media

Modelo estadístico del diseño factorial 2^2

El modelo estadístico de efectos para este tipo de diseño está dado por:

$$Y_{ijk} = \mu + \alpha_i + \beta_j + (\alpha\beta)_{ij} + \varepsilon_{ijk} \quad \text{Ecuación 19}$$

$$i = 1, 2, \dots, a \quad j = 1, 2, \dots, b \quad k = 1, 2, \dots, n$$

Donde μ es la media general, α_i es el efecto debido al i -ésimo nivel del factor A, β_j es el efecto del j -ésimo nivel del factor B, $(\alpha\beta)_{ij}$ representa al efecto de interacción en la combinación ij y ε_{ijk} es el error aleatorio que se supone sigue una distribución normal con media cero y varianza constante $\sigma^2(N(0, \sigma^2))$ y son independientes entre sí. Para que la estimación de los parámetros en este modelo sea única, se introducen las restricciones $\sum_{i=1}^a \alpha_i = 0$, $\sum_{j=1}^b \beta_j = 0$ y $\sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^b (\alpha\beta)_{ij} = 0$. Es decir, los efectos dados en el modelo son desviaciones relacionadas con la media global.

3.3.9.2 Modelo estadístico del diseño factorial 2^k

En este tipo de diseño el comportamiento de la respuesta Y puede describirse mediante el modelo de efectos dado por:

$$Y_{ijk} = \mu + \alpha_i + \beta_j + \gamma_k + (\alpha\beta)_{ij} + (\alpha\gamma)_{ik} + (\beta\gamma)_{jk} + (\alpha\beta\gamma)_{ijk} + \varepsilon_{ijk(l)} \quad \text{Ecuación 20}$$

$$i = 1, 2, \dots, a; j = 1, 2, \dots, b; k = 1, 2, \dots, c; l = 1, 2, \dots, n$$

Donde μ es la media general, α_i es el efecto debido al i -ésimo nivel del factor A, β_j es el efecto del nivel j del factor B y γ_k es el efecto del nivel k en el factor C; $(\alpha\beta)_{ij}$, $(\alpha\gamma)_{ik}$ y $(\beta\gamma)_{jk}$ representan efectos de interacción dobles (de dos factores) en los niveles ij , ik , jk , respectivamente, y $(\alpha\beta\gamma)_{ijk}$ es el efecto de interacción triple en la combinación o punto ijk ; $\varepsilon_{ijk(l)}$ representa el error aleatorio en la combinación ijk y l son las repeticiones o réplicas del experimento. Todos los efectos cumplen la restricción de sumar cero, es decir, son desviaciones relacionadas con la media general μ .

3.3.9.3 Diseños factoriales 2^k con punto al centro

Cuando en un diseño factorial 2^k los factores admitan un valor de prueba intermedio, es recomendable implementar un tratamiento adicional formado por la combinación del nivel intermedio o medio de todos los factores. Esta combinación se le conoce como punto central.

Hay dos razones por las que es deseable correr el punto central con cierto número de réplicas. La primera es obtener grados de libertad adicionales para el error de la tabla de ANOVA (cada punto central agrega 1 grado de libertad), es conveniente interpretar tablas de ANOVA con al menos 8 grados de libertad en el error. La segunda razón, dirigida a factores cuantitativos, es que las repeticiones al centro permiten detectar la posible presencia de curvatura en al menos uno de los factores objeto de estudio.

3.3.9.4 Interpretación del diseño experimental

El análisis estadístico de un diseño de experimentos se determina mediante el análisis de varianza (ANOVA), es la técnica central en el análisis de datos experimentales, viene del hecho de que se utilizan cocientes de varianzas para probar hipótesis de igualdad de medias. La idea general de esta técnica es separar la variación total en las partes con las que contribuye cada fuente de variación en el experimento [Gutiérrez y De la Vara, 2008].

El ANOVA descompone la varianza de la respuesta en diversos componentes: uno para cada efecto principal, uno para cada interacción y uno para el error experimental.

Una tabla de ANOVA suele mostrar los siguientes componentes:

Valor P: El valor-p asociado al probar la hipótesis nula de que el efecto no está presente. Un valor-p menor que un nivel crítico (como un 0.05 si está operando el nivel de significancia del 95%) indica que el correspondiente efecto es estadísticamente significativo a un nivel de significancia.

Suma de Cuadrados: Este mide el incremento sobre la varianza del error experimental, si cada término fuera eliminado por separado del modelo. La suma de cuadrados totales para el error también se incluye, donde

$$SC_{\text{error}} = \sum_{i=1}^n e_i^2 = \sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y}_i)^2 \quad \text{Ecuación 21}$$

Donde e_i es el i -ésimo residual, que mide la diferencia entre la respuesta observada para la corrida i y el valor predicho por la estimación del modelo.

R-Cuadrada: El porcentaje de la variabilidad en la variable respuesta que ha sido considerado por el modelo estimado, calculado por:

$$R^2 = 100 \left(1 - \frac{SC_{\text{error}}}{SC_{\text{total}}} \right) \times 100 \quad \text{Ecuación 22}$$

El intervalo del R-cuadrado va de 0% al 100% y mide que tan bien el modelo estimado explica los datos observados de la respuesta, por lo que son deseables valores próximos a 100. En general, para fines de predicción se recomienda un coeficiente de determinación de al menos 70% [Gutiérrez & De la Vara, 2008].

Grados de libertad (gl): Los grados de libertad asociados con cada término.

Cuadrados Medios: El cuadrado medio asociado con cada término, obtenido por dividir la suma de cuadrados asociadas entre sus grados de libertad. El cuadrado medio del error (CME) estima la varianza del error experimental:

$$s^2 = CME = \frac{SQ_{error}}{gl_{error}} \quad \text{Ecuación 23}$$

Cociente-F: Un cociente F el cual divide el cuadrado medio de un efecto por el cuadrado medio del error:

$$F = \frac{CM_{efecto}}{CME} \quad \text{Ecuación 24}$$

El cociente F es utilizado para determinar la significancia estadística de cada efecto.

CAPITULO 4 METODOLOGÍA

4.1 Descripción general

La metodología seguida en este trabajo se dividió en dos partes, una enfocada a evaluar la eficiencia del sistema EC-MF, y la otra al sistema de CQ-MF, con el objetivo de comparar técnica y económicamente los dos sistemas.

En una primera etapa se decidió trabajar con el proceso de CQ-MF, en este proceso se realizaron pruebas variando la dosis de cloruro férrico (FeCl_3) y el pH de operación del sistema, para encontrar las mejores condiciones de operación con las cuales se logre la mayor remoción de arsénico contenido en el agua a través del proceso de MF.

En una segunda etapa se llevaron a cabo pruebas con el proceso de EC-MF, en donde se trabajó con las mejores condiciones encontradas (dosis de hierro y pH) en el proceso de CQ-MF. Se decidió utilizar un diseño factorial 2^2 , tomando como variables a analizar el espaciamiento entre electrodos y el Gt de mezcla en el reactor, para encontrar las condiciones de operación con los cuales se logre la mayor remoción de arsénico contenido en el agua a través del proceso de MF. Para esto se estableció un diseño de experimentos planteando las variables importantes a analizar y que se pueden controlar, así como los factores de respuesta más convenientes a medir.

En el caso de la EC, los factores susceptibles de ser analizados se obtuvieron de las experiencias en trabajos hechos anteriormente en este tema [Martín *et al.*, 2006; García Espinoza, 2010] y en la teoría básica de CQ. De acuerdo con las observaciones realizadas en los trabajos mencionados, un mayor espaciamiento entre los electrodos de un reactor de electrocoagulación implica la aplicación de un mayor voltaje debido al aumento de la resistencia al paso de la corriente; sin embargo, un espaciamiento muy reducido provoca un mayor taponamiento del reactor causado por los depósitos que se adhieren a los electrodos, los cuales también pueden ocasionar pasivación de los mismos. Ambas situaciones aumentan el consumo de energía eléctrica y por ende los costos de operación. Por otro lado, el desempeño de los sistemas de coagulación-microfiltración tiene una correlación directa con la estructura del floculo, siendo el gradiente y la dosis de coagulante los factores principales de los cuales dependerá el tamaño y la resistencia de éste.

De manera esquematizada las etapas desarrolladas se presentan en la Figura 4.1:

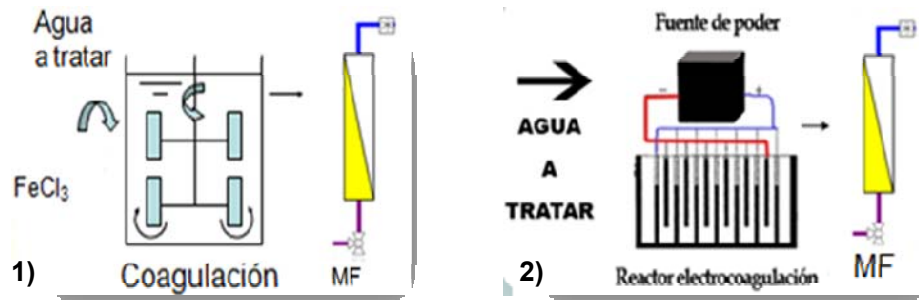


Figura 4.1. Etapas a desarrollar. 1) CQ+MF, 2) EC+MF

Las pruebas experimentales se realizaron en las instalaciones del laboratorio de Potabilización pertenecientes al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA).

4.2 Soluciones acuosas de arsénico a tratar

Las soluciones acuosas de arsénico a tratar se prepararon mediante la disolución de arsenato de sodio dibásico heptahidratado, $\text{Na}_2\text{HAsO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ grado ACS, en agua de la línea de distribución del IMTA que proviene de un pozo. Inicialmente los experimentos se realizaron dosificando una concentración de arsénico de $100 \mu\text{g L}^{-1}$, la cual representa adecuadamente las concentraciones encontradas en fuentes de abastecimiento de agua potable en México. Para las pruebas de EC se adicionaba además hipoclorito de sodio comercial, con el propósito de oxidar el Fe^{+2} que se dosifica a través del proceso electroquímico a Fe^{+3} , incrementando la eficiencia del proceso.

4.3 Muestreo

Las muestras se extrajeron en cada uno de los experimentos para su análisis posterior, en los siguientes sitios:

1. En el agua de alimentación para determinar la concentración de arsénico y de hierro, pH, turbiedad, color, cloro libre y conductividades iniciales.
2. En la salida del reactor de EC o de la etapa de coagulación (mezcla rápida), para determinar pH, turbiedad, color, concentración de hierro y cloro residual.

3. En el efluente de la membrana de microfiltración para evaluar la remoción de hierro y arsénico, así como el pH, la turbiedad, el color, la conductividad y el cloro residual.

4.4 Determinaciones físicas

4.4.1 Análisis de hierro

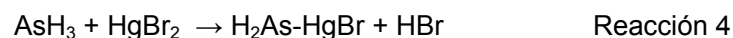
El Hierro total en las muestras es determinado utilizando un espectrofotómetro marca HACH DR/2010 por el método colorimétrico 265 FerroVer (0 - 3 mg L⁻¹).

4.4.2 Análisis de arsénico

La concentración de Arsénico total se midió mediante un método colorimétrico semi-cuantitativo (kit Arsenator marca Wagtech international). Permite determinar concentraciones de arsénico en un intervalo de 2-100 µg L⁻¹. A concentraciones mayores a 100 µg L⁻¹ se realiza por comparación de tonalidad con una carta estándar de colores (100-500 µg L⁻¹).

El equipo utiliza dos reactivos A1 (ácido sulfámico en polvo) y A2 (borohidruro de sodio en tableta); dos filtros de prueba, uno en el frasco con etiqueta negra el cual ésta revestido de bromuro de mercurio y el otro en el frasco con etiqueta roja que contiene un filtro revestido con yoduro de potasio que actúa como depurador y absorbente del exceso de gas arsina liberado en la reacción.

La prueba se realiza en un recipiente de reacción cerrado y el método químico se basa en una variación del método de Gutzeit o el método de manchado del bromuro mercúrico [Ahuja, 2008], que consiste en reducir el As⁵⁺ a As³⁺ con el ácido sulfámico ya que el arsénico presente en la muestra puede encontrarse en estado de oxidación (III) y/o (V) y no puede medirse en su forma soluble; posteriormente, se agrega el borohidruro de sodio generándose la arsina (AsH₃) por acción del hidrógeno proveniente de los compuestos arsenicales [Erickson, 2003]. La arsina reacciona con un papel recubierto de bromuro de mercurio (Br₂Hg) formando productos coloridos de acuerdo a la siguiente reacción:



Este producto tiene un ligero color amarillo y la reacción con el arsénico conduce a la formación de productos color café.

4.4.3 Análisis de cloro

La concentración de cloro libre se determina mediante el método 80 de cloro libre DPD para intervalo bajo ($0 - 2 \text{ mg L}^{-1}$) y el método 88 para intervalo superior ($0 - 5 \text{ mg L}^{-1}$) en un espectrofotómetro de la marca HACH, Modelo DR/2010.

4.4.4 Medición de ΔH

La pérdida de carga hidráulica del reactor de EC se determina mediante las lecturas de ΔH que se obtienen del manómetro de mercurio, convertidas posteriormente a cm de agua como una razón de cambio con respecto a la pérdida de carga inicial sin corriente.

4.4.5 Medición de pH y conductividad

Para la medición de la conductividad se utiliza un conductímetro marca ORION modelo 145, en el caso del pH se utiliza un potenciómetro ORION modelo 420.

El potenciómetro es calibrado utilizando el procedimiento CAPT-08 y el conductímetro utilizando el procedimiento CAPT-09 ambos del manual de control de calidad del laboratorio de Potabilización del IMTA (ver anexo A3 y A4).

4.5 Microfiltración

4.5.1 Montaje experimental

El módulo de MF está compuesto por un recipiente (vaso de precipitado de 100 mL) que tiene la función de recibir el efluente del reactor de electrocoagulación o de la mezcla rápida en el caso de la coagulación química, para de ahí ser alimentado a la membrana, mediante una bomba peristáltica de 6-600 rpm utilizando un flujo de 15 mL min^{-1} (ver Figura 4.3). La presión se monitorea con un manómetro diferencial de mercurio para asegurar que no se sobrepase la presión máxima de operación de 20 kPa (dato proporcionado por el fabricante PALL Corporation).

La membrana de MF tiene un área efectiva de 0.02 m^2 compuesta por fibras de fluoruro de polivinilideno (PVDF) con tamaño de poro de $0.1 \mu\text{m}$ (especificaciones del módulo de MF en la Tabla 4.1), finalmente un recipiente a la salida de la membrana de MF permite recolectar el flujo de permeado y realizar los análisis correspondientes. En este estudio se trabaja con un sistema de Microfiltración con una configuración de fibra hueca, este tipo de arreglo se ha reportado que es operado a velocidades bajas y no soporta

presiones altas. Las presiones de trabajo de un sistema de microfiltración van de 20 a 275 kPa [Romero, 2006]. Para el caso de un arreglo de fibra hueca la presión se reduce de 20 a 100 kPa [Metcalf y Eddy, 2003].

Tabla 4.1. Especificaciones del módulo de MF

Parámetro	Valor
Diámetro interior fibra	0.7 mm
Diámetro exterior de la membrana	1.3 mm
Tamaño de poro nominal	0.1 μm
Área de filtración total	0.02 m ²
Longitud del módulo	102 mm
Material de la membrana	PVDF
Material encapsulación	Resina Epoxy
Temperatura máxima	50°C
Intervalo de pH	2-10

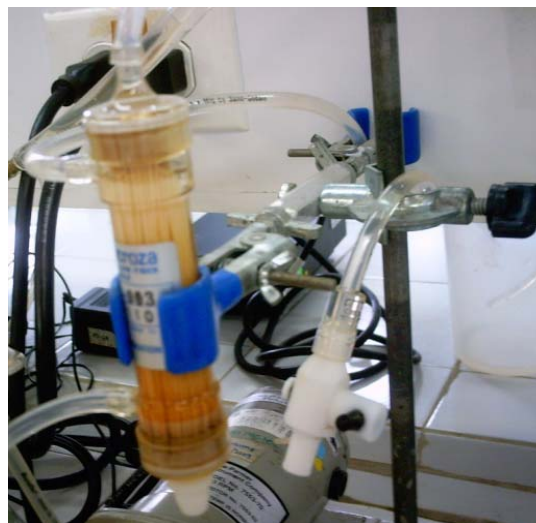


Figura 4.2. Membrana de MF

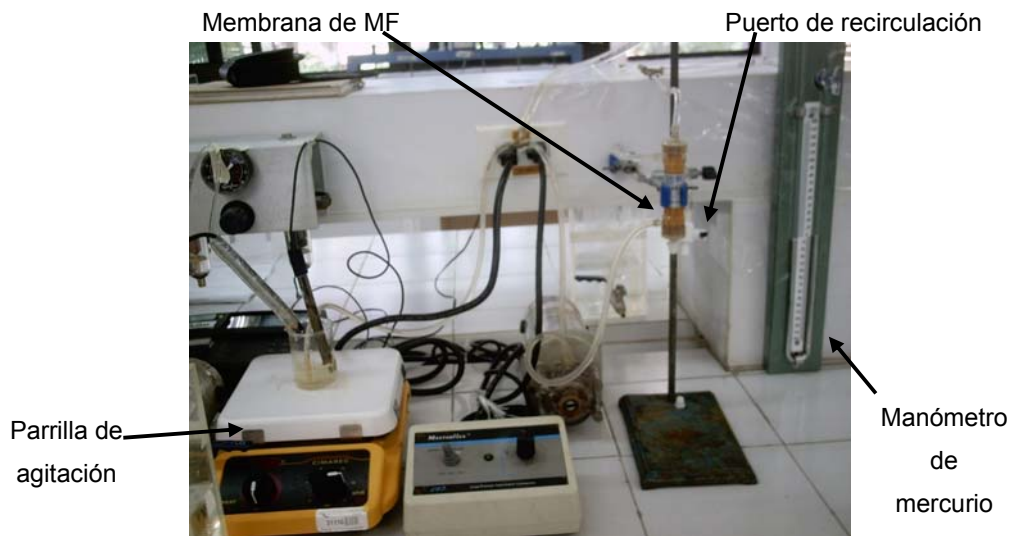


Figura 4.3. Montaje experimental del módulo de MF

4.5.2 Descripción de las pruebas con MF

Para evaluar el proceso se hace circular el efluente del reactor de EC o de mezcla rápida en el caso de CQ por la membrana de MF durante un periodo de 3 h, con un flujo constante de 0.9 L h^{-1} , lo que genera una tasa de filtración de membrana de $45 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$.

Esta tasa cumple con lo establecido en la literatura en el caso de utilizar una membrana de MF de fibra hueca de PVDF donde se aplican tasas de filtración de membrana de $17\text{-}66 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ [Metcalf y Eddy, 2003].

En cada uno de los experimentos se monitoreo el valor de la Presión Transmembrana (PTM) en el tratamiento del lote de agua, las pruebas finalizaban por el tratamiento del volumen total considerado (en las 3 h de operación), o una vez alcanzada la PTM máxima (20 kPa). El indicador para detener el proceso es la reducción del flujo (J_p), y/o el aumento brusco de la PTM, requiriendo entonces limpieza de la membrana.

Las variables de respuesta en este estudio son:

1. Remoción de hierro del efluente de MF (FeR%)
2. Remoción de arsénico del efluente de MF (AsR%)
3. Presión Transmembrana

4. Selectividad de la membrana de MF: Se establece a través de la calidad del agua obtenida, en la que además de medir los parámetros ya mencionados, se encuentra el factor de selectividad F_s referido a la relación de concentraciones del componente a separar ($F_s = C_p/C_f$), donde C_p y C_f corresponden, a las concentraciones de arsénico en los flujos de permeado y alimentación a la membrana, respectivamente. A partir de este cálculo se puede evaluar el porcentaje de retención [%R= (1- F_s)*100].
5. Productividad de la membrana de MF: Se expresa mediante los cambios presentados en el flux de permeado (J_p), por el efecto de la variación de la PTM y se calcula midiendo el volumen de permeado de MF cada determinado tiempo para una PTM dada.
6. Tiempo de operación del módulo de MF: Es referido al tiempo en el cual el flux de permeado alcanza su valor máximo y permanece constante. El final de la operación se presenta cuando la membrana se obstruye.

4.5.3 Limpieza de la membrana

Para darle un lavado previo a la membrana (procedimiento proporcionado por el fabricante PALL), se hace circular un litro de agua desionizada y filtrada a 0.45 micras, a un flujo de 30 mL min^{-1} , teniendo el puerto de recirculación abierto.

Posteriormente, se da un lavado químico con ácido cítrico al 2% durante 2 h, aplicando un flujo de 15 mL min^{-1} y se enjuaga nuevamente con agua desionizada.

Finalmente, se da un lavado químico con ácido clorhídrico al 1% durante un periodo de 2 h utilizando un flujo de 15 mL min^{-1} , se enjuaga nuevamente con agua desionizada.

Para verificar la correcta regeneración de la membrana, se hace circular 200 mL de agua desionizada empleando un flujo de 30 mL min^{-1} , verificando que la presión transmembrana (PTM) no sea mayor al 10% de la obtenida antes de realizar la prueba.

4.6 Coagulación química-Microfiltración

4.6.1 Montaje experimental

Los equipos utilizados para llevar a cabo las pruebas con CQ se presentan en la Figura 4.4. El agua a tratar con la concentración de arsénico requerida (3 L para cada prueba) se preparaba en el recipiente 1. La solución de FeCl_3 (3 L, en una concentración de 2, 3 y 4 mgL^{-1} según la prueba a realizar) se disponía en el recipiente 2, en este caso se utilizó cloruro férrico con una pureza del 40%. Se utilizaron dos bombas peristálticas de 6-600 rpm cada una. Con la primera de ellas se transfiere el agua sintética del recipiente 1 a un vaso de precipitado (3) de 100 mL, la segunda bomba adicionaba la solución del coagulante del recipiente 2 al vaso (3), de esta manera se realizaba el proceso de coagulación. El vaso 3 se colocó sobre una parrilla de agitación marca Cimarec, modelo SP131325, con la mayor agitación posible para llevar a cabo la mezcla rápida (300 rpm). Para posteriormente con una tercera bomba peristáltica enviar el efluente del vaso 3 a la membrana de MF proceso descrito en la Sección 4.5.1 y 4.5.2.

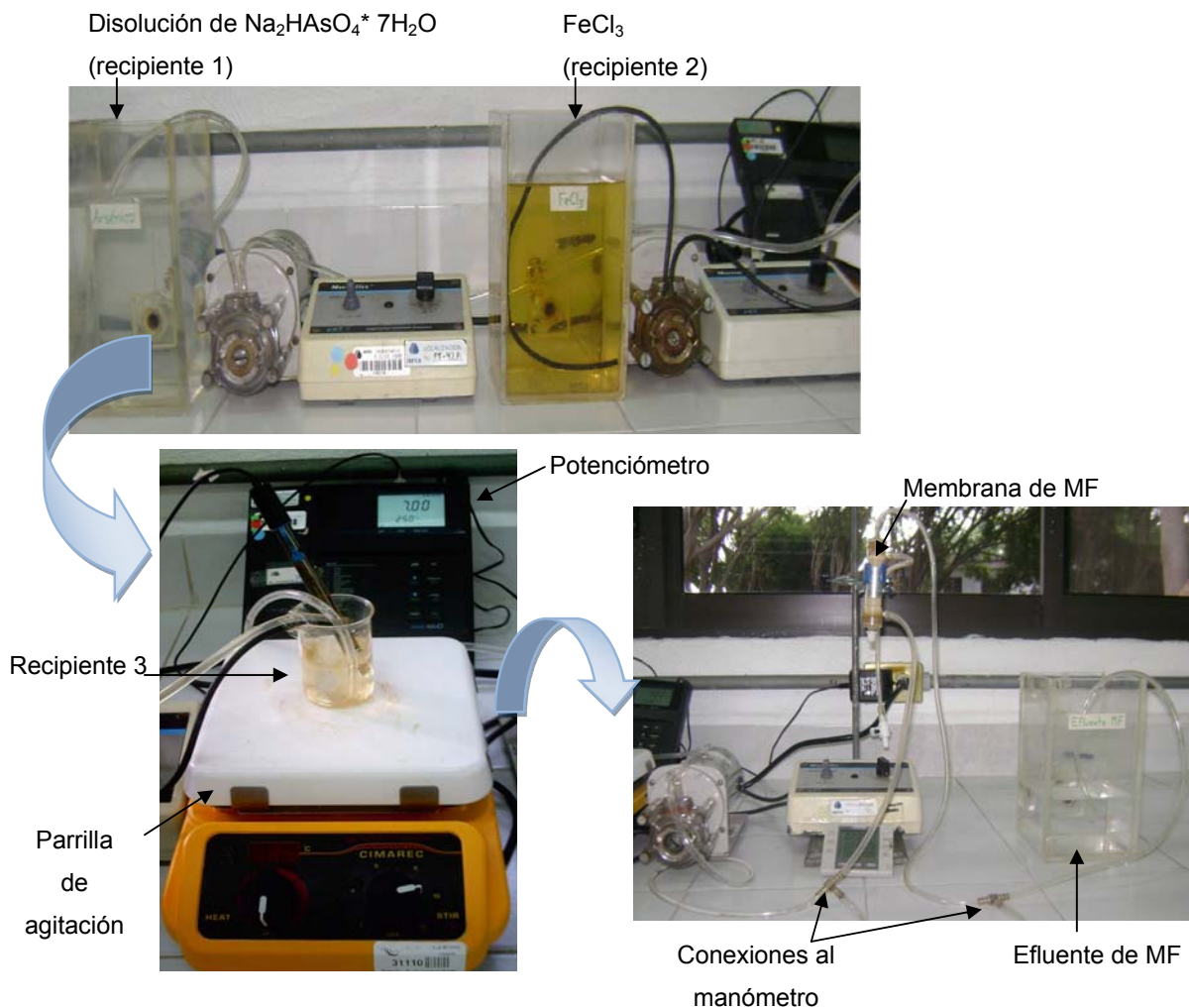


Figura 4.4. Equipo utilizado para la CQ-MF

4.6.2 Descripción de las pruebas de CQ

Uno de los objetivos planteados en este trabajo de investigación es comparar la eficiencia de un proceso de EC-MF, contra un proceso de CQ-MF. Para cumplir con este objetivo fue necesario encontrar las condiciones de operación del proceso de CQ-MF en las cuales se lograra alcanzar la mayor remoción de arsénico contenido en el agua, para posteriormente evaluar el costo de ambas tecnologías.

Para encontrar la dosis de hierro necesaria para la remoción de arsénico mediante coagulación química, se utilizó $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ grado ACS con una pureza del 40%. El agua con arsénico usada en el experimento se preparó como se describe en la sección **Error! No se encuentra el origen de la referencia.**

Las pruebas de coagulación fueron realizadas a diferentes valores de pH: 6.6, 6.8, 7.0, 7.2 y 7.4 para las dosis de 3 y 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} . Para la dosis de 2 mg L^{-1} de Fe^{+3} se varió el intervalo de pH en: 6.2, 6.4, 6.6, 6.8 y 7.0. El ajuste de pH se realizó con soluciones de NaOH 0.5 N o HCl 0.1N, en los recipientes 1 y 2. Los valores de dosis y el pH son los comúnmente utilizados para la remoción de arsénico de acuerdo a estudios presentados por Bagga *et al.* (2008), Martín *et al.* (2006), Chwirka *et al.* (2004) y Ghurye *et al.* (2004). Los valores de pH fueron seleccionados tomando en consideración el criterio de optimizar la remoción de arsénico a un $\text{pH} \leq 7.3$, esta disminución del pH aumentará la fracción de los sitios activos de adsorción de los hidróxidos obtenidos [Ghurye *et al.*, 2004].

Se utilizó el equipo descrito en la sección 4.6.1 para la mezcla rápida, operando a una velocidad de agitación cercana a 300 rpm ($G=600 \text{ s}^{-1}$) durante 15 seg. Se decidió manejar este tiempo de mezcla rápida de acuerdo a los trabajos citados en los que el tiempo de retención varió en el intervalo de 10-20 seg, obteniendo un Gt cercano a 10,000 para lograr una buena coagulación por adsorción.

Las pruebas fueron realizadas con las condiciones mostradas en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Condiciones de operación de la mezcla rápida en la CQ.

Dosis Fe^{+3} (mg L^{-1})	pH				
2	7.0	6.8	6.6	6.4	6.2
3	7.4	7.2	7.0	6.8	6.6

De la mezcla rápida el agua pasaba de manera directa a la etapa de MF para continuar el proceso en línea, el cual fue operado durante 3 h, tomando muestras a partir de la primera hora cada 30 min, para llevar a cabo los análisis citados en la sección 4.3.

En la sección 4.5.2 se describe a detalle el procedimiento a seguir en las pruebas de MF.

4.7 Electrocoagulación-Microfiltración

A continuación se describe el desarrollo de las pruebas realizadas para el proceso de EC-MF con la adición de cloro.

4.7.1 Montaje experimental

En este estudio se utilizaron tres reactores de EC de mezcla hidráulica y a flujo pistón, contruidos de acrílico transparente con una configuración rectangular, dentro del cual van colocados los electrodos fabricados de hierro comercial (acero 1045); esta configuración hidráulica disminuye los problemas de zonas muertas y cortos circuitos (ver Figura 4.5). Cuanto mayor sea el número de compartimientos, menores serán los cortocircuitos del agua y el flujo a medida que va pasando va recibiendo su inyección de coagulante [Martín *et al.*, 2006].

Por su configuración, los reactores permiten pérdidas de carga hidráulica altas y por lo tanto gradientes de velocidad elevados en el mezclado.

Las características de cada reactor se presentan en la Tabla 4.3:



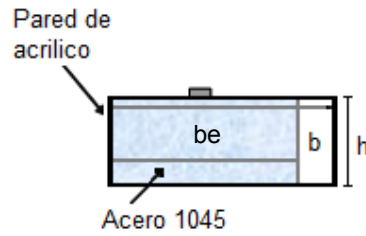


Figura 4.5. Unidad de electrocoagulación a flujo pistón

Tabla 4.3. Características de los reactores de electrocoagulación.

Características	Separación entre placas (cm)		
	0.4	0.6	0.8
Número de pares de electrodos (Ne)	16	16	16
Espacio entre electrodos (a) cm	0.47	0.60	0.79
Espesor electrodos (e) cm	0.48	0.48	0.48
Ancho de cada electrodo (be) cm	4	4	4
Altura de cada electrodo (ae) cm	2.50	2.50	2.50
Ancho celda (b) cm	4.32	4.35	4.38
Distancia entre el primer y el último electrodo (L) cm	27.68	34	39.83
Longitud total del reactor (Lt) cm	28.80	35.40	42
Área total de electrodos cm ²	310.37	310.37	310.37

La corriente que se hace pasar entre los electrodos es calculada de acuerdo a la Ley de Faraday, en función del flujo de agua a tratar y de la dosis de hierro seleccionado. Esto se realiza llevando a cabo el siguiente balance de masa:

$$\text{Entrada} + \text{Producción} = \text{Salida}$$

$$QC_0 + \frac{dm}{dt} = QC_S \quad \text{Ecuación 25}$$

Donde:

C_S = Concentración de hierro a la salida del reactor (mol L^{-1})

C_0 = Concentración inicial de hierro (mol L^{-1})

Q = Gasto de agua a tratar (L s^{-1})

$\frac{dm}{dt}$ = Variación del ión Fe^{+2} en la reacción electroquímica con respecto al tiempo, la cual

se puede calcular mediante:

$$\frac{dm}{dt} \approx \frac{\Delta m}{\Delta t} \approx \frac{Q-m}{Q-t} = \frac{m}{t} \quad \text{Ecuación 26}$$

De la Ley de Faraday, se tiene que:

$$\frac{dm}{dt} = \frac{I}{nF} \quad \text{Ecuación 27}$$

Sustituyendo la ecuación 28 en la ecuación 26:

$$QC_0 + \frac{I}{nF} = QC_S \quad \text{Ecuación 28}$$

Despreciando la concentración de hierro a la entrada del reactor:

$$C_S = C_0 + \frac{I}{QnF} \quad \text{Ecuación 29}$$

Finalmente, la ecuación para calcular la concentración del hierro a la salida, considerando el número de electrones intercambiados ($n = 2$ para electrodos de hierro), depende de la corriente aplicada y del flujo de agua a tratar.

$$C_S = \frac{I}{QnF} \quad \text{Ecuación 30}$$

El análisis dimensional de la ecuación 30 es el siguiente:

$$C_S = \frac{\frac{\text{Coulomb}}{\text{s}}}{\text{L} \left(\frac{\text{Coulomb}}{\text{mol}} \right)} = \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

El equipo utilizado para fijar la corriente deseada es una fuente de poder Sorensen, modelo DLM 40-15, con control de 0-40 V y 0-15 A, y la bomba de alimentación de agua al sistema es modelo Siemens de 0.75 HP (ver Figura 4.6). Los tinacos donde se prepara el agua con arsenato de sodio dibásico heptahidratado tienen una capacidad de 1100 L, 450 L y 200 L.

El reactor cuenta con un sistema de purga conformado por conexiones de mangueras y válvulas que facilitan la eliminación del aire y del gas que se forma durante el fenómeno electroquímico permitiendo que se pueda medir correctamente la diferencia de altura (ΔH) en el manómetro.

El manómetro está construido con tubo capilar de acrílico en forma de U soportado sobre una tabla de madera de 1.5 m x 0.4 m, utilizando mercurio como líquido de lectura (ver Figura 4.6).

En la sección 4.5.2 se describe a detalle el procedimiento a seguir en la MF.

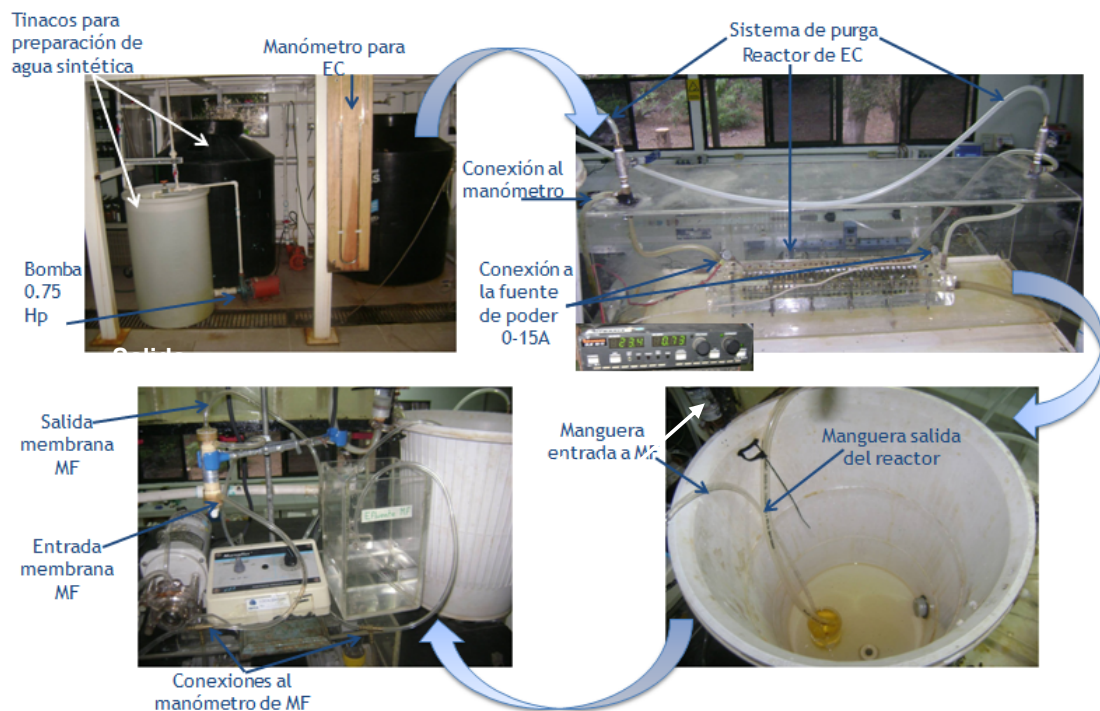


Figura 4.6. Equipo utilizado para la EC-MF

4.7.2 Lavado químico del reactor

Para asegurar que los electrodos se encuentren libres de depósitos, entre cada prueba se efectúa un lavado químico del reactor, utilizando una solución en volumen de HCl al 5% durante 8 min (4 min en cada dirección del flujo) [Martín *et al.*, 2006]. Para el lavado se utilizó una bomba peristáltica operando a 2 L min^{-1} , permitiendo recircular el ácido y enjuagando posteriormente con agua limpia el reactor sin tener que desmontarlo.

4.7.3 Descripción de las pruebas con EC

Para el estudio del proceso de EC seguido de la MF, se decidió trabajar con los mejores valores de pH y dosis de Fe encontrados en el proceso de CQ y utilizar un diseño factorial 2^2 (2 factores en dos niveles cada uno) para evaluar el efecto del Gt y del espaciamiento entre electrodos en la eficiencia del proceso (ver Tabla 4.4). Debido a que se conoce que los factores que afectan la remoción de arsénico es la dosis de coagulante y el pH de la solución, pero no se tiene reportado si el Gt y el espaciamiento entre electrodos presentan un efecto en la remoción de arsénico para el proceso de EC-MF.

Este diseño experimental consta de $2 \times 2 = 4$ pruebas experimentales, con cuatro repeticiones en el punto central como herramienta para cumplir con los objetivos planteados.

Las variables se seleccionaron considerando que son las principales que influyen en la estructura del flóculo y, por ende, en la remoción del arsénico contenido en el agua [Martín *et al.*, 2008].

Tabla 4.4. Factores y niveles del experimento de las pruebas de EC.

Factor	Alto (+)	Bajo(-)
Gt	9,000	4,000
Espaciamiento entre electrodos (a)	0.8 cm	0.4 cm

Los límites de los factores se eligieron tomando en consideración lo establecido en la literatura donde se varia el gradiente en un intervalo de $500-5000 \text{ s}^{-1}$ [Ghurye *et al.*, 2004], para llevar a cabo una coagulación por adsorción-neutralización, con tiempos entre 1 y 5 s y Gt cercanos a 10,000 para lograr una buena coagulación por adsorción.

En estudios descritos por Martín (2008), se observó que el Gt es el parámetro que presentó una mayor incidencia en la eficiencia de remoción de arsénico para el proceso de EC, en base a esta aseveración se decidió trabajar con la variación del Gt.

De igual manera se observó en estudios anteriores por Martín (2006), que la adición de cloro al agua que entra al reactor de electrocoagulación mejora la remoción de los flóculos de hierro formados durante el proceso de tratamiento, y a su vez del arsénico,

por lo tanto la realización de este diseño se llevó a cabo mediante la adición de cloro libre de 4-4.5 mg L⁻¹, con esta concentración se obtiene un cloro residual menor a 1.5 mg L⁻¹ cumpliendo con la NOM-127-SSA1-1994.

La combinación de los factores de cada experimento se muestra en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Combinación de los factores y niveles del diseño de experimentos de EC.

Número de experimento	Gt		Espaciamiento entre electrodos (cm)	
	1	+	9,000	-
2	Centro	6,500	Centro	0.6
3	+	9,000	+	0.8
4	Centro	6,500	Centro	0.6
5	-	4,000	+	0.8
6	Centro	6,500	Centro	0.6
7	-	4,000	-	0.4
8	Centro	6,500	Centro	0.6

Las condiciones necesarias para llevar a cabo el diseño experimental se muestran en la Tabla 4.6:

Tabla 4.6. Condiciones de operación del diseño de experimentos de EC.

# de experimento	Caudal de entrada reactor (L min ⁻¹)	Corriente suministrada al reactor (A) Ec. 31	Concentración de Fe ⁺² (mg L ⁻¹) Ec. 31	Tiempo dentro del reactor (s) Ec. 10	Gt	Espacio entre electrodos (cm)	Dosis de cloro (mg L ⁻¹)
1	6.4	1.6	4	1.48	9,000	0.4	4-4.5
2	1.8	0.45	4	7.07	6,500	0.6	4-4.5
3	4.78	1.13	4	3.41	9,000	0.8	4-4.5
4	1.8	0.45	4	7.07	6,500	0.6	4-4.5
5	0.98	0.26	4	17.4	4,000	0.8	4-4.5
6	1.8	0.45	4	7.07	6,500	0.6	4-4.5
7	1	0.25	4	9.48	4,000	0.4	4-4.5
8	1.8	0.45	4	7.07	6,500	0.6	4-4.5

Se comenzó a procesar el agua del efluente de EC por la etapa de MF a partir de los 10 min de haber iniciado el paso de la corriente eléctrica, debido a que es el tiempo en el que el sistema se estabiliza y alcanza la mayor producción del coagulante de acuerdo con la correlación de la ley de Faraday [Martín *et al.*, 2006]. Cada uno de los experimentos de este diseño duró 3 h, tomando muestras cada 30 min para llevar a cabo los análisis citados en la sección 4.3.

Los resultados obtenidos en las pruebas experimentales se analizaron mediante el paquete de cómputo estadístico STATGRAPHICS Centurión XV Versión 15.2.06, del cual se obtienen análisis de varianza, gráficas de efectos principales, diagramas de Pareto y gráficos de superficie de respuesta.

En la sección 4.5.2 se describe a detalle el procedimiento a seguir en el proceso de MF.

4.8 Soluciones acuosas de arsénico a tratar de 200 y 300 $\mu\text{g L}^{-1}$

Una vez que se obtuvieron las mejores condiciones de operación en los procesos de CQ-MF y EC-MF, para la remoción de 100 $\mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico, se decidió experimentar con una concentración inicial de arsénico 2 y 3 veces mayor que la utilizada en la etapa anterior, esto fue con la finalidad de determinar la máxima concentración de arsénico que pudiera ser removida con la misma dosis de hierro.

De manera similar, el efluente del proceso de mezcla rápida en el caso de la coagulación química, así como el efluente generado por el reactor de electrocoagulación, se alimentan a la membrana de MF durante un tiempo de operación de 3 h, tomando muestras a partir de la primera hora de operación cada 30 min, para posteriormente llevar a cabo los análisis correspondientes citados en la sección 4.3.

4.9 Evaluación del punto de fuga de la membrana de MF

Para poder cumplir el objetivo planteado de conocer las condiciones de operación en las cuales se presenta el punto de fuga de la membrana de MF ($\text{As} \geq 10 \mu\text{g L}^{-1}$), se decidió realizar una prueba que consistiera en trabajar con las mejores condiciones encontradas para CQ-MF así como para EC-MF, con las cuales se obtuviera la mayor remoción de arsénico, pero trabajando durante un tiempo de operación superior a las 3 h.

El tiempo en el cual se decidió interrumpir la prueba fue determinado por alguno de los siguientes parámetros:

1. Una disminución de un 20% en el volumen de permeado [AWWA, 1999].
2. Al presentar un aumento significativo en la presión transmembrana (PTM), cuidando siempre de no sobrepasar la PTM máxima de operación del equipo (3 psi, dato proporcionado por el fabricante PALL-Corporation).
3. Concentración del arsénico en el agua tratada superior a $25 \mu\text{g L}^{-1}$ [NOM-127-SSA1-1994].

Para la evaluación de la prueba se llevaron a cabo los análisis citados en la sección 4.3, cada uno de los parámetros fue analizado primero cada hora durante las primeras 10 h de operación y, posteriormente, cada dos horas hasta encontrar el punto de fuga de la membrana de MF.

4.10 Costos de operación para el proceso de EC-MF y CQ-MF

La Tabla 4.7 presenta los conceptos que fueron considerados para la determinación del costo de operación en los procesos de EC-MF y CQ-MF.

Tabla 4.7. Conceptos utilizados en la determinación del costo de operación

EC-MF	CQ-MF
Consumo de energía	Consumo de energía
Consumo de cloro	Consumo de cloro
Consumo de electrodos	Consumo de coagulante
Consumo ácido (limpieza membranas)	Consumo de NaOH (ajuste pH)
Consumo sosa (limpieza membranas)	Consumo ácido (limpieza membranas)
Sustitución membranas	Consumo sosa (limpieza membranas)
Consumo polímero (lodos)	Sustitución membranas
Mano de obra requerida	Consumo polímero (lodos)
	Mano de obra requerida

4.10.1 Determinación del costo de energía

Para determinar el costo de energía en el proceso de **electrocoagulación** fueron considerados la potencia hidráulica disipada en el reactor (P_r) así como la potencia eléctrica (P_e). El costo de energía eléctrica (C_e) se calculó con la tarifa 6 de la CFE para el año 2010, ya que la tarifa varía cada mes se consideró el promedio aritmético anual. Determinando el costo de energía mediante la ecuación 31:

$$\text{Costo de energía de EC} \left(\frac{\$}{\text{m}^3} \right) = \frac{[P_r + P_e] \cdot C_e \cdot 0.75 \cdot \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right)}{Q \cdot \left(\frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \right) \cdot \left(\frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} \right)} \quad \text{Ecuación 31}$$

Donde:

P_r = Potencia hidráulica en el reactor (kWh d^{-1});

P_e = Potencia eléctrica (kWh d^{-1});

C_e = Costo de energía eléctrica ($\$1.363 \text{ Peso.kWh}^{-1}$);

0.75= Ajuste debido a la eficiencia energética de los motores (%);

Q = Caudal (L min^{-1}).

El análisis dimensional de la ecuación 31 es el siguiente:

$$\text{Costo de energía de EC} = \frac{(\text{kWh d}^{-1}) \cdot \left(\frac{\$}{\text{kWh}} \right) \cdot \left(\frac{\text{L}}{\text{m}^3} \right)}{\left(\frac{\text{L}}{\text{min}} \right) \cdot \left(\frac{\text{min}}{\text{h}} \right) \cdot \left(\frac{\text{h}}{\text{d}} \right)} = \frac{\$}{\text{m}^3}$$

La **potencia hidráulica** en el reactor es calculada mediante la ecuación 32:

$$P_r = (G^2 \cdot \mu \cdot V_t) \cdot \frac{\left(\frac{86400 \text{ s}}{\text{d}} \right)}{3.6 \times 10^6 \frac{\text{J}}{\text{kWh}}} \quad \text{Ecuación 32}$$

Donde:

G = Gradiente (s^{-1});

μ = Viscosidad dinámica ($\text{kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$);

V_t = Volumen de líquido entre los electrodos (m^3).

El análisis dimensional de la ecuación 32 es el siguiente:

$$R_p = [(s^{-2}) \cdot (kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}) \cdot (m^3)] \cdot \frac{\frac{s}{d}}{\frac{kWh}{d}} = \frac{(\frac{L}{s}) \cdot (\frac{s}{d})}{\frac{kWh}{d}} = \frac{kWh}{d}$$

La **potencia eléctrica** en el reactor es el producto de la corriente (I) por el voltaje (V) suministrado al reactor de EC, calculada mediante la ecuación 33:

$$P_e = \frac{I \cdot V \cdot (86400 \frac{s}{d})}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad \text{Ecuación 33}$$

Donde:

I= Corriente (C s⁻¹);

V= Voltaje (J C⁻¹).

El análisis dimensional de la ecuación 33 es el siguiente:

$$P_e = \frac{(\frac{L}{s}) \cdot (\frac{s}{d})}{\frac{kWh}{d}} = \frac{kWh}{d}$$

Para determinar el costo de energía en el proceso de **coagulación química** se consideró la potencia hidráulica disipada en la mezcla rápida (P_m). En el caso del costo de energía eléctrica (C_e) se consideró el promedio aritmético de la tarifa 6 para el año 2010, publicada en el portal electrónico de la CFE. Determinando el costo de energía mediante la ecuación 34:

$$\text{Costo de energía de CQ} \left(\frac{\$}{m^3} \right) = \frac{P_m \cdot C_e \cdot 0.75 \cdot \left(\frac{1000 L}{1 m^3} \right)}{Q \cdot \left(\frac{60 \text{ min}}{1 h} \right) \cdot \left(\frac{24 h}{1 d} \right)} \quad \text{Ecuación 34}$$

Donde:

P_m= Potencia hidráulica disipada en la mezcla rápida (kWh d⁻¹);

C_e= Costo de energía eléctrica (\$1.363 Peso.kWh⁻¹);

0.75= Ajuste debido a la eficiencia energética de los motores (%);

Q= Caudal (L min⁻¹).

El análisis dimensional de la ecuación 34 es el siguiente:

$$\text{Costo de energía de CQ} = \frac{(\text{kWh } d^{-1}) \cdot \left(\frac{\$}{\text{kWh}}\right) \cdot \left(\frac{L}{m^3}\right)}{\left(\frac{L}{min}\right) \cdot \left(\frac{min}{h}\right) \cdot \left(\frac{h}{d}\right)} = \frac{\$}{m^3}$$

La **potencia hidráulica** en la mezcla rápida es calculada mediante la Ecuación 35:

$$R_p = (G^2 \cdot \mu \cdot T_R \cdot Q) \cdot \frac{\left(86400 \frac{s}{d}\right)}{3.6 \times 10^6 \frac{L}{kWh}} \quad \text{Ecuación 35}$$

Donde:

G= Gradiente (s^{-1});

μ = Viscosidad dinámica ($kg \ m^{-1} \ s^{-1}$);

V_t = Volumen de líquido entre los electrodos (m^3);

T_R = Tiempo de residencia (min);

Q= Caudal ($m^3 \ min^{-1}$).

El análisis dimensional de la ecuación 35 es el siguiente:

$$R_p = \left[(s^{-2}) \cdot (kg \ m^{-1} \ s^{-1}) \cdot (min) \cdot \left(\frac{m^3}{min}\right) \right] \cdot \frac{\frac{s}{d}}{\frac{L}{kWh}} = \frac{\left(\frac{L}{d}\right) \cdot \left(\frac{s}{d}\right)}{\frac{L}{kWh}} = \frac{kWh}{d}$$

La ecuación 36 determina el costo de consumo de energía eléctrica para el proceso de **Microfiltración**.

$$\text{Consumo de energía de MF (\$)} = C_e \cdot V_p \cdot E_e \quad \text{Ecuación 36}$$

Donde:

C_e = Costo de energía eléctrica (\$1.363 Peso.kWh⁻¹);

V_p = Volumen producido (m^3);

E_e = Energía específica (0.2 kWh m^{-3}).

El análisis dimensional de la ecuación 36 es el siguiente:

$$\text{Consumo de energía de MF} = \left(\frac{\$}{kWh}\right) \cdot (m^3) \cdot \left(\frac{kWh}{m^3}\right) = \$$$

La energía específica, es la energía consumida durante el proceso de MF. Fue calculado mediante el volumen de agua producido en función del consumo de energía (señalando

que sólo se trata del consumo de energía del piloto de MF y la potencia nominal de la bomba de transferencia de agua del tinaco al sistema 1/2 HP).

4.10.2 Costo de cloración

En este caso para la dosificación de cloro libre (Cl₂), se utilizó hipoclorito de sodio comercial al 13%, con un precio de \$3.99 por kg + IVA del 16%. El costo fue calculado mediante la ecuación 37.

$$\text{Costo de cloración} \left(\frac{\$}{\text{m}^3} \right) = (Cl_2) \cdot (\text{Costo g } Cl_2) \cdot \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right) \quad \text{Ecuación 37}$$

Donde:

Cl₂= Cloro dosificado (mg/L);

Costo g Cl₂= El costo de cada miligramo de cloro, el cual se obtiene mediante la ecuación 39.

$$\text{Costo de g } Cl_2 \left(\frac{\$}{\text{mg}} \right) = \$Cl_2 \cdot 1.16 \cdot \left(\frac{100 \text{ kg Solución}}{13 \text{ kg } Cl_2} \right) \cdot \left(\frac{1 \text{ kg } Cl_2}{1 \times 10^6 \text{ mg } Cl_2} \right) \quad \text{Ecuación 38}$$

El análisis dimensional de la ecuación 37 y 38 es el siguiente:

$$\text{Costo de cloración} = \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \cdot \left(\frac{\$}{\text{mg}} \right) \cdot \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right) = \frac{\$}{\text{m}^3}$$

$$\text{Costo de g } Cl_2 = \left(\frac{\$}{\text{kg solución}} \right) \cdot \left(\frac{\text{kg Solución}}{\text{kg } Cl_2} \right) \cdot \left(\frac{\text{kg } Cl_2}{\text{mg } Cl_2} \right) = \frac{\$}{\text{mg } Cl_2}$$

4.10.3 Costo de placas de electrodos

Se utilizaron electrodos fabricados en acero 1045 con una pureza del 98.5% y con un costo de \$38.00 por kg + IVA del 16%. La ecuación 39 describe el cálculo del costo de los electrodos. Se consideró que durante el cambio de placas no se aprovecha alrededor del 16% del material.

$$\text{Costo de electrodos} \left(\frac{\$}{\text{m}^3} \right) = \frac{P_{\text{acero}} \cdot F_{\text{M}} \cdot R_{\text{prom}} \cdot 10000}{F_{\text{Fe}} \cdot 1 \times 10^6} \cdot 1.16 \quad \text{Ecuación 39}$$

Donde:

P_{acero}= Costo del acero (\$ kg⁻¹);

Fe P_{prom}= Hierro promedio total producido (mg L⁻¹);

P_{Fe}= Fracción másica de pureza del hierro (0.985).

El análisis dimensional de la ecuación 39 es el siguiente:

$$\text{Costo de electrodos} = \frac{\left(\frac{\$}{\text{kg}}\right) \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}}\right) \left(\frac{\text{L}}{\text{m}^3}\right)}{\frac{\text{mg}}{\text{kg}}} = \frac{\$}{\text{m}^3}$$

4.10.4 Costo de coagulante

Para las pruebas de CQ-MF se utilizó cloruro férrico grado reactivo (40% en peso) con un costo de \$6.19 por kg + IVA del 16%. El costo de coagulante fue calculado mediante la ecuación 40.

$$\text{Costo de FeCl}_3 \left(\frac{\$}{\text{m}^3}\right) = \text{FeP}_{\text{CQprom}} \cdot \$\text{Fe} \cdot 1.16 \quad \text{Ecuación 40}$$

Donde:

FeP_{CQprom}= Hierro promedio total producido en la CQ (mg m⁻³);

\$\$Fe= Costo de cada gramo de hierro (\$ mg-Fe⁻¹), el cual se obtiene mediante la Ecuación 41.

$$\$ \text{Fe} \left(\frac{\$}{\text{mg Fe}}\right) = \$\text{FeCl}_3 \text{ en solución} \cdot \left(\frac{100 \text{ kg Solución}}{40 \text{ kg FeCl}_3}\right) \cdot \left(\frac{160.18 \text{ kg Fe Cl}_3}{88.84 \text{ kg Fe}}\right) \cdot \left(\frac{1 \text{ kg Fe}}{1.1 \cdot 10^6 \text{ mg Fe}}\right) \quad \text{Ec. 41}$$

El análisis dimensional de la ecuación 40 y 41 es el siguiente:

$$\text{Costo de FeCl}_3 = \left(\frac{\text{mg Fe}}{\text{m}^3}\right) \cdot \left(\frac{\$}{\text{mg Fe}}\right) = \frac{\$}{\text{m}^3}$$

$$\$ \text{Fe} = \left(\frac{\$}{\text{kg solución}}\right) \left(\frac{\text{kg Solución}}{\text{kg FeCl}_3}\right) \cdot \left(\frac{\text{kg FeCl}_3}{\text{kg Fe}}\right) \cdot \left(\frac{\text{kg Fe}}{\text{mg Fe}}\right) = \frac{\$}{\text{mg Fe}}$$

4.10.5 Costo de NaOH (ajuste de pH)

Para ajustar el pH se utilizó hidróxido de sodio (NaOH) con un costo de \$ 3.63 por kg + IVA del 16%. El costo de ajuste de pH se calculó mediante la ecuación 42.

$$\text{Costo de NaOH} \left(\frac{\$}{\text{m}^3} \right) = \text{NaOH} \cdot \text{Costo de NaOH} \cdot 1.16 \quad \text{Ecuación 42}$$

Donde:

NaOH= Hidróxido de sodio dosificado (kg m^{-3}).

El análisis dimensional de la ecuación 42 es el siguiente:

$$\text{Costo NaOH} = \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot \left(\frac{\$}{\text{kg}} \right) = \frac{\$}{\text{m}^3}$$

4.10.6 Costo de mano de obra

Uno de los objetivos es proponer una tecnología mayormente automatizable, por lo que se requiere poca mano de obra para la operación de estas plantas. Para ambas tecnologías ya sea CQ-MF o EC-MF se requiere sólo de una persona debido a que todo el proceso es automatizado, su función será la de preparar los reactivos diariamente ya sea para el proceso de CQ (cloruro férrico e hidróxido de sodio) o para el proceso de EC-MF (hipoclorito de sodio e hidróxido de sodio) y una vez al mes la preparación de los químicos para el lavado de las membranas (ácido clorhídrico, sosa y ácido cítrico), así como el de tener el control de los equipos con los que cuente la planta.

CAPITULO 5 RESULTADOS Y SU EVALUACIÓN

5.1 Caracterización del agua utilizada

La Tabla 5. 1 presenta la caracterización del agua utilizada para cada una de las pruebas realizadas en el presente trabajo, la cual fue extraída de la red del IMTA, que se abastece de un pozo.

Tabla 5. 1 Caracterización del agua de la red del IMTA

	Parámetro	Valor	S
Fisicoquímicos	pH	7.2	± 0.14
	Temperatura (°C)	22.43	± 1.37
	Conductividad ($\mu\text{S cm}^{-1}$)	202.9	± 15.66
	SDT (mg L^{-1})	133	± 11.68
	Turbiedad (UTN)	0.78	± 0.14
	Color aparente (UC)	5	± 0.89
	Color real (UC)	0	0
	Aluminio (mg L^{-1})	<0.008	± 0.001
	Arsénico (mg L^{-1})	0.002	± 0.001
	Cloro residual libre (mg L^{-1})	0.17	± 0.15
	Cloruros (mg L^{-1})	7.8	± 0.72
	Dureza Total ($\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)	74.12	± 8.77
	Alcalinidad ($\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)	67.37	± 11.44
	Hierro (mg L^{-1})	0.04	± 0.02
	Fluoruros (mg L^{-1})	0.41	± 0.12
	Manganeso (mg L^{-1})	<0.006	± 0.003
	Nitratos (mg L^{-1})	2.93	± 0.51
	Sulfatos (mg L^{-1})	25.83	± 4.96
	Fosfatos (mg L^{-1})	0.64	± 0.11
Sílice (mg L^{-1})	49.05	± 4.91	

Donde S= Desviación estándar, con un tamaño de muestra (n)= 6.

5.2 Coagulación química - MF

En esta sección se presentan los resultados obtenidos de las pruebas de determinación de pH y dosis óptima de cloruro férrico que se realizaron para tratar el agua sintética a través del proceso de CQ-MF.

5.2.1 Dosis de 2 mg L⁻¹ de Fe⁺³

En la Figura 5.1 *a* se muestran los resultados de la concentración de arsénico residual obtenidos en las pruebas de CQ-MF con pH de 6.2, 6.4, 6.6, 6.8 y 7.0, usando como coagulante cloruro férrico con una dosis de 2 mg L⁻¹ de Fe⁺³. La concentración inicial de arsénico fue de 114 µg L⁻¹.

Estos resultados reflejan que la eficiencia de remoción de arsénico es dependiente del valor de pH del agua. En este caso, valores de pH ácidos de 6.4-6.6 mejoran la remoción del arsénico, cumpliendo con los límites marcados por la NOM-127-SSA1-1994. Un pequeño aumento en el pH repercute en el remanente de arsénico obtenido en la prueba.

La Figura 5.1 *b* presenta las concentraciones residuales de hierro obtenidas en el proceso, como se visualiza, el efluente obtenido con el pH de 6.2 fue el único que sobrepasó los límites de hierro marcados por la NOM-127, por otro lado, el trabajar con un pH en el intervalo de 6.4-7.0 obtuvo remanentes de hierro menores a 0.3 mg L⁻¹.

De manera muy similar fue el comportamiento de los parámetros de turbiedad y color (Figura 5.1 *c* y *d*), en donde se obtuvieron concentraciones menores a lo estipulado por la NOM-127 para los 5 diferentes valores de pH. Cabe aclarar que se obtuvo un incremento de estos parámetros debido al coagulante utilizado para llevar a cabo la CQ, sin embargo, el efluente obtenido a través del proceso de MF permitió cumplir con la NOM.

De acuerdo a estos datos, la mejor condición de operación con una dosis de 2 mg L⁻¹ de Fe⁺³ es a pH de 6.6.

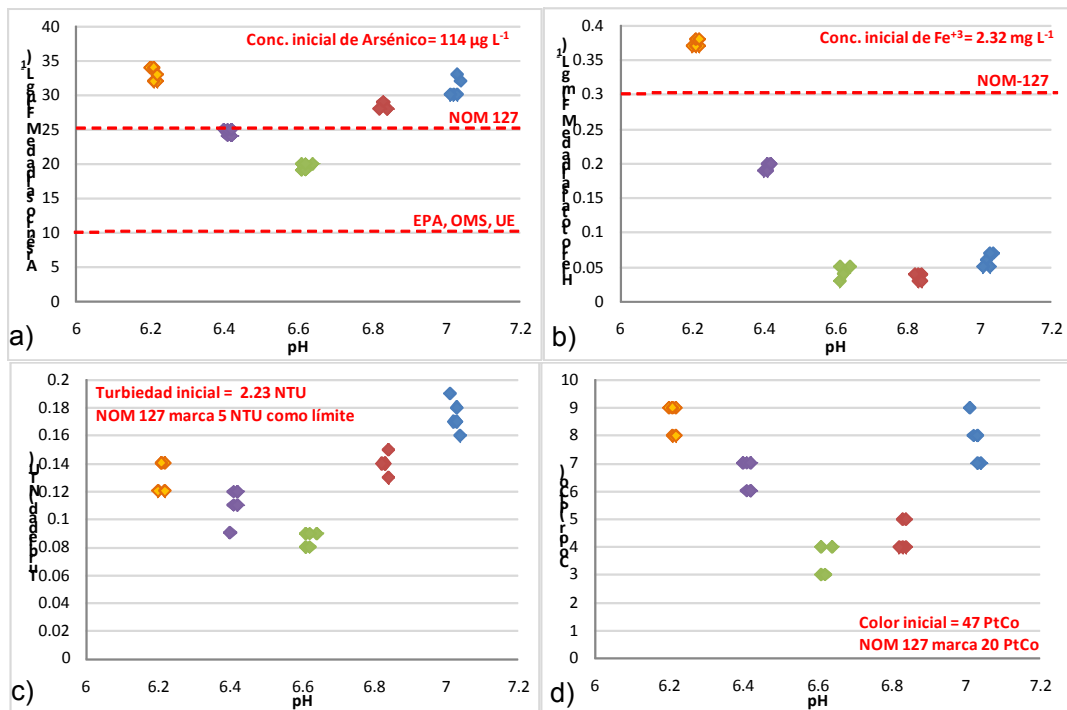


Figura 5. 1. Concentraciones obtenidas del proceso de CQ-MF utilizando una dosis de 2 mg L⁻¹ de Fe⁺³ a) Arsénico; b) Hierro; c) Turbiedad; d) Color.

5.2.2 Dosis de 3 mg L⁻¹ de Fe⁺³

En este caso se trabajó de manera muy similar a la sección 5.2.1, en donde la variante que se tuvo para la dosis de 3 mg L⁻¹ de Fe⁺³ fue el manipular el pH en un intervalo más alcalino de 6.6 a 7.4. Esto debido a que se comenzó con el pH de 6.2 y 6.4, obteniendo concentraciones residuales de arsénico cercanas a los 50 µg L⁻¹ por lo que se decidió trabajar con un pH más alcalino para poder cubrir la curva de comportamiento que muestre las mejores condiciones de operación en el proceso de CQ-MF.

En los resultados mostrados en la Figura 5.2 a y b, se observan las concentraciones residuales de arsénico y de hierro, respectivamente, obtenidas en las pruebas de CQ-MF en los intervalos de pH de 6.6, 6.8, 7.0, 7.2 y 7.4, usando como coagulante cloruro férrico con una dosis de 3 mg L⁻¹ de Fe⁺³. La concentración inicial de arsénico fue de 116 µg L⁻¹.

El trabajar con un pH menor a 7.2 aumenta la fracción de los sitios activos de adsorción de los hidróxidos obtenidos. En el intervalo de pH de 6.6-6.8 el arsénico se encontró debajo de los límites marcados por la NOM-127. Al controlar un pH de 7.0 se obtuvo una

concentración promedio de arsénico de $10 \mu\text{g L}^{-1}$ estando en el límite marcado por los estándares internacionales de la EPA, OMS y UE.

En el caso del hierro, la turbiedad y el color (Figura 5.2 *b*, *c* y *d*), se obtuvieron concentraciones menores a lo estipulado por la NOM-127-SSA1-1994.

De acuerdo a estos datos, la mejor condición de operación con una dosis de 3 mg L^{-1} de Fe^{+3} es a pH de 7.0.

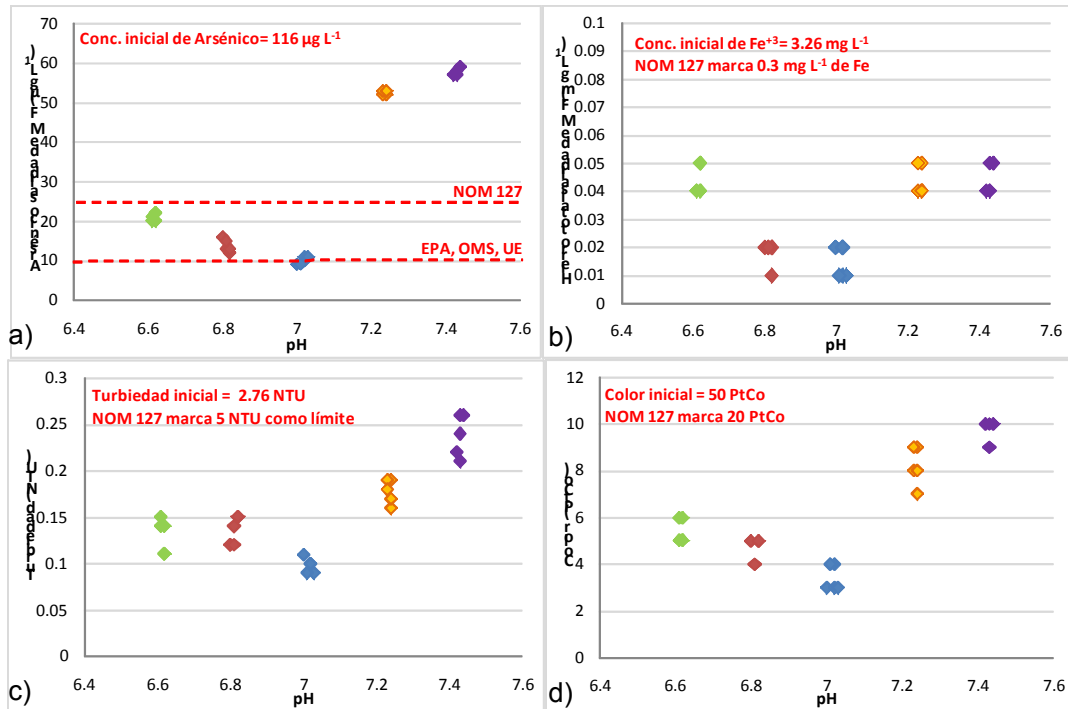


Figura 5.2. Concentraciones obtenidas del proceso de CQ-MF utilizando una dosis de 3 mg L^{-1} de Fe^{+3} a) Arsénico; b) Hierro; c) Turbiedad; d) Color.

5.2.3 Dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3}

La dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} se trabajó con una concentración inicial de arsénico de $112 \mu\text{g L}^{-1}$.

En este caso la Figura 5.3 *a* representa las concentraciones residuales de arsénico obtenidas en el efluente de MF, en donde se observa que los valores de pH de 6.8 y 7.0 tuvieron una concentración promedio de arsénico de 7 y $4 \mu\text{g L}^{-1}$, respectivamente. En ambos casos se cumple con los estándares internacionales marcados por la EPA, la OMS y la UE ($10 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico).

Al trabajar con un pH de 6.6 y 7.2 se obtuvo un remanente de arsénico de 11 y 12 $\mu\text{g L}^{-1}$ respectivamente, que es superior al límite marcado por las organizaciones internacionales, sin embargo, aún se cumple con lo establecido por la normatividad mexicana.

Las concentraciones residuales de hierro son representados en la Figura 5.3 b, en donde se confirma la hipótesis asumida en el trabajo de García Espinoza (2010), que si el hierro es removido eficientemente en el proceso, la remoción de arsénico o de cualquier otro contaminante con propiedad de ser adsorbido en el flóculo también lo será. Como se visualiza se obtuvieron remanentes de hierro del efluente de MF de 0.03 mg L^{-1} para un pH de 7, esto es 10 veces menor al límite marcado por la NOM-127. El resto de los efluentes tratados a los otros valores de pH tuvieron un comportamiento muy similar obteniendo concentraciones residuales de hierro del efluente de MF de 0.04-0.06 mg L^{-1} .

La concentración residual de hierro en el efluente de MF dio como resultado el obtener bajas concentraciones de color y turbiedad en los diferentes valores de pH de esta prueba, obteniendo la menor turbiedad y color al pH de 7.0.

De acuerdo con estos datos, la mejor condición de operación con una dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} es a pH de 7.0.

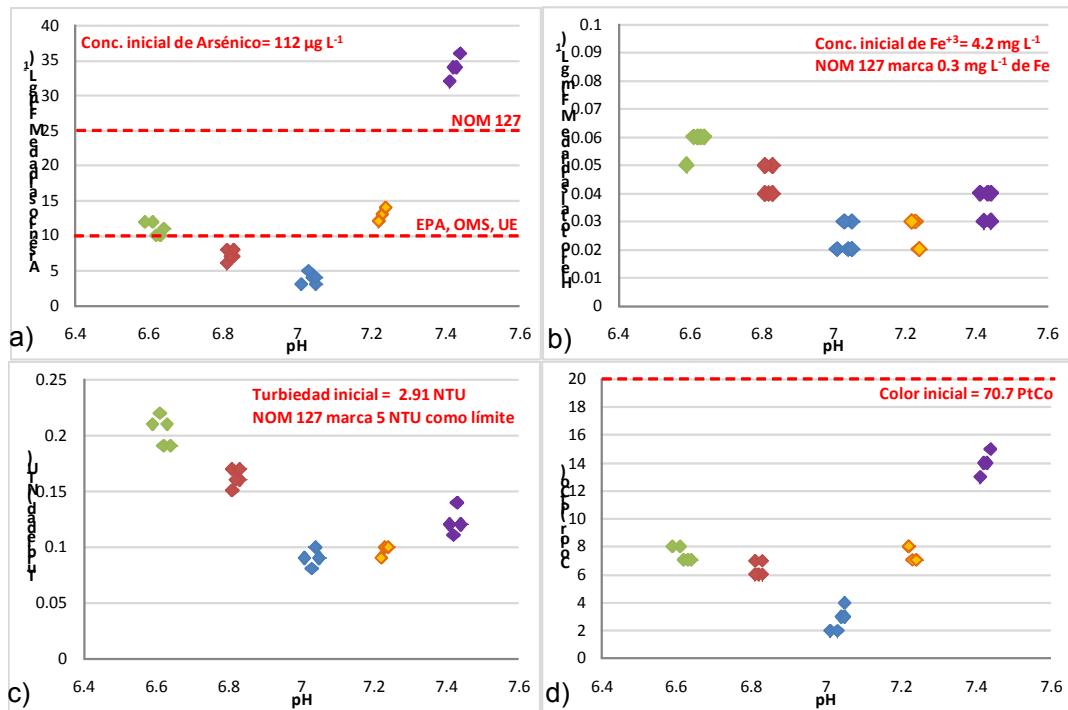


Figura 5.3. Concentraciones obtenidas del proceso de CQ-MF utilizando una dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} a) Arsénico; b) Hierro; c) Turbiedad; d) Color.

En la Figura 5.4 se muestran de manera resumida las concentraciones de arsénico obtenidas durante las pruebas con las mejores condiciones encontradas para la remoción del arsénico en el proceso de CQ-MF, en donde se observa que al utilizar un pH de 6.6 con una dosis de hierro de 2 mg L⁻¹ se alcanzaron concentraciones residuales de arsénico de 19.6 µg L⁻¹ presentando una remoción del 82.8%. Con un pH de 7.0 y dosis de 3 mg L⁻¹ se obtuvieron remanentes de arsénico de 10 µg L⁻¹ logrando una remoción del 91.2%. Finalmente, con un pH de 7.0 pero con una dosis de 4 mg L⁻¹ la concentración residual de arsénico que se obtuvo fue de 3.8 µg L⁻¹ alcanzando una remoción del 96.6%.

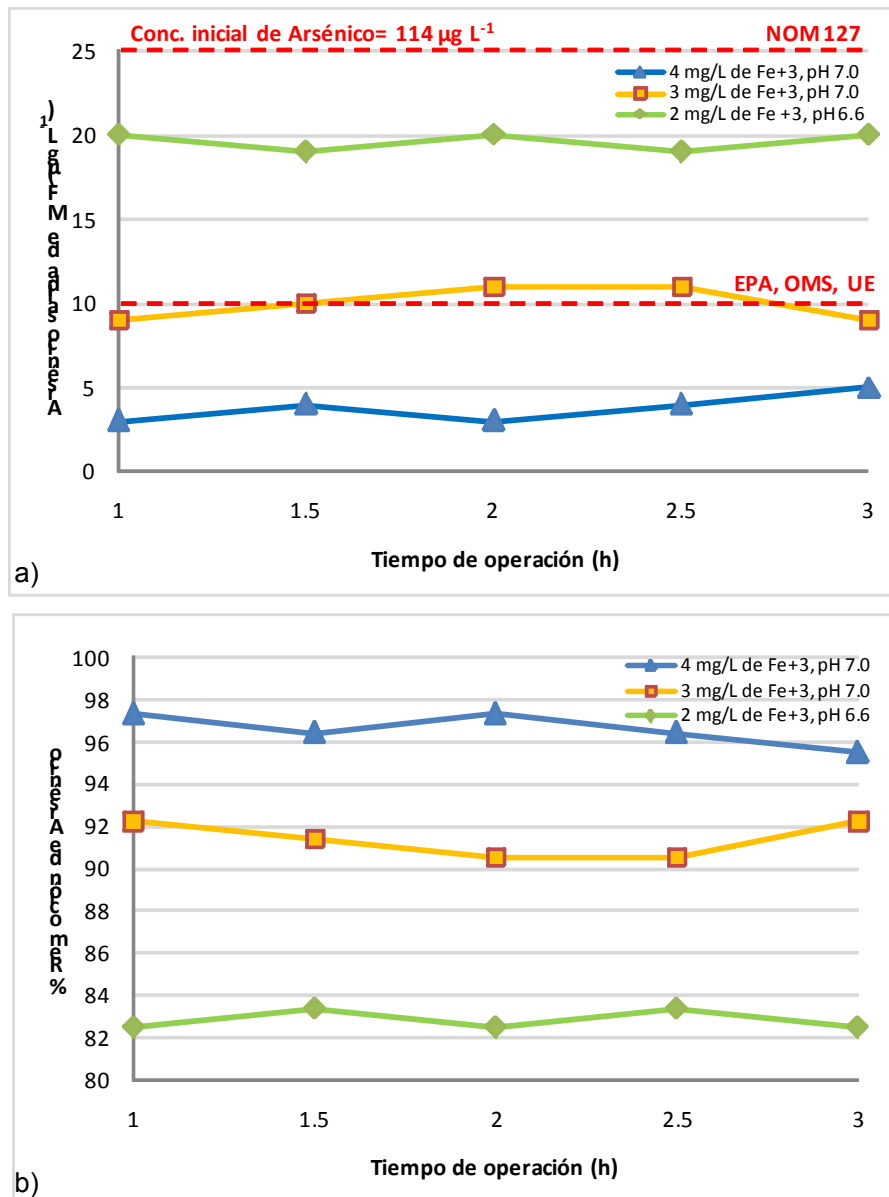


Figura 5.4. Mejores valores de pH y dosis de hierro para la remoción de arsénico en el proceso de CQ-MF.

5.2.4 Aplicación de mejores valores de dosis y pH para tratar un agua con $200 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico

Los resultados obtenidos al incrementar la concentración inicial de arsénico a $232 \mu\text{g L}^{-1}$ es presentado en la Figura 5.5. En la primera de ellas se presentan las concentraciones residuales de arsénico en el efluente del proceso de CQ-MF, en donde se puede observar que al utilizar las mejores condiciones de operación, como son la dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} y el pH de 7.0, se obtiene un remanente promedio de arsénico de $25 \mu\text{g L}^{-1}$ estando en el límite máximo permisible marcado por la normatividad mexicana.

La concentración residual promedio de hierro fue de 0.24 mg L^{-1} estando por debajo de la NOM-127 y los parámetros de turbiedad y color no fueron afectados de manera significativa obteniendo resultados de 0.14 UTN y 4 UC, respectivamente.

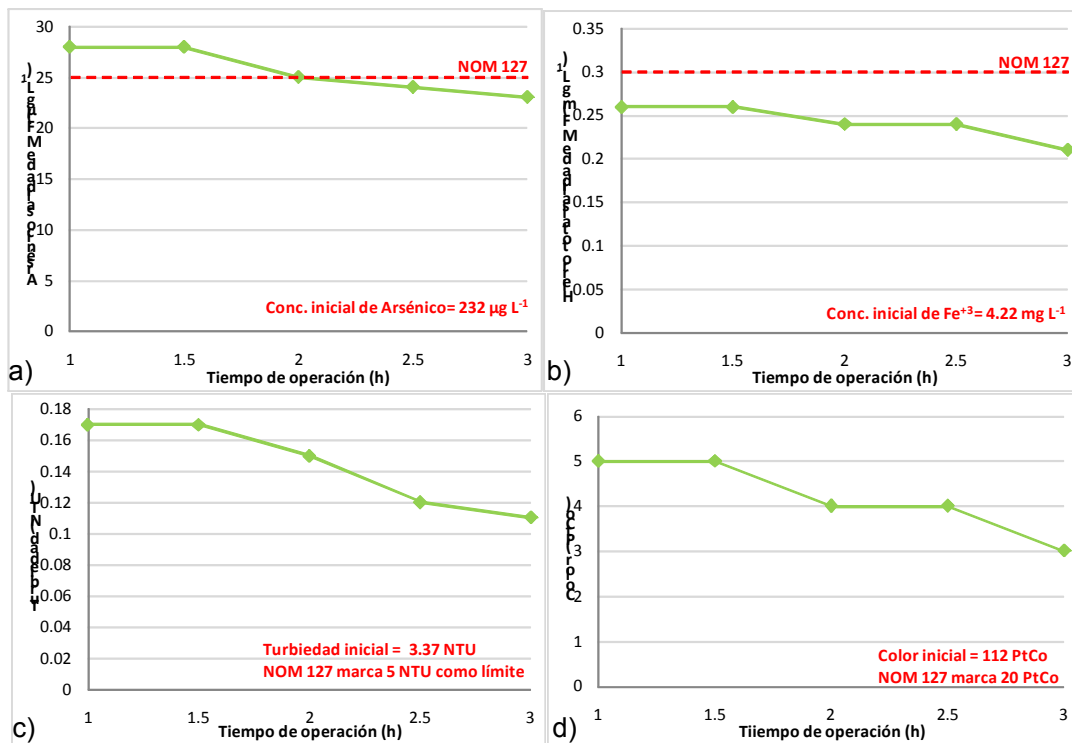


Figura 5.5. Concentraciones residuales obtenidas utilizando una dosis de arsénico de $200 \mu\text{g L}^{-1}$ con los mejores valores de pH y dosis de hierro del proceso de CQ-MF. a) Arsénico; b) Hierro; c) Turbiedad; d) Color.

5.2.5 Aplicación de mejores valores de dosis y pH para tratar un agua con $300 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico

Se decidió utilizar una concentración de arsénico de $321 \mu\text{g L}^{-1}$ con la dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} y un pH de 7.0. Como se observa en la Figura 5.6, las concentraciones residuales de arsénico y de hierro que se obtuvieron estuvieron fuera de los límites máximos permisibles marcados por la normatividad mexicana, obteniendo concentraciones residuales superiores a los $65 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico y 0.72 mg L^{-1} de hierro, lo que equivale a porcentajes de remoción menores del 79% para arsénico.

Esto sugiere incrementar la dosis de hierro al trabajar con concentraciones superiores a $200 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico para poder obtener un proceso eficiente en la remoción de este contaminante.

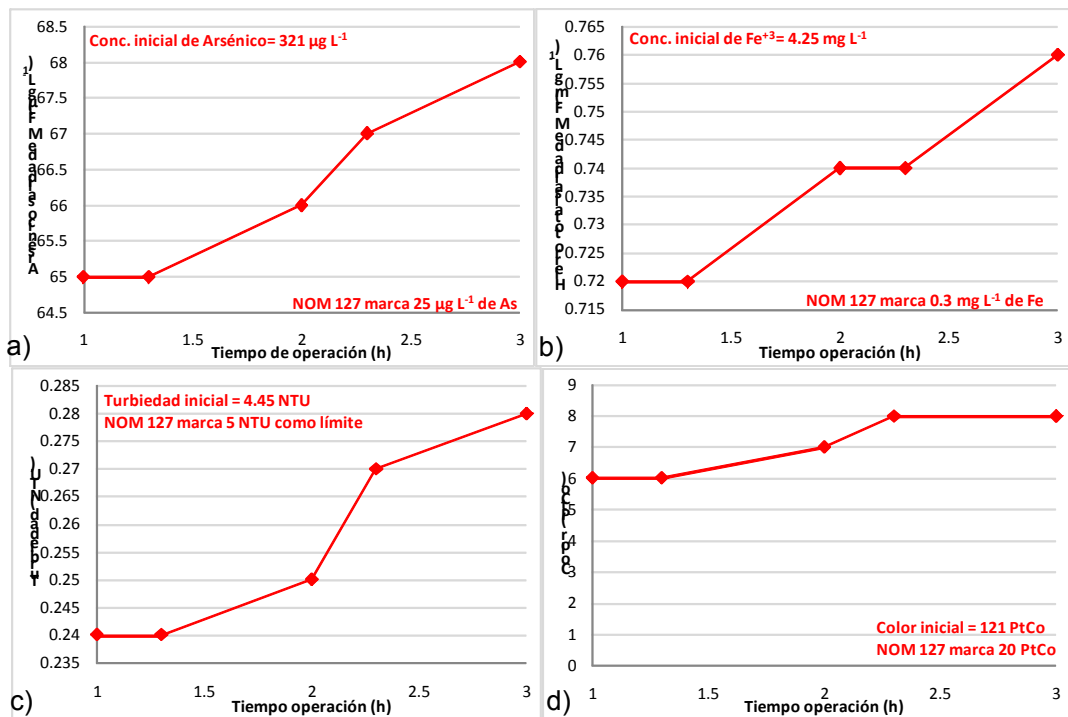


Figura 5.6. Concentraciones residuales utilizando una dosis de Arsénico de $300 \mu\text{g L}^{-1}$ con los mejores valores de pH y dosis de hierro del proceso de CQ-MF. a) Arsénico; b) Hierro; c) Turbiedad; d) Color.

5.2.6 Evaluación del punto de fuga de la membrana

Las pruebas realizadas para obtener los mejores valores de pH y dosis sólo tuvieron un tiempo de operación de 3 h, y no se pudo observar un cambio significativo en el volumen de permeado (J_p) o en la presión transmembrana (PTM). Por tal motivo se decidió realizar la prueba con un tiempo de operación de 48 h sin limpiar la membrana, trabajando con una concentración inicial de arsénico de $100 \mu\text{L}^{-1}$, un pH de 7.0 y una dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} que corresponden a las mejores condiciones de operación encontradas para el proceso de CQ-MF. Las pruebas se hicieron por duplicado.

En la Figura 5.7 inciso *a-d* se presentan las concentraciones residuales de arsénico, hierro, color y turbiedad. Como puede observarse, después de 18 h de operación la membrana presentó su punto de fuga ($\text{As} \geq 10 \mu\text{g L}^{-1}$). En el caso de la concentración residual de arsénico, en un tiempo promedio de operación de 26 h se llegó al límite máximo permisible marcado por la OMS, EPA y UE de $10 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico, sin embargo es a las 44 h de operación cuando se alcanza el límite máximo permisible estipulado por la normatividad mexicana. Los otros tres parámetros permanecieron dentro de lo que marca la normatividad mexicana.

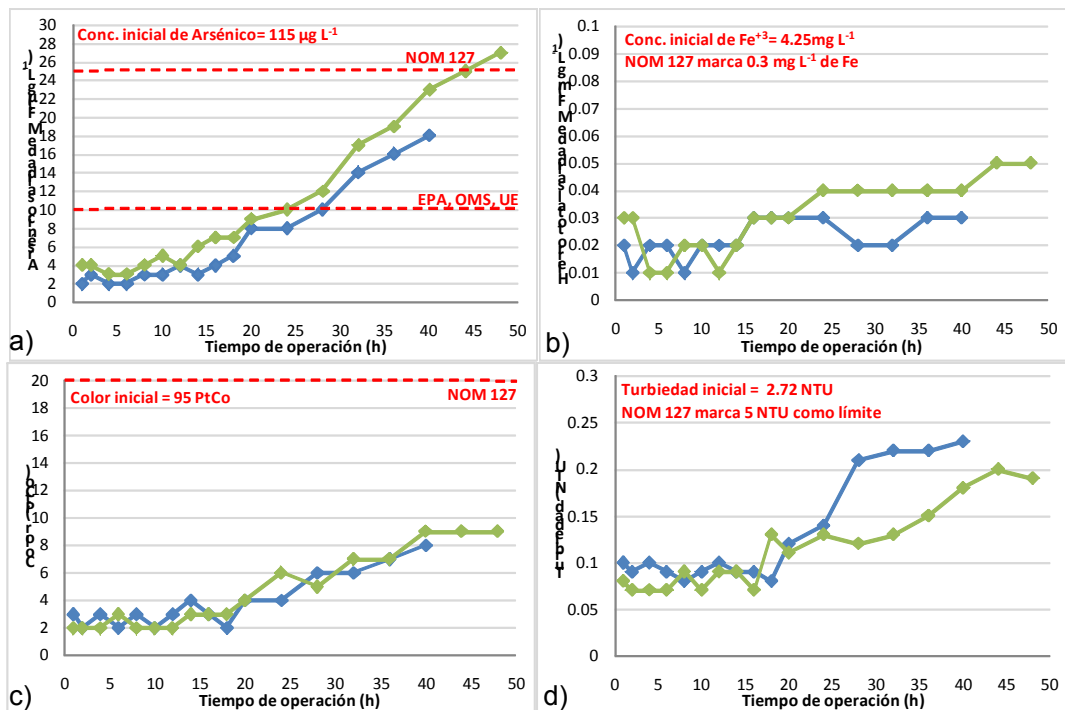


Figura 5.7. Concentraciones residuales obtenidas del proceso de CQ-MF al trabajar con los mejores valores de pH y dosis de hierro durante un período de 40 h. a) Arsénico; b) Hierro; c) Turbiedad; d) Color.

La membrana de MF tuvo un factor de selectividad de 0.07 para las 48 h de operación de la membrana. Con esto se obtiene que el porcentaje de retención presentado para la remoción de arsénico es del 93% para esta membrana de MF. En la Figura 5.8 se presenta el monitoreo de la PTM en el transcurso de la prueba operando con un flujo constante de permeado de 15 mL min^{-1} , esto dio como resultado una PTM de 0.09 a 0.15 psi, con lo cual no se alcanzó la presión máxima de operación de la membrana que es de 3 psi (presión máxima de operación estipulada por PALL Corporation), ayudando a conservar la eficiencia y la vida útil de la misma.

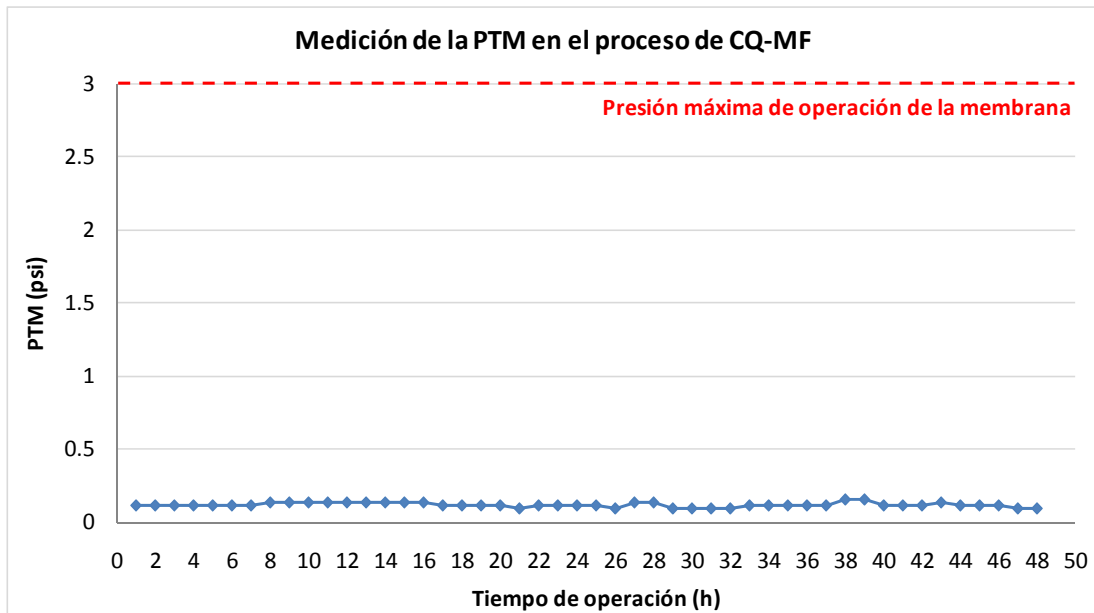


Figura 5.8. Medición de la PTM en el proceso de CQ-MF

5.3 Electrocoagulación -MF

En la Tabla 5.2 y 5.3 se presentan los promedios de los resultados obtenidos en el diseño experimental 2².

Tabla 5.2. Resultados del diseño experimental 2² para las pruebas de EC

# Experimentos	a (cm)	Gt	%R As	%R Fe	C As _R (µg L ⁻¹)	C Fe _R (mg L ⁻¹)
1	0.4	9000	90.64	94.21	9.8	0.24
2	0.6	6500	83.76	94.23	17	0.25
3	0.8	9000	88.38	99.66	12.4	0.014
4	0.6	6500	86.69	95.03	14.2	0.22
5	0.8	4000	71.67	84.96	30.6	0.63
6	0.6	6500	84.81	95.23	16.4	0.21
7	0.4	4000	62.22	83.95	40.8	0.7
8	0.6	6500	88.15	95.59	12.8	0.19

# Experimentos	I (A)	V _{real} (volts)	ΔH (cm H ₂ O)	Cl (mg L ⁻¹)	Cl _R (mg L ⁻¹)	(µs cm ⁻¹)
1	1.47	13.06	498.96	4.3	0.51	208.5
2	0.41	6.26	55.4	4.18	0.45	209.2
3	1.1	15.48	214.2	4.36	0.53	225.98
4	0.41	6.32	55.4	4.24	0.49	221.2
5	0.26	3.86	10.08	4.24	0.47	209.6
6	0.41	6.34	55.4	4.22	0.48	208.2
7	0.23	3.26	17.64	4.4	0.55	208.7
8	0.41	6.36	55.4	4.38	0.52	208

Tabla 5.3. Características fisicoquímicas de los efluentes tratados por EC

# Experimentos	pH _i	pH _f	Turbiedad (NTU)	Color (Pt Co)	%R Turbiedad	%R Color
1	7.76	7.53	0.23	7.8	89.96	85.17
2	7.74	7.65	0.11	6.8	96.3	87.64
3	7.78	7.56	0.12	5	96.27	90.91
4	7.72	7.62	0.18	6.6	94.14	87.78
5	7.65	7.52	0.23	8.6	92.72	83.14
6	7.63	7.58	0.14	6.2	95.44	89.12
7	7.6	7.45	0.25	8.8	92.39	83.7
8	7.62	7.56	0.17	6.4	94.36	87.69

Donde:

a= Espaciamiento entre electrodos;

Gt= Producto del gradiente de mezcla rápida por el tiempo de residencia hidráulico;

%R As= Porcentaje de remoción de arsénico;

%R Fe= Porcentaje de remoción de hierro;

C As_R= Concentración de arsénico residual;

C Fe_R= Concentración de hierro residual;

I= Corriente;

V= Voltaje;

ΔH = Pérdida de carga hidráulica del reactor de EC;

Cl= Cloro dosificado;

Cl_R= Cloro residual;

ω = Conductividad;

%R Turbiedad= Porcentaje de remoción de turbiedad;

%R Color= Porcentaje de remoción de color.

5.3.1 Efecto del Gt y el espaciamiento entre electrodos

El análisis del diseño experimental utilizando el software Statgraphics se presenta a continuación.

De acuerdo al análisis de varianza (ANOVA) presentado en la Tabla 5.4 y Tabla 5.5, se observa que la variable que tiene un efecto significativo sobre el porcentaje de remoción del arsénico y del hierro es la variable A, correspondiente al Gt.

Tabla 5.4. ANOVA del diseño 2² para la remoción de arsénico por EC

Factor	Suma de Cuadrados	Grados de libertad	Cuadrado Medio	F ₀	Valor-P
A: Gt	509.179	1	509.179	15.95	0.0162
B: espaciamiento de electrodos	12.924	1	12.924	0.40	0.5592
AB	34.281	1	34.281	1.07	0.3587
Error total	127.727	4	31.932		
Total	684.111	7			

R² = **81.33%**;

R² (ajustada por g.l.) = **67.33%**;

Error estándar del est. = **5.65**;

Error absoluto medio = **3.81**;

Estadístico de Durbin-Watson = 3.05 (P=0.9498).

Tabla 5.5. ANOVA del diseño 2² para la remoción de hierro por EC

Factor	Suma de Cuadrados	Grados de libertad	Cuadrado Medio	F ₀	Valor-P
A: Gt	155.75	1	155.75	16.22	0.0158
B: espaciamiento de electrodos	10.433	1	10.433	1.09	0.3561
AB	4.928	1	4.928	0.51	0.5133
Error total	38.405	4	9.601		
Total	209.516	7			

R² = **81.67%**;

R² (ajustada por g.l.) = **67.99%**

Error estándar del est. = **3.10**;

Error absoluto medio = **2.16**;

Estadístico de Durbin-Watson = 3.32 (P=0.9896).

La tabla ANOVA fracciona la variabilidad de la remoción de arsénico o del hierro, según sea el caso, en partes separadas para cada uno de los efectos, así prueba la significancia estadística de cada efecto comparando su cuadrado medio contra un

estimado del error experimental. Para ambos casos, en el análisis de varianza el efecto provocado por el Gt tiene el valor de P menor que 0.05, indicando que es significativamente diferente de cero con un nivel de confianza del 95.0%.

El estadístico R^2 indica que los modelos, se ajustan en un 81.33% de la variabilidad en la remoción de arsénico y en un 81.67% para la remoción de hierro. El estadístico R^2 ajustada, que es más adecuado para comparar modelos con diferente número de variables independientes, es del 67.33% y 67.99% en la remoción de arsénico y hierro respectivamente. El error estándar del estimado muestra que la desviación estándar de las corridas es del 5.65 y 3.10 de los parámetros anteriormente mencionados. El estadístico de Durbin-Watson (DW) prueba las corridas para determinar si hay alguna correlación significativa basada en el orden en que se presentan los datos en el programa. Puesto que el valor P es mayor que 5.0%, determinó que el efecto debido a la aleatoriedad de realización de las corridas es no significativo para ambos casos.

En la Figura 5.9 y Figura 5.10 se muestran las gráficas de Pareto de efectos estandarizados para la remoción de arsénico y hierro respectivamente. Nuevamente en ambos casos se puede observar que el efecto del Gt (A) es significativo ya que la barra atraviesa la línea vertical, que representa el 95% de significancia de la prueba. Tanto el espaciamiento de electrodos (B) como la interacción AB no influyen significativamente sobre las remociones de los contaminantes estudiados.

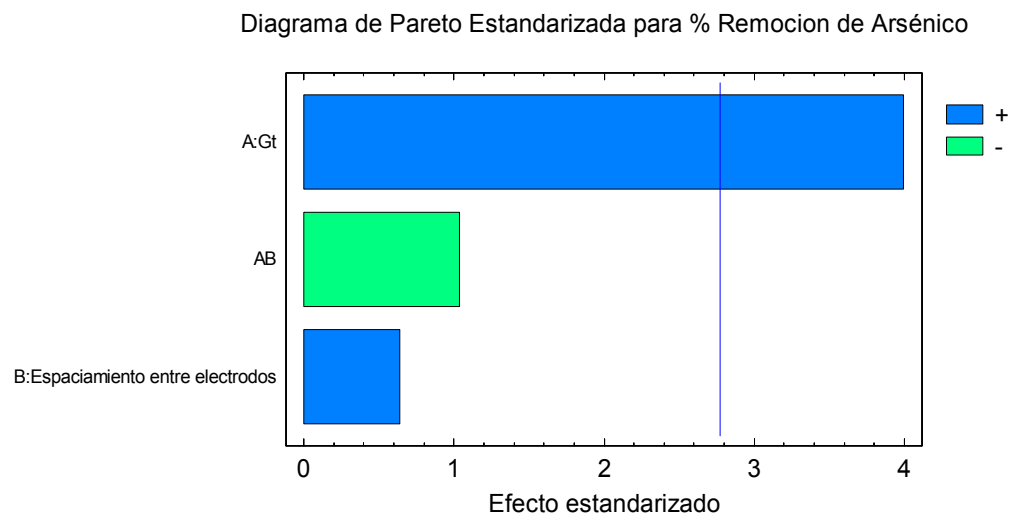


Figura 5.9. Gráfica de Pareto de efectos estandarizados en la remoción de arsénico por EC.

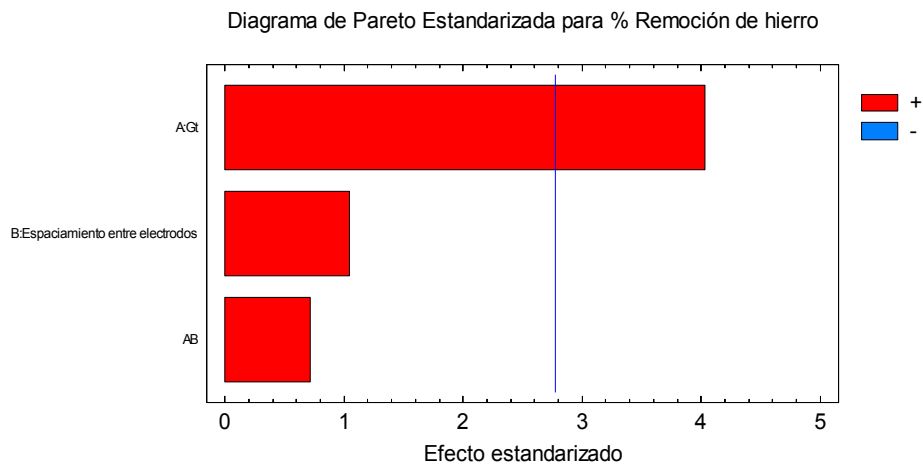


Figura 5.10. Gráfica de Pareto de efectos estandarizados en la remoción de hierro por EC.

La Figura 5.11 y Figura 5.12 a, representan los efectos principales entre las dos variables de estudio sobre la remoción del contaminante. En donde podemos observar que el cambio de Gt de un nivel a otro tiene un efecto notable sobre la remoción de arsénico y de hierro, no sucediendo lo mismo con el cambio en el espaciamento entre electrodos. En el inciso b de ambas figuras se observa que no hay interacción entre las dos variables en estudio, sobre la remoción de ambos contaminantes.

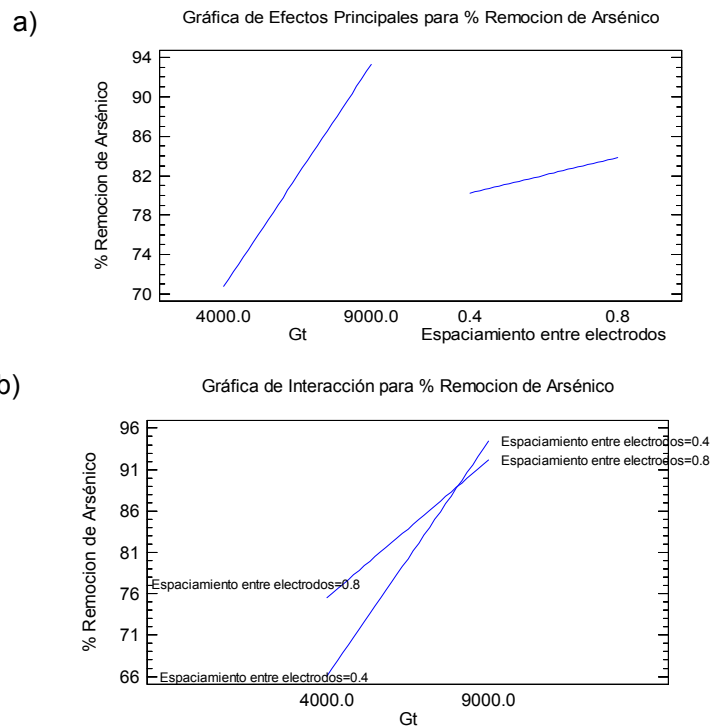


Figura 5.11. Gráficas de a) efectos principales y b) interacción en la remoción de arsénico por EC.

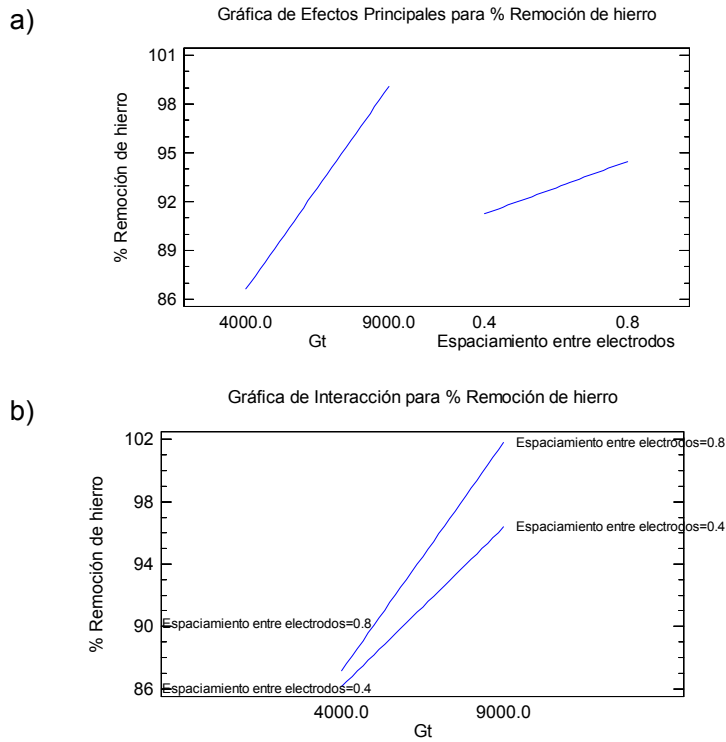


Figura 5.12. Gráficas de a) efectos principales y b) interacción en la remoción de hierro por EC.

El paquete Statgraphics además produce un modelo matemático que se ajusta a los datos, con los coeficientes de regresión presentados en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6. Coeficientes de regresión para % Remoción de arsénico y de hierro

	% Remoción de arsénico	% Remoción de hierro
Coefficiente	Estimado	Estimado
Constante	24.4785	80.4465
A: Gt	0.008026	0.001164
B: Espaciamiento entre electrodos	47.045	-6.355
AB	-0.005855	0.00222

La ecuación del modelo ajustado es:

$$\% \text{Remoción de Arsénico} = 24.4785 + 0.008026 \cdot A + 47.045 \cdot B - 0.005855 \cdot A \cdot B$$

$$\% \text{Remoción de Hierro} = 80.4465 + 0.001164 \cdot A - 6.355 \cdot B + 0.00222 \cdot A \cdot B$$

La gráfica de superficie de respuesta estimada con base en el modelo teórico de correlación obtenido por el paquete, es presentado en la Figura 5.13 y Figura 5.14.

Estas aproximaciones muestran que la eficiencia de remoción del arsénico aumenta al trabajar con Gt cercanos o mayores a 9000, independientemente del espaciamiento entre los electrodos. Lo que comprueba lo observado en el trabajo realizado por Martín (2008).

La Figura 5.14 presenta la superficie de respuesta estimada para la remoción de hierro, estas aproximaciones muestran que al trabajar con Gt altos hay una ligera tendencia a mejorar la eficiencia cuando la separación es baja. Al trabajar con Gt y espaciamientos bajos no hay mejora en la remoción del contaminante.

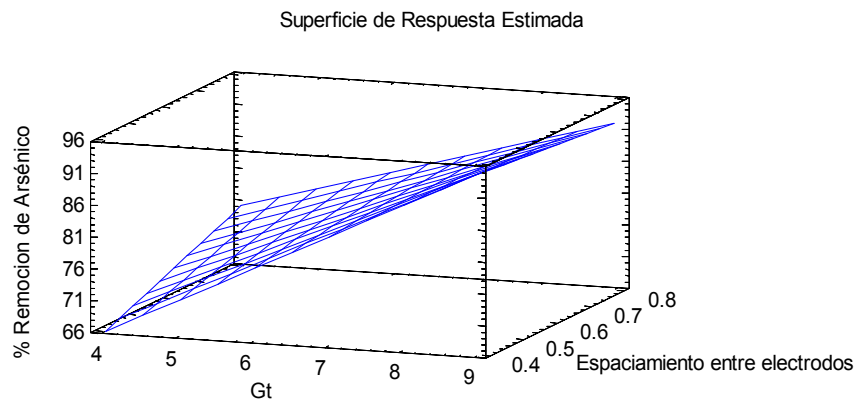


Figura 5.13. Superficie de respuesta para remoción de arsénico por EC.

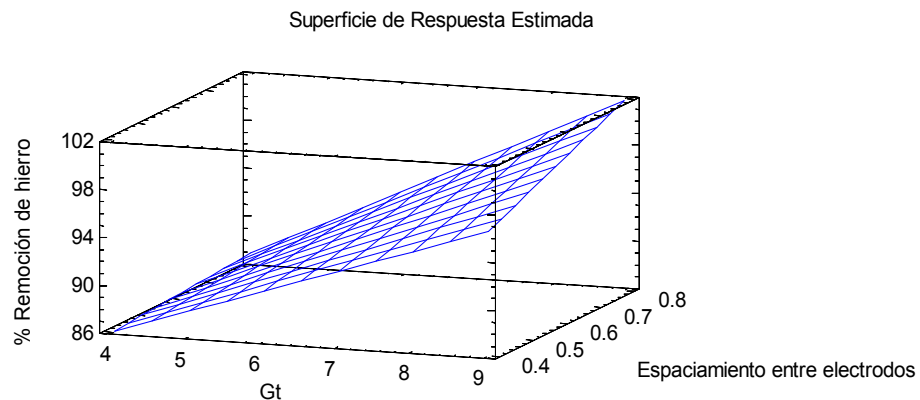


Figura 5.14. Superficie de respuesta para remoción de hierro por EC.

5.3.2 Evaluación del punto de fuga de la membrana para EC-MF

Las pruebas realizadas anteriormente sólo tuvieron un tiempo de operación de 3 h, por lo que no se pudo observar un cambio representativo en el volumen de permeado (J_p) o un aumento significativo en la presión transmembrana (PTM). Para evaluar el punto de fuga de la membrana ($As \geq 10 \mu\text{g L}^{-1}$) se decidió entonces trabajar con un tiempo de operación de 30 h sin tener una limpieza de la membrana, trabajando con una concentración inicial de arsénico de $100 \mu\text{g L}^{-1}$, un Gt de 9000, el espaciamiento entre electrodos de 0.4 cm (dicho espaciamiento presentó mayores remociones de arsénico), con la adición de hipoclorito de sodio ($4-4.3 \text{ mg L}^{-1}$) que permita obtener un residual de cloro libre menor a 1.5 mg L^{-1} , una dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} y un pH de 7.0, que corresponden a las condiciones óptimas de operación encontradas para el proceso de EC-MF. La prueba se realizó por duplicado y adicionalmente se realizó una prueba trabajando con las condiciones anteriormente citadas pero sin realizar un ajuste de pH.

En incisos *a-d* de la Figura 5.15 se presentan las concentraciones residuales de arsénico, hierro, turbiedad y color obtenidas en las tres pruebas. En ellas se puede observar que ajustando el pH, se presenta el punto de fuga de la membrana después de haber transcurrido 16 h de operación. Es en este tiempo cuando la concentración residual de arsénico alcanza el límite máximo permisible establecido por la OMS, EPA y UE de $10 \mu\text{g L}^{-1}$ de arsénico, sin embargo, se llega al límite marcado por la normatividad mexicana después de haber transcurrido 24 h de operación.

En el caso de la prueba realizada sin ajuste de pH, la membrana presenta su punto de fuga a las 8 h de operación. Durante este tiempo la concentración residual promedio de arsénico fue de $9 \mu\text{g L}^{-1}$, estando en el límite marcado por los estándares internacionales. De acuerdo a estos datos es importante realizar el ajuste de pH para obtener un mayor tiempo de operación de la membrana de MF. El ajuste de pH ayuda a determinar las especies que se forman y que sirven para la remoción del contaminante (en este caso del As), promoviendo además la formación de los flóculos.

En el caso de los parámetros de hierro, turbiedad y color durante las primeras 10 h de operación se obtuvo una concentración promedio residual de 0.03 mg L^{-1} , 0.08 UTN y 2 UC, al final de las 30 h se llegó a obtener 0.2 mg L^{-1} , 10 UC y 0.2 UTN estando dentro de lo estipulado por la NOM-127-SSA1-1994.

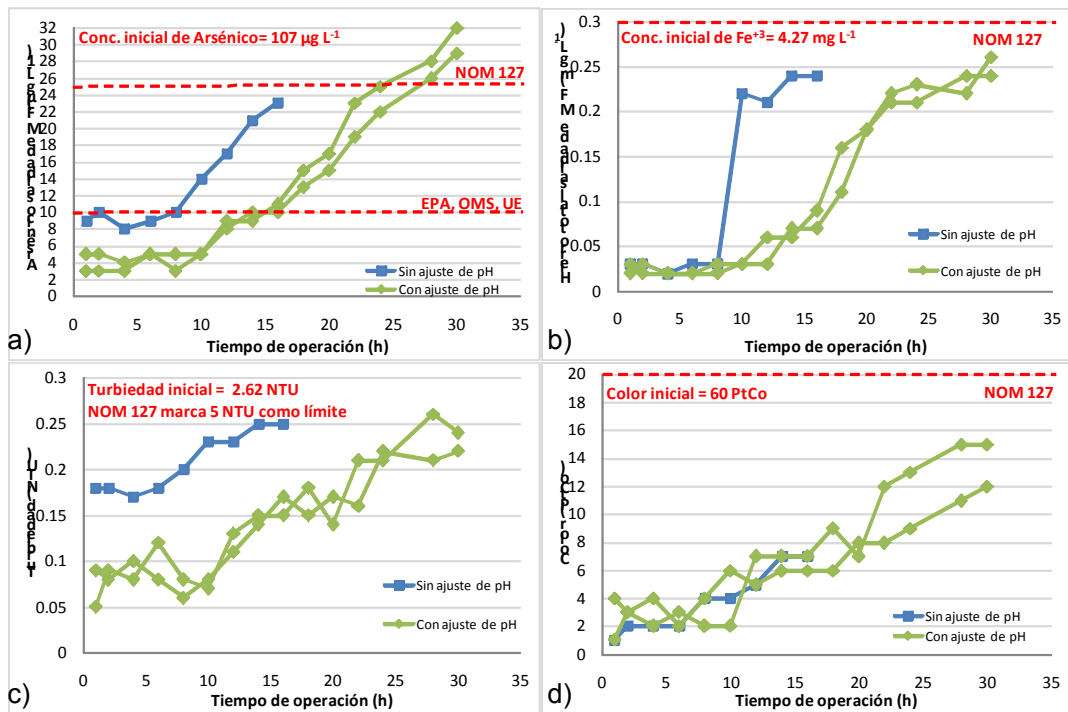


Figura 5.15. Concentraciones residuales obtenidas del proceso de EC-MF al trabajar con los mejores valores de pH y dosis de hierro durante un período de 30 h. a) Arsénico; b) Hierro; c) Turbiedad; d) Color.

La membrana de MF presentó un factor de selectividad de 0.12 para las 30 h de operación de la membrana. Con esto se obtiene que el porcentaje de retención presentado para la remoción de arsénico es del 88% para esta membrana de MF. En la Figura 5.16 se presenta el monitoreo de la PTM, como se observa, se trabajó en un intervalo de 0.07 a 0.11 psi, con lo cual no se alcanzó la presión máxima de operación de la membrana que es de 3 psi, ayudando a conservar la eficiencia y la vida útil de la misma.

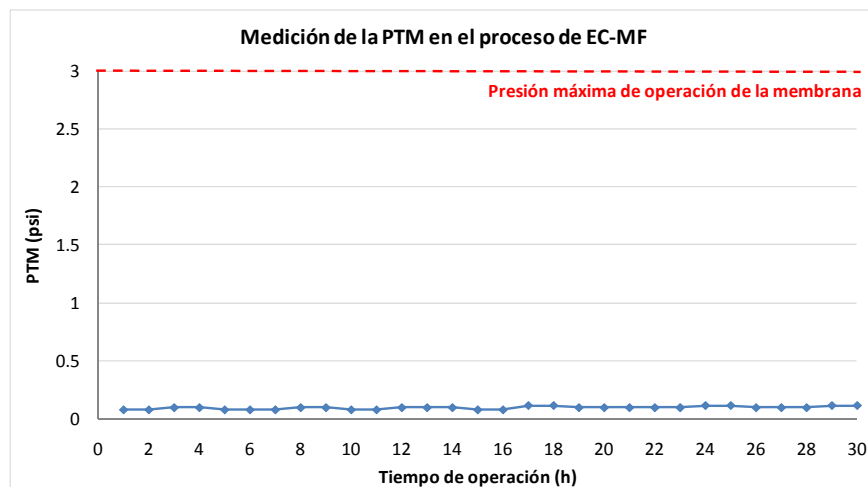


Figura 5.16. Medición de la PTM en el proceso de EC-MF

5.4 Costos calculados para el proceso de EC-MF

De los datos que se obtuvieron en laboratorio y realizando algunos ajustes por escalamiento se hizo una proyección para una planta de 30 L/s. En la Tabla 5.7 se presentan los costos de los conceptos de operación para el proceso de EC-MF que se tomaron como base del costeo, los cuales fueron determinados con las ecuaciones presentadas en la sección 4.10.

Para analizar el costo de energía del proceso de EC, se tomó en cuenta la potencia hidráulica necesaria para el reactor y la potencia eléctrica.

Empleando la Ecuación 32 se obtiene la Potencia hidráulica (P_r) en kWh/d.

$$P_r = \frac{((6081s^{-1})^2(0.0009 kg m^{-1}s^{-1})(2.02 L))}{1000} \cdot \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{kWh}}$$

$$P_r = 1.6134 \frac{kWh}{d}$$

La Potencia eléctrica (P_e) en kWh/d se obtiene de la Ecuación 33.

$$P_e = \frac{(413 A)(82 V)(86400 \frac{s}{d})}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{kWh}}$$

$$P_e = 812.78 \frac{kWh}{d}$$

Sustituyendo estos valores en la Ecuación 31 se obtiene el costo de energía de EC.

$$\text{Costo de energía de EC} = \frac{[(1.6134 + 812.78) \frac{kWh}{d}] \cdot (1.363 \frac{\$}{kWh}) \cdot (0.75) \cdot (\frac{1000 L}{1 m^3})}{(\frac{1800 L}{min}) \cdot (\frac{60 min}{1 h}) \cdot (\frac{24 h}{1 d})}$$

$$\text{Costo de energía de EC} = \frac{\$0.43/m^3}{0.75}$$

$$\text{Costo de energía de EC} = \$0.571/m^3$$

Donde el 0.75 representa el 75% de eficiencia de los motores.

Para obtener el costo de placas de los electrodos se empleó la Ecuación 39.

$$\text{Costo de electrodos} = \frac{\left(38 \frac{\$}{\text{kg}}\right) \cdot \left(4.25 \frac{\text{mg}}{\text{L}}\right) \cdot 1000}{(0.985) \cdot (1 \times 10^6)} \cdot 1.6$$

$$\text{Costo de electrodos} = \$0.262/\text{m}^3$$

El costo de energía de MF se calculó con la Ecuación 36.

$$\text{Consumo de energía de MF} = \left(1.363 \frac{\$}{\text{MWh}}\right) \cdot (0.9212 \text{ m}^3) \cdot (0.2 \text{ kWh})$$

$$\text{Consumo de energía de MF} = \$0.251/\text{m}^3$$

Para determinar el costo de cloración se empleó la Ecuación 37 y 38.

$$\text{Costo de } \text{gCl}_2 = (\$3.99/\text{kg}) \cdot (1.16) \cdot \left(\frac{100 \text{ kg Solución}}{13 \text{ kg Cl}_2}\right) \cdot \left(\frac{1 \text{ kg Cl}_2}{1 \times 10^3 \text{ mg Cl}_2}\right)$$

$$\text{Costo de } \text{gCl}_2 = \$3.559 \times 10^{-2} / \text{mg}$$

$$\text{Costo de cloración} = \left(4.25 \frac{\text{mg}}{\text{L}}\right) \cdot \left(3.559 \times 10^{-2} \frac{\$}{\text{mg}}\right) \cdot \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3}\right)$$

$$\text{Costo de cloración} = \$0.151/\text{m}^3$$

En el caso del costo de sustitución de las membranas se pidió la cotización a Pall Corporation.

Obteniendo un costo de tratamiento de \$1.48 por m³, del cual de acuerdo a la Figura 5.17, el 39% del costo corresponde al consumo de energía del proceso de EC, el 18% al consumo de las placas de electrodos, el 17% al consumo de energía del proceso de MF, un 10% al costo de cloración, un 9% a la sustitución de las membranas de MF, un 5% a la mano de obra y finalmente un 2% a los insumos de limpieza para las membranas de MF.

Tabla 5.7. Costos de operación para el proceso de EC-MF

Concepto	Total (\$ m ⁻³)
Costo de Energía de EC	0.571
Costo de placas de electrodos	0.262
Costo de Energía de MF	0.251
Costo de cloración	0.151
Sustitución membranas	0.138
Consumo sosa (limpieza)	0.019
Consumo ácido (limpieza)	0.016
Mano de obra requerida	0.072
Costo total	1.48

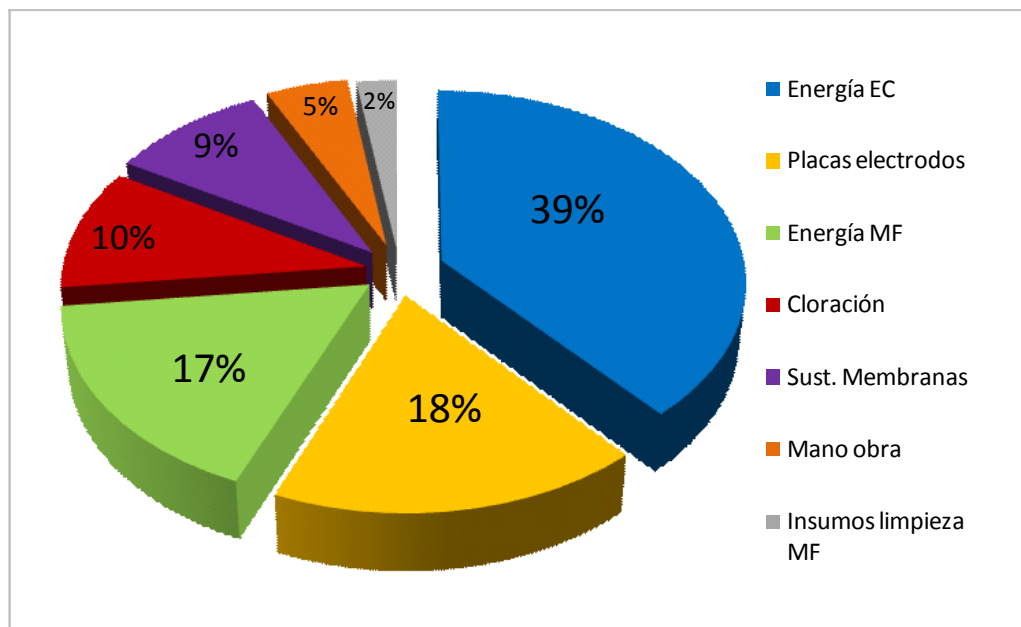


Figura 5.17. Porcentajes de los conceptos utilizados en el costo de operación del proceso de EC-MF

5.5 Costos calculados para el proceso de CQ-MF

De igual manera con los datos obtenidos en el proceso de CQ-MF en laboratorio se realizaron los ajustes necesarios por escalamiento para una planta de 30 L/s. En la Tabla 5.8 se presentan los costos de los conceptos de operación para el proceso de CQ-MF que se tomaron como base del costeo, los cuales fueron determinados con las ecuaciones presentadas en la sección 4.10.

Para analizar el costo de energía del proceso de CQ, se tomó en cuenta la potencia hidráulica disipada en la mezcla rápida (Ecuación 35).

$$R_m = \left((600 \text{ s}^{-1})^2 \cdot (0.0009 \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}) \cdot (15 \text{ s}) \left(1 \frac{\text{min}}{60 \text{ s}} \right) \cdot \left(1800 \frac{\text{L}}{\text{min}} \right) \cdot \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) \right)$$

$$R_m = 145.8 \frac{\text{kg m}^2}{\text{s}^2} \approx \frac{\text{Nm}}{\text{s}} \approx \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

$$R_m = \left(145.8 \frac{\text{J}}{\text{s}} \right) \cdot \frac{\left(86400 \frac{\text{s}}{\text{d}} \right)}{3.6 \times 10^6 \frac{\text{J}}{\text{kWh}}} = 3.50 \frac{\text{kWh}}{\text{d}}$$

$$\text{Costo de energía de CQ} = \frac{\left(3.50 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \right) \cdot \left(1.363 \frac{\$}{\text{kWh}} \right) \cdot 0.75 \cdot \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right)}{\left(1800 \frac{\text{L}}{\text{min}} \right) \cdot \left(\frac{50 \text{ min}}{1 \text{ h}} \right) \cdot \left(\frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} \right)}$$

$$\text{Costo de energía de CQ} = \frac{\$0.0018/\text{m}^3}{0.75}$$

$$\text{Costo de energía de CQ} = \$0.002/\text{m}^3$$

El costo de energía de MF se calculó con la Ecuación 36.

$$\text{Consumo de energía de MF} = \left(1.363 \frac{\$}{\text{kWh}} \right) \cdot (0.9212 \text{ m}^3) \cdot (0.2 \text{ kWh})$$

$$\text{Consumo de energía de MF} = \$0.251/\text{m}^3$$

Para determinar el costo del coagulante (FeCl_3) se utilizaron las Ecuaciones 40 y 41.

$$\$ \text{Fe} = \left(6.19 \frac{\$}{\text{kg Solución}} \right) \cdot \left(\frac{100 \text{ kg Solución}}{40 \text{ kg FeCl}_3} \right) \cdot \left(\frac{162.19 \text{ kg Fe Cl}_3}{55.84 \text{ kg Fe}} \right) \cdot \left(\frac{1 \text{ kg Fe}}{1 \times 10^6 \text{ mg Fe}} \right)$$

$$\$ \text{Fe} = \$4.4947 \times 10^{-2} / \text{mg Fe}$$

$$\text{Costo de FeCl}_3 = \left(4.25 \frac{\text{mg Fe}}{\text{L}} \right) \cdot \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right) \cdot \left(\frac{\$4.4947 \times 10^{-2}}{\text{mg Fe}} \right) \cdot 1.16$$

$$\text{Costo de FeCl}_3 = \$0.222 / \text{m}^3$$

El costo de NaOH para el ajuste de pH se realizó mediante la Ecuación 42.

$$\text{Costo de NaOH} = \left(0.0308 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot \left(3.63 \frac{\$}{\text{kg}} \right) \cdot 1.16$$

$$\text{Costo de NaOH} = \$0.130 / \text{m}^3$$

En el caso del costo de sustitución de las membranas se pidió la cotización a Pall Corporation.

En este caso se obtuvo un costo de tratamiento de \$0.88 por m^3 , del cual de acuerdo a la Figura 5.18, el 30% del costo corresponde al consumo de energía del proceso de MF, el 26% al consumo de coagulante (FeCl_3), el 16% a la sustitución de las membranas de MF, el 15% al consumo de NaOH (para el ajuste de pH), un 9% a la mano de obra y finalmente un 4% a los insumos de limpieza para las membranas de MF. Siendo insignificante el costo correspondiente al consumo de energía para el proceso de CQ, debido a que sólo se consideró el mezclador mecánico para llevar a cabo la mezcla rápida.

Tabla 5.8. Costos de operación para el proceso de CQ-MF

Concepto	Total (\$ m ⁻³)
Costo de Energía de MF	0.251
Costo de coagulante (FeCl ₃)	0.222
Sustitución membranas	0.138
Costo de NaOH (ajuste de pH)	0.130
Mano de obra requerida	0.072
Consumo sosa (limpieza)	0.019
Consumo ácido (limpieza)	0.016
Costo de Energía de CQ	0.002
Costo total	0.85

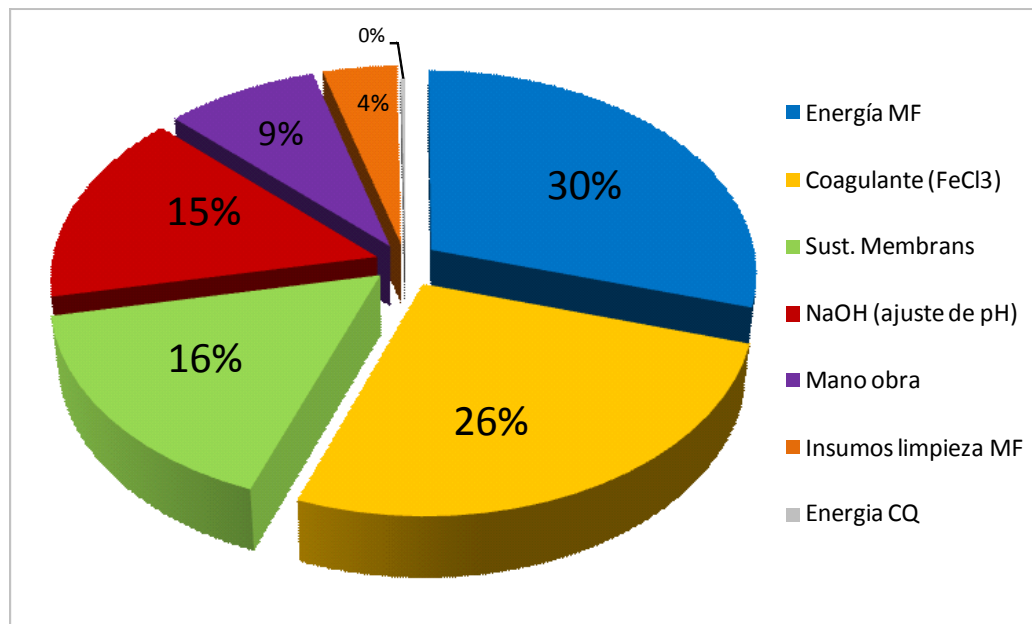


Figura 5.18. Porcentajes de los conceptos utilizados en el costo de operación del proceso de CQ-MF

CAPITULO 6 CONCLUSIONES

Con base en los resultados obtenidos en las pruebas de laboratorio se concluye que ambos procesos tanto EC-MF como la CQ-MF permiten cumplir con la normatividad nacional e internacional, bajo las mejores condiciones de operación determinados en este trabajo, para la remoción de arsénico en agua para consumo humano.

Se encontró que para el proceso de CQ-MF las mejores condiciones para remover $100 \mu\text{g L}^{-1}$ de As son: utilizar un pH de 7.0 y una dosis de 4 mg L^{-1} de Fe^{+3} . Con estas condiciones se obtuvieron valores residuales de arsénico y de hierro que están dentro de los límites máximos permisibles estipulados por la NOM-127-SSA1-1994 (modificación al año 2000) así como por los estándares internacionales (OMS, EPA y UE).

El punto de fuga de la membrana ($\text{As} \geq 10 \mu\text{g L}^{-1}$) para el proceso de CQ-MF, bajo las mejores condiciones de operación, ocurrió después de las 26 h de trabajo. Sin embargo, fue a las 44 h cuando se alcanzó el límite máximo permisible estipulado por la normatividad mexicana. El costo del tratamiento para este proceso fue de \$0.85 por m^3 (M.N.).

En cuanto al proceso de EC-MF, se observó que la única variable que presentó un efecto significativo sobre el porcentaje de remoción de As y de Fe es el Gt. El trabajar con Gt cercanos o mayores a 9,000 permitió obtener mayores remociones de estos contaminantes. Sin embargo, fue necesaria la adición de cloro libre para poder llevar a cabo la oxidación del Fe^{+2} producido electroquímicamente a Fe^{+3} , y así cumplir con los límites máximos de As marcados por la normatividad mexicana y la OMS.

Para la evaluación del punto de fuga de la membrana en el proceso de EC-MF se operó el sistema durante 30 horas con las mejores condiciones de operación encontradas en el diseño de experimentos. En este caso el punto de fuga se observó a las 16 h y se alcanzó al límite marcado por la NOM-127 después de haber transcurrido 24 h de trabajo. El costo de tratamiento fue de \$1.48 por m^3 (M.N.).

Ambos procesos (CQ-MF o EC-MF) tienen la ventaja de requerir menor espacio para su instalación en comparación con un tratamiento convencional, por lo que fácilmente puede ser instalada a pie de pozo en aquellos sitios en los cuales no se cuente con el espacio suficiente para un tratamiento convencional (coagulación-floculación-sedimentación-

filtración), ya que se están sustituyendo las etapas de floculación, sedimentación y filtración por una sola etapa de microfiltración.

Finalmente, se puede decir que el proceso de CQ-MF resultó ser más eficiente tanto en términos de costos de operación como en la eficiencia de remoción del arsénico del agua. Además de ser un proceso de operación muy sencillo el cual no requiere de personal especializado como sería el caso para el proceso de EC-MF.

Sugerencias para trabajos posteriores

Con base en el estudio realizado, se recomienda lo siguiente:

- ✓ Estudiar el comportamiento de los sistemas de tratamiento propuestos (CQ-MF y EC-MF) en este proyecto para un agua real.
- ✓ Evaluar el sistema de EC-MF con una concentración inicial de arsénico de 200 y 300 $\mu\text{g L}^{-1}$.
- ✓ Con las mejores condiciones encontradas en este trabajo realizar la optimización de ambos procesos.
- ✓ Estudiar a detalle en ambos procesos las mejores opciones en el tratamiento del agua de retrolavado y de lodos.

CAPITULO 7 BIBLIOGRAFÍA

Ahuja Satinder (2008), Arsenic Contamination of Groundwater. Mechanism, Analysis and Remediation. Hoboken, NJ: Wiley c2008. pp. 387.

Ahmed K., Bhattacharya, P., Hasan M., Akhter, S., Alam, S.M., Bhuyian, M.A., Imam, M.B., Khan y A., Sracek (2004), Arsenic enrichment in groundwater of the alluvial aquifers in Bangladesh: an overview. *Applied Geochemistry* 19:181-200.

Arboleda Valencia Jorge (1992), Teoría y Práctica de la Purificación del agua, Colciencias, Bogota.

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.

Avsar Y., Kurt U., Gonullu T (2007) Comparison of classical chemical and electrochemical process for treating rose processing wastewater. *J. Hazard. Mater.* 148:340-345.

AWWA (1998), Analytical Chemistry of Arsenic in Drinking Water, American Water Works Association Research Foundation, prepared by Andrew Eaton; co-investigators, Hsaio Chiu Wang, Jack Northington, pp. 148.

AWWA (1998), Tratamiento del Agua por Procesos de Membrana: Principios, Procesos y Aplicaciones, American Water Works Association Research Foudation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Comision of South África. Primera edición en español, Mc Graw-Hill, México D.F., México.

AWWA (1999), Water Quality and Treatment. Pontius, 5ta ed. American Water Works Association. A handbook of community water supplies. Mc Graw-Hill. Raymon D. Letterman, technical editor.

AWWA (2000), Arsenic Treatability Options and Evaluation of Residuals Management Issues, American Water Works Association Research Foundation, prepared by Gary Amy, Marc Edwards, Philip Brandhuber and Lourie Mcneil, pp. 259.

AWWARF (1991) *Mixing in Coagulation and Flocculation*. Amirtharajah, Clark MM, Trussell MM (Eds.). American Water Works Association Research Foundation. Denver, CO, EEUU, pp. 426.

Bagga A., Chellam S., Clifford D. (2008), Evaluation of iron chemical coagulation and electrocoagulation pretreatment for surface water microfiltration. *Journal of Membrane Science* 309 (2008) 82–93.

Barbot E. , Moustier S., Bottero J.Y., Moulin P. (2008), Coagulation and ultrafiltration: Understanding of the key parameters of the hybrid process. *Journal of Membrane Science* 325 (2008) 520–527.

Benitez J.F, Acero J.L. y Leal A.I. (2006), Application of microfiltration and ultrafiltration processes to cork processing wastewaters and assessment of the membrane fouling, *Sep. Purif. Technol* 50, 354-364.

Bingqing Z., Dongsheng Wang, Tao Li , Christopher W.K. Chow, Chihpin Huang (2010), Influence of floc structure on coagulation–microfiltration performance: Effect of Al speciation characteristics of PACls. *Separation and Purification Technology* 72 (2010) 22–27.

Bourgeois K.N., Darby J.L. y Tchobanoglous G. (2001), Ultrafiltration of Wastewater: Effects of Particles, Mode of Operation, and Backwash Effectiveness, *Water Research* 35(19), 77-90.

Chen L. and Sheng H. (2004), Treatment of chemical mechanical polishing wastewater by electrocoagulation: system performances and sludge settling characteristics. *Chem. Eng. Sci.* pp. 235-242.

Cheng R., Liang S., Wang H., Beuhler M. (1994), Enhanced coagulation for arsenic removal, *J. AWWA*.

Chen V., Fane A.G., Madaeni S. y Wenten I.G. (1997), Particle Deposition During Membrane Filtration of Colloids: Transition Between Concentration Polarization and Cake Formation, *Journal of Membrane Science* 125,109-122.

Chen X., Chen G., Yue P. (2002), Investigation on the electrolysis voltage of electrocoagulation. *Chem. Eng. Sci.* 57, 2449

Cho M.H., Lee C.H., Lee S. (2005), Influence of floc structure on membrane permeability in the coagulation–MF process, *Water Sci. Technol.* 51, 143–150.

Chwirka J., Colvin C., Gomez J., Mueller P. (2004), Arsenic removal from drinking water using the coagulation/microfiltration process. American Water Works Association. Journal. Denver: Mar 2004. Tomo 96, N° 3; pp. 106.

Crozes G.F., Jacangelo J.G., Anselme C., Laine J.M. (1997), Impact of Ultrafiltration Operating Conditions on Membrane Irreversible Fouling, *Journal of Membrane Science* 124, 63-76.

Desbos G., Laplace C., and Rogalla F. (1990), “Extended Coagulation for Reagent and Space Savings with Wastewater Lamella Settling” in Chemical Water and Wastewater Treatment Proceedings of the 4th Gothenburg Symposium. Edición a cargo de H.H. Hahn y R. Klute Berlin, Springer Verlag. pp.139-150.

Erickson, B. (2003), Field kits fail to provide accurate measure of arsenic in groundwater. *Environmental Science and Technology.* pp.35-38.

García Espinoza E. (2010), Remoción de arsénico en agua por electrocoagulación. Tesis de maestría UNAM, Campus Morelos.

García Olmos (2002), Aplicación de la ósmosis inversa y la nanofiltración en el acondicionamiento de agua para calderas, Tesis doctoral, Universidad de Oviedo.

Ghurye G., Clifford D., Tripp A. (2004), Iron coagulation and direct microfiltration to remove arsenic from groundwater. American Water Works Association. Journal. Denver: Apr 2004. Tomo 96, N° 4; pp. 143.

Gorby S.M., Nriagu J.O (1994), Arsenic in environmental. Arsenic in Human Medicine, John Wiley & Sons, New York.

Greenwood N.N., A. Earnshaw (1984), Chemistry of Elements, Pergamon Press, Oxford, (Chapter 13).

Gutiérrez P., De la Vara S. (2008). Análisis y diseño de experimentos. Mc Graw Hill. Segunda edición. México, D.F. pp. 545.

Hering J., Chen P., Wilkie J., Elimelech M. (1997), Arsenic removal from drinking water during coagulation, *J. Environ. Eng.* 123

Hernández A., Tejerina F., Arribas J.I., Martínez L. y Martínez F. (1990), Microfiltración, Ultrafiltración y Osmosis Inversa, Universidad de Murcia, pp. 140.

Holt, P., Barton, G., Mitchell, C. (2002). A quantitative comparison between chemical dosing and electrocoagulation. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects.* 211: 233-248.

Holt, P., Barton, G., Mitchell, C. (2005). The future for electrocoagulation as a localized water treatment technology. In: *Chemosphere* pp. 355-367

Howe K., Clark M. (2006), Effect of coagulation pretreatment on membrane filtration performance. *American Water Works Association. Journal*; Apr 2006; 98, 4; ABI/INFORM Trade & Industry.

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>

J.C. Ng, J. Wang, A. Shraim (2003), A global health problem caused by arsenic from natural sources, *Chemosphere* 52 (9) 1353–1359.

Jekel, M., Seith, R. (2000), Comparison of conventional and new techniques for the removal of arsenic in a full scale water treatment plant. *Water supply* 18(1/2): 628-631.

Johnston R., Heinjnen H., Wurzel P. (2001), Arsenic in Drinking Water. *Safe Water Technol.*, Final Draft. Cap. 6.

Katsuki Kimura, Tomohiro Maeda, Hiroshi Yamamura, Yoshimasa Watanabe (2008), Irreversible membrane fouling in microfiltration membranes filtering coagulated surface water. *Journal of Membrane Science* 320 (2008) 356–362.

Lui, C, Lin, K. & Kuo, Y. (2003), Application of factor analysis in the assessment of groundwater quality in a blackfoot disease area in Taiwan. *Science of Total Environment* 313:77-89.

Madiec, H., Cepero, E., Mozziconacci, D. (2000), Treatment of arsenic by filter coagulation: a South American advanced technology. IWA Publishing.

Martín A. (2004), Desarrollo e implementación de la EC para la eliminación de contaminantes en agua y acondicionamiento de la misma para uso industrial. Informe final. Desarrollo de infraestructura tecnológica.

Martín A., Rivera L., Piña M., Pérez S. (2006), Tecnologías apropiadas para el tratamiento del agua para consumo humano en zonas marginadas (2° etapa). Informe final. Subcoordinación de hidráulica urbana.

Martín A., Rivera L., Piña M., Pérez S. (2008), Incidencia del gradiente de velocidad en la eficiencia de la electrocoagulación para remover arsénico en un reactor a flujo pistón. *Interciencia*, Julio 2008, Volumen 33 No.7.

Metcalf & Eddy (2003) Wastewater Engineering treatment and reuse. McGraw Hill, New York. 4ta edición. pp.1817.

Mohan D. y Pittman C. U. (2007), Arsenic removal from water/wastewater using adsorbents- A critical review. *Elsevier*.

Montgomery James M. (1985), "Water Treatment Principles and Design". Wiley *Interscience Publication*. New York.

MWH (2005), Water Treatment: Principles and Design, John Wiley and Sons, Segunda edición Inc., Nueva Jersey, Estados Unidos.

Nikolova J.D. e Islam M.A. (1998), Contribution of Absorbed layer Resistance to de Flux-Decline in an Ultrafiltration Process, *Journal Membrane Science* (146), 105-111.

Norma Oficial Mexicana NOM-127-SSA1-1994 MODIFICACION A LA NORMA. Salud ambiental, agua para uso y consumo humano. Límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización. Diario Oficial de la Federación 20 de junio 2000.

P. Jarvis, B. Jefferson, J. Gregory, S.A. Parsons (2005), A review of floc strength and breakage. *Water Research* 39 (2005) 3121–3137.

Parga JR, Cocke D., Valenzuela J., Gomes J., Kemez M., Irwin G., Moreno H., Weir M. (2005) Arsenic removal via electrocoagulation from heavy metal contaminated groundwater in La Comarca Lagunera México. *J. Hazard Mater.* 247-254.

Pyung-Kyu P., Chung-Hak L., Sangho Lee (2006), Variation of specific cake resistance according to size and fractal dimension of chemical flocs in a coagulation-microfiltration process. *Desalination* 199 (2006) 213–215.

Ratna, Kumar, Sanjeev, Chaudhari, Kartic C., Khilar, and S.P. (2004), Mahajan. Removal of arsenic from water by electrocoagulation. *Chemosphere* 55 1245-1252

Ratnaike, R. (2003), Acute and chronic arsenic toxicity. *Postgraduate Medical Journal.* 79(933): 391-396.

Reynolds T. (1982), Unit operations and processes in environmental engineering. PWS Publishing Company is a division of Wadsworth, Inc. Boston. Second Edition.

Rios, B., Almeraya, F., Herrera, A. (2005). Electrode Passivation in the Electrocoagulation Process. *Portugaliae Electroquimica Acta* 23:17-34

Rivera M., Cortés J., Soberanis M., Martín A. (2000), Remoción de Hierro y Arsénico de agua de consumo humano mediante precipitación y adsorción en Zimapán, Hidalgo, México, Anales del XXVII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental: Las Américas y la Acción por el Medio Ambiente en el Mundo, Rio de Janeiro.

Romero Rojas Jairo Alberto. (2006), Purificación del agua. Segunda edición. Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería, pp. 53-79, pp. 92-93, pp.373-387

Sepúlveda R. (2009), El arsénico en la contaminación de aguas subterráneas. *Ciencia UANL*, Vol. XII, Núm 3. pp. 239-244.

S. J. Judd and P. Hillis (2001), Optimisation of combined coagulation and microfiltration for water treatment. *Wat. Res.* Vol. 35, No. 12, pp. 2895–2904, 2001 Elsevier Science.

Smedley P.L., H.B. Nicolli, D.M.J. Macdonald, A.J. Barros, J.O. Tullio, (2002) Hydrogeochemistry of arsenic and other inorganic constituents in groundwaters from La Pampa, Argentina, *Appl. Geochem.* 17 (3) 259–284.

- States, J.C., Srivastava, S., Chen, Y. & Barchowskys, A. (2009), Arsenic and cardiovascular disease. *Toxicological Sciences*. 107(2): 312-323.
- Stephenson, T.; Brindle, K.; Judd, S.; Jefferson, B. (2000) Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment. IWA Publishing: London United Kingdom.
- U.S Environmental Protection Agency. Arsenic in drinking water. 22 enero (2001). <http://www.epa.gov/safewater/arsenic/regulation.html>
- Vickers, J. C. (1992), "Engineering Design Considerations for Microfiltration Systems", Proceedings of the AWWA 1992 Annual Conference, Vancouver, Canada, pp. 81.
- Virgo F., Gallego S. y Sepúlveda J. (2006), Soluciones al Ensuciamiento de Membranas en Instalaciones de Ósmosis Inversa, *Agua Latinoamérica* 6(4), 6-11.
- Wanga J., Guan J., Santiwong S.R., Waite D.T. (2008), Characterization of floc size and structure under different monomer and polymer coagulants on microfiltration membrane fouling. *Journal of Membrane Science* 321 (2008) 132–138.
- Wang S., C.N. Mulligan (2006), Occurrence of arsenic contamination in Canada: 3127 sources, behavior and distribution, *Sci. Total Environ.* pp.701–721.
- WEF (Water Environment Federation), 2006. Membrane Systems for Wastewater Treatment, Mc Graw Hill. Nueva York, NY EEUU, pp. 284.
- Welch A. and Stollenwerk K. (2003), Arsenic in Ground Water Geochemistry and Occurrence. Kluwer Academic Publishers, pp. 475.
- Whipple, D., Baygents, J., Farrel, J. (2007), Electrocoagulation: A Technology for Water Recycle and Wastewater Treatment in Semiconductor Manufacturing. Technology and Research Initiative Foundation.
- Yan Wang , Bao-Yu Gao, Xiu-Ming Xu, Wei-Ying Xu, Gui-Ying Xu (2009), Characterization of floc size, strength and structure in various aluminum coagulants treatment. *Journal of Colloid and Interface Science* 332 (2009) 354–359.
- Yousuf M., Mollah A., Schennach Robert, Parga José R., Cocke David L. (2001), Electrocoagulation (EC)-Science and Applications. *Journal of Hazardous Materials* B84 pp 29-41.

ANEXOS

A1. Calibración hidráulica de los reactores de EC

A1.1 Calibración hidráulica del reactor con espaciamiento de 0.4 cm

1. Se introduce al reactor una pérdida de carga (Δh) de 30 cm de Hg (por medio del manómetro diferencial), registrando el caudal que pasa por el reactor de EC (mediante un aforo).
2. Disminuir la pérdida de carga en 2 cm y en ocasiones en 1 cm hasta obtener un Δh de 0.5 cm, registrando el caudal respectivo de cada Δh .
3. Realizar la conversión de la pérdida de carga de cm de Hg a cm de H₂O
4. Calcular el tiempo de residencia dentro del reactor, para cada caudal obtenido mediante:

$$T = \frac{V}{Q}$$

Donde:

T= Tiempo de residencia (s)

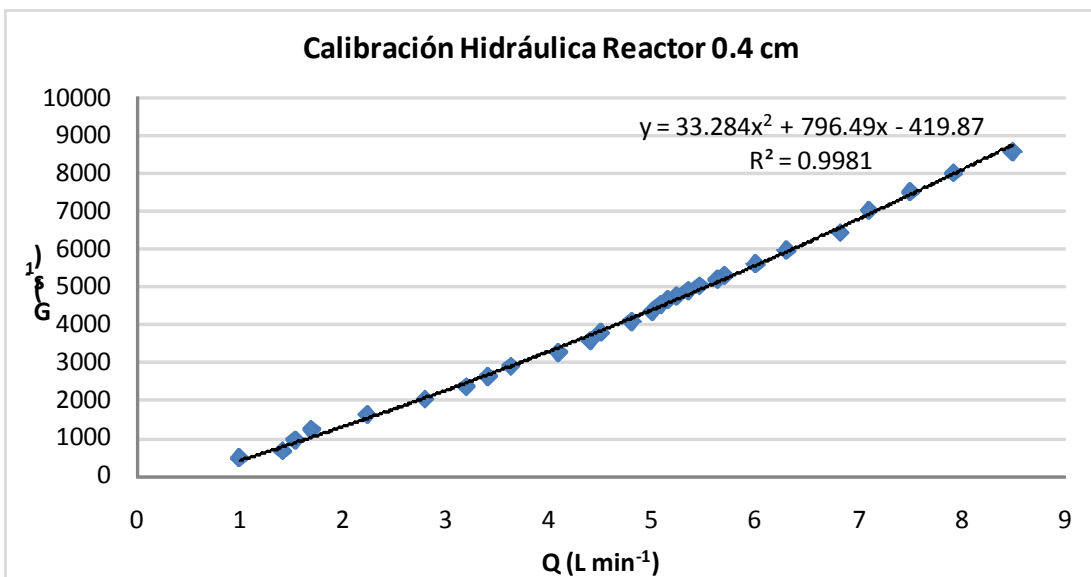
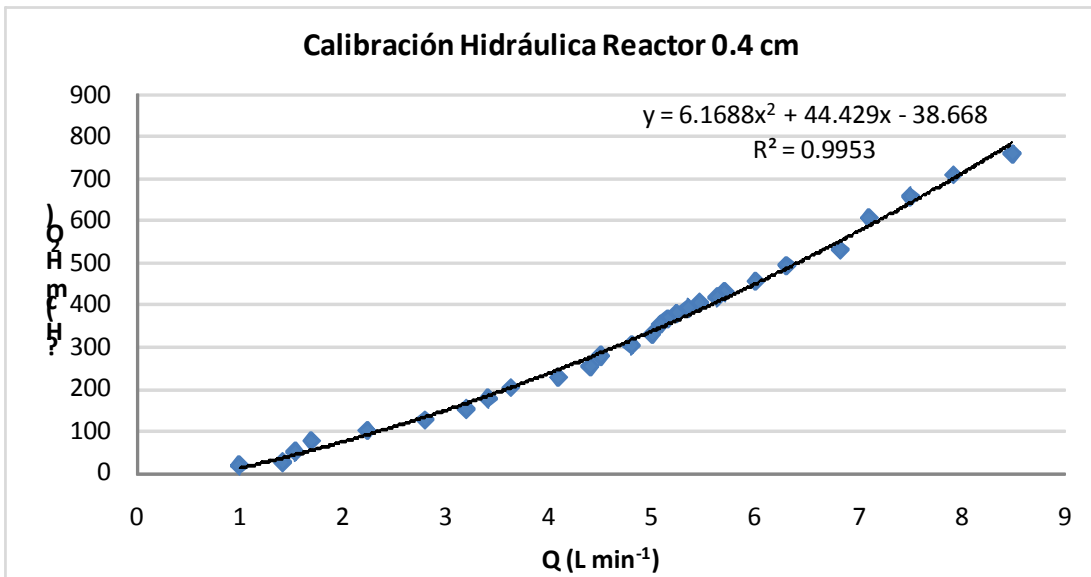
V= Volumen del reactor (L)

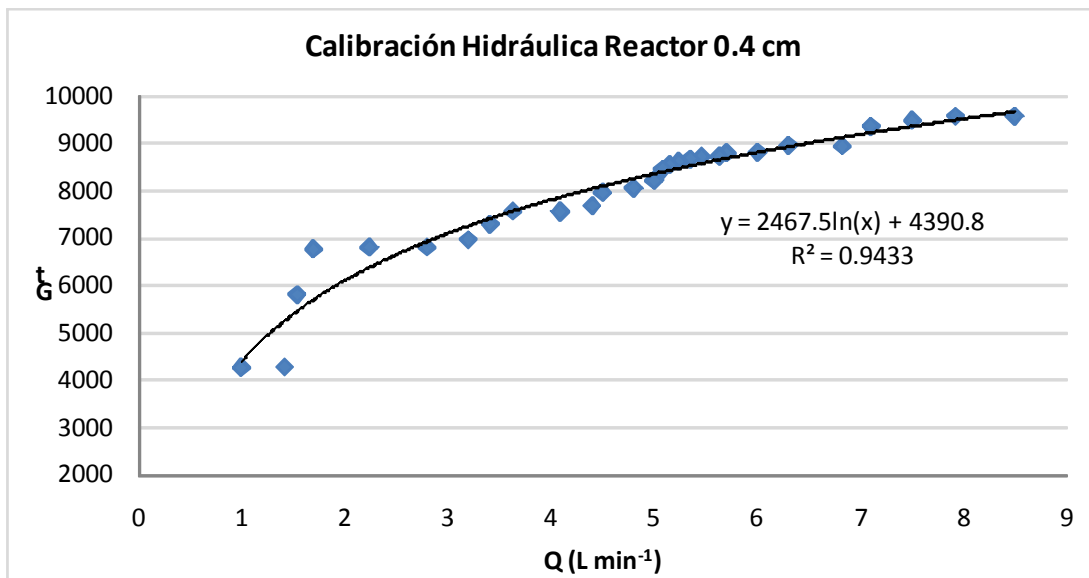
Q= Caudal (L min⁻¹)

5. Calcular el gradiente (G) con respecto a cada valor de Δh , mediante la ecuación 9, presentada en la sección 3.3.6.4.5.
6. Se procede a realizar la gráfica correspondiente entre caudal y gradiente, caudal y Gt.

Q (L min ⁻¹)	ΔH (cm Hg)	ΔH (cm H ₂ O)	t (seg)	G (s ⁻¹)	Gt
8.49	30.00	756.00	1.12	8575.49	9580.42
7.92	28.00	705.60	1.20	8001.77	9582.84
7.50	26.00	655.20	1.26	7503.46	9489.29
7.10	24.00	604.80	1.34	7014.22	9370.32
6.82	21.00	529.20	1.39	6430.52	8943.25
6.30	19.50	491.40	1.51	5955.69	8966.54
6.00	18.00	453.60	1.58	5584.14	8827.52
5.70	17.00	428.40	1.66	5289.40	8801.67
5.63	16.50	415.80	1.68	5178.94	8725.00
5.46	16.00	403.20	1.74	5022.28	8724.52
5.35	15.50	390.60	1.77	4893.13	8674.95
5.24	15.00	378.00	1.81	4763.82	8622.99
5.15	14.50	365.40	1.84	4643.36	8551.81
5.08	14.00	352.80	1.87	4531.48	8460.77

5.00	13.00	327.60	1.90	4332.13	8217.97
4.80	12.00	302.40	1.98	4078.08	8058.38
4.50	11.00	277.20	2.11	3780.48	7968.34
4.40	10.00	252.00	2.16	3564.27	7683.37
4.09	9.00	226.80	2.32	3260.07	7560.27
3.63	8.00	201.60	2.61	2895.63	7566.06
3.41	7.00	176.40	2.78	2625.25	7302.13
3.20	6.00	151.20	2.96	2354.48	6978.76
2.80	5.00	126.00	3.39	2010.52	6810.58
2.24	4.00	100.80	4.23	1608.42	6810.58
1.70	3.00	75.60	5.58	1213.47	6770.40
1.54	2.00	50.40	6.16	943.02	5808.08
1.42	1.00	25.20	6.68	640.31	4276.95
1.00	0.70	17.64	9.48	449.57	4264.10

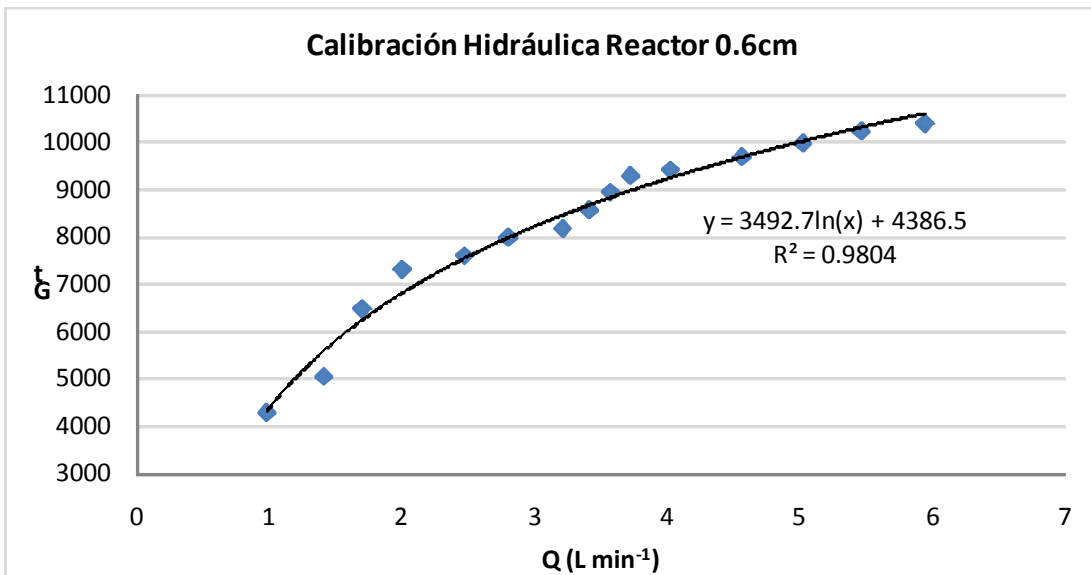
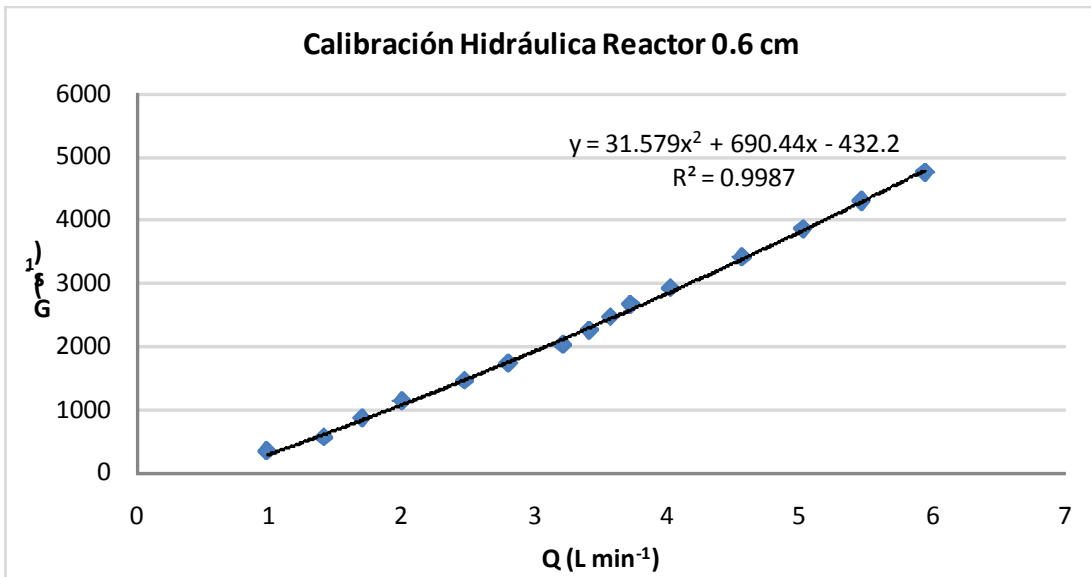
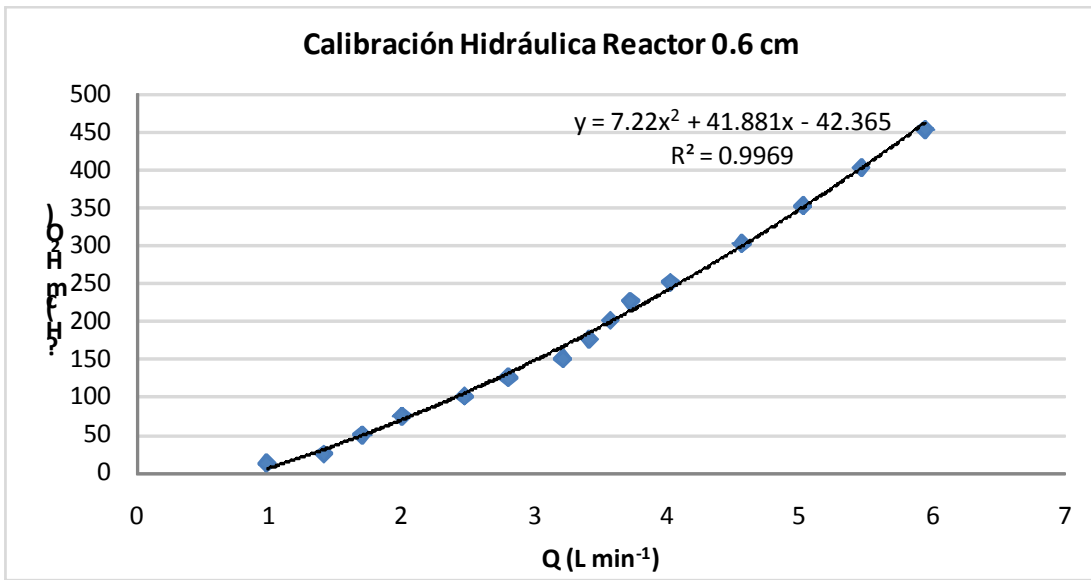




A1.2 Calibración hidráulica del reactor con espaciamiento de 0.6 cm

1. Se introduce al reactor una pérdida de carga (Δh) de 18 cm de Hg (por medio del manómetro diferencial), registrando el caudal que pasa por el reactor de EC (mediante un aforo).
2. Realizar los mismos procedimientos descritos en el Anexo A1.1 del paso 2 al 6.

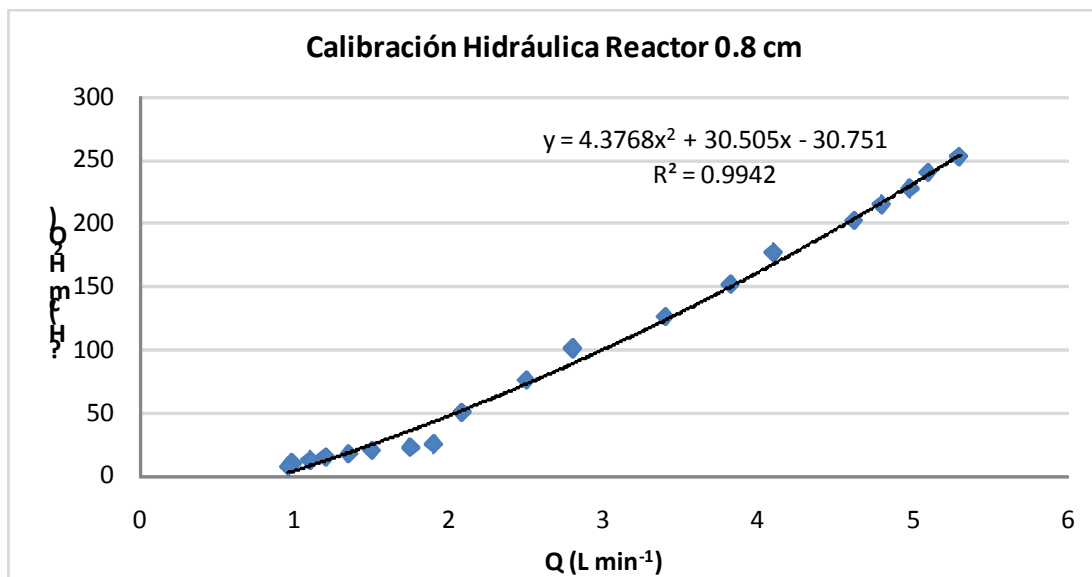
Q (L min ⁻¹)	ΔH (cm Hg)	ΔH (cm H ₂ O)	t (seg)	G (s ⁻¹)	Gt
5.94	18.00	453.60	2.19	4742.62	10393.84
5.46	16.00	403.20	2.38	4286.92	10221.08
5.02	14.00	352.80	2.59	3845.08	9971.15
4.56	12.00	302.40	2.85	3392.83	9685.93
4.02	10.00	252.00	3.24	2908.05	9417.16
3.72	9.00	226.80	3.50	2653.88	9287.16
3.57	8.00	201.60	3.65	2451.14	8938.07
3.41	7.00	176.40	3.82	2240.86	8554.70
3.21	6.00	151.20	4.06	2012.88	8163.12
2.80	5.00	126.00	4.65	1716.14	7978.83
2.47	4.00	100.80	5.27	1441.68	7598.27
2.00	3.00	75.60	6.51	1123.48	7312.72
1.70	2.00	50.40	7.66	845.72	6476.25
1.41	1.00	25.20	9.23	544.58	5028.72
0.98	0.50	12.60	13.29	321.04	4265.19

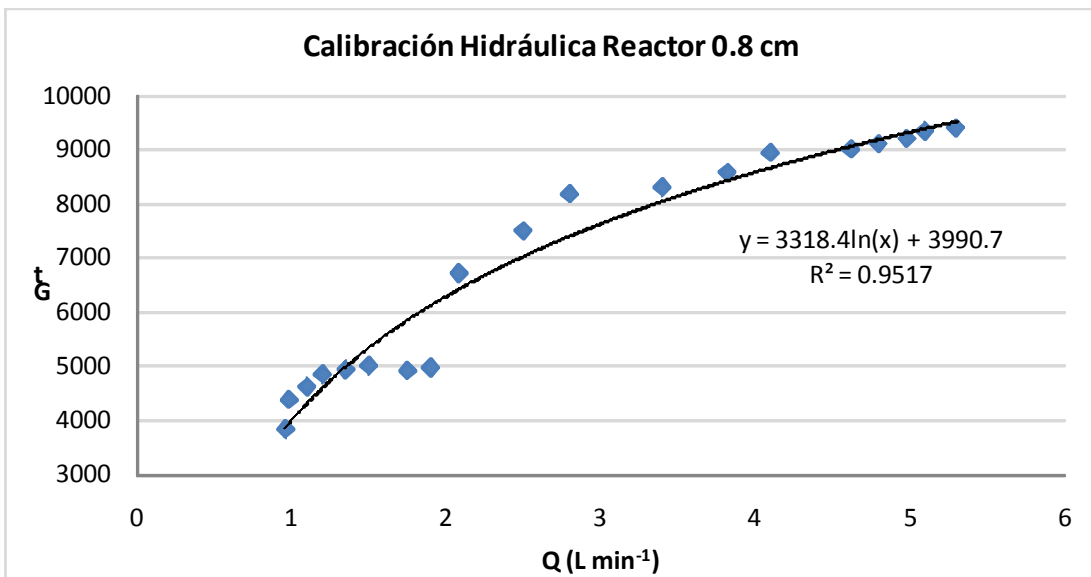
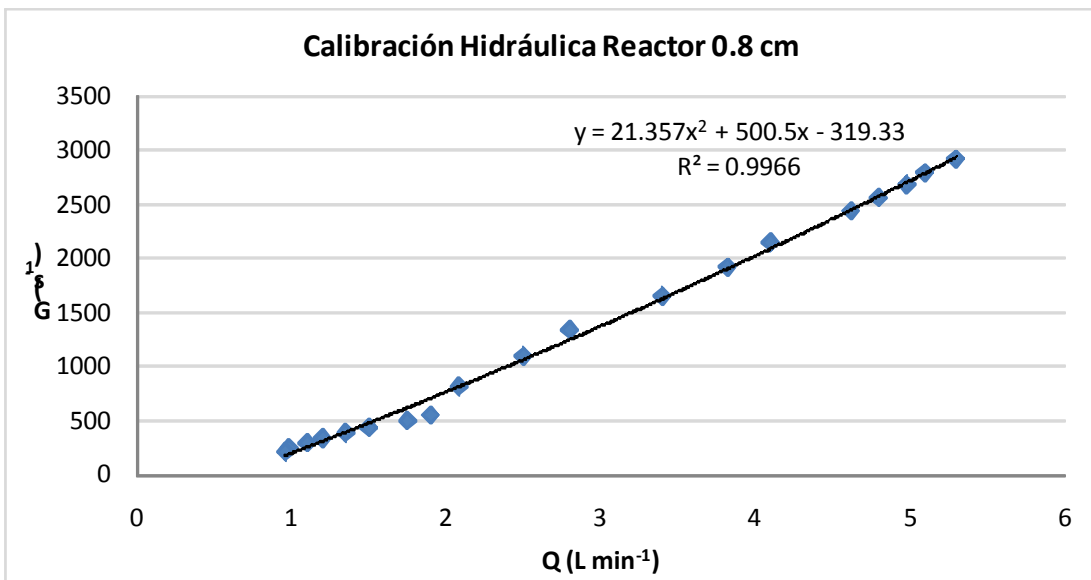


A1.3 Calibración hidráulica del reactor con espaciamiento de 0.8 cm

1. Se introduce al reactor una pérdida de carga (Δh) de 10 cm de Hg (por medio del manómetro diferencial), registrando el caudal que pasa por el reactor de EC (mediante un aforo).
2. Realizar los mismos procedimientos descritos en el Anexo A1.1 del paso 2 al 6.

Q (L min ⁻¹)	ΔH (cm Hg)	ΔH (cm H ₂ O)	t (seg)	G (s ⁻¹)	Gt
5.30	10.00	252.00	3.22	2917.85	9385.55
5.10	9.50	239.40	3.34	2789.79	9325.55
4.98	9.00	226.80	3.42	2683.25	9185.53
4.80	8.50	214.20	3.55	2560.09	9092.57
4.62	8.00	201.60	3.69	2436.64	8991.28
4.10	7.00	176.40	4.16	2147.17	8928.01
3.82	6.00	151.20	4.46	1918.81	8563.31
3.40	5.00	126.00	5.01	1652.53	8285.97
2.80	4.00	100.80	6.09	1341.32	8166.74
2.50	3.00	75.60	6.82	1097.63	7484.94
2.08	2.00	50.40	8.20	817.47	6700.09
1.90	1.00	25.20	8.97	552.46	4957.02
1.75	0.90	22.68	9.74	503.00	4900.04
1.50	0.80	20.16	11.37	439.05	4989.96
1.35	0.70	17.64	12.63	389.62	4920.17
1.20	0.60	15.12	14.21	340.09	4831.51
1.10	0.50	12.60	15.50	297.24	4606.66
0.98	0.40	10.08	17.40	250.94	4365.30
0.96	0.30	7.56	17.76	215.09	3819.64





A2. Opciones para el tratamiento del agua de retrolavado y de lodos



A3. Calibración del potenciómetro Orion modelo 420 A

Este procedimiento sólo es aplicable para el manejo y calibración del potenciómetro Orion modelo 420 A en las mediciones de pH, mV y temperatura.

Especificaciones del equipo

Rango de pH= -2.000 a 19.999

Resolución= 0.001/0.01/0.1 pH

Precisión relativa= ± 0.005

Pendiente= 80 a 120%

Temperatura= -5.0 a 105.0 °C

Resolución= 0.1 °C

Precisión relativa= ± 1.0 °C

Rango de milivolts= -1600 a + 1600

Resolución= 0.1 mV

Precisión relativa= ± 0.2 mV ó $\pm 0.05\%$

Procedimiento de calibración y medición de pH

La calibración puede efectuarse cada vez que se utilice o una vez al día. Autocalibración con dos buffers.

1. Encienda el equipo (el electrodo debe estar conectado al equipo), elija un buffer de 4.00, o uno de 7.00 y 10.00, esto dependerá del rango de pH de la muestra a analizar.

Nota importante: Antes de hacer cualquier medición deberá de asegurarse que el electrodo se encuentre dentro de una solución de almacenamiento (mezclar 200 ml de buffer pH 7.00 con aproximadamente 1 gramo de KCl) y descubrir el orificio de la parte superior del electrodo. La lectura se tomará cuando aparezca la palabra *Ready* y se escuche un tono.

2. Presione la tecla *mode* hasta que en la pantalla aparezca el símbolo () indicador de funciones sobre el de pH.
3. Saque el electrodo de la solución de almacenamiento, enjuáguelo con agua desionizada y séqueló con un paño suave, colóquelo dentro del buffer 4.00 y anote el valor de temperatura, pH y mV en la bitácora correspondiente dentro de

la selección de calibración (para medir mV presione la tecla *mode* hasta que indique la función de mV y presionando nuevamente la tecla *mode* regrese a la función de pH).

4. Una vez estando en la función de pH, presione la tecla *2nd CAL* la palabra “*CALIBRATE*” aparecerá en la parte superior de la pantalla. Aparecerán los datos de la última calibración. Después de unos segundos será desplegado *P1* en la parte inferior de la pantalla indicando que está lista la medición del primer buffer. Cuando el electrodo se encuentre estable aparecerá la palabra “*READY*” y se indicará en pantalla el valor del buffer corregido a la temperatura. Presione la tecla *yes*. La pantalla permanecerá inmóvil durante unos segundos. Posteriormente aparecerá *P2* en la parte inferior de la pantalla. Esto indica que el potenciómetro está listo para el segundo buffer.
5. Enjuague y seque el electrodo para colocarlo dentro del segundo buffer. Espere hasta que la lectura de pH se estabilice. Posteriormente aparecerá la palabra “*READY*” y se indicará en pantalla el valor del buffer corregido a la temperatura. Presione la tecla *yes*.
Después de que el valor del segundo buffer ha sido aceptado, el valor de la pendiente del electrodo aparecerá en pantalla indicado por *SLP*. Anotar este valor en la bitácora.
El potenciómetro automáticamente cambia a la función de medición (“*MEASURE*”) que se indica en la parte superior de la pantalla. Anote en la bitácora la temperatura, pH y mV del segundo buffer como se indica en el paso 3.
6. Enjuague el electrodo, colóquelo dentro de la muestra y tome la lectura de pH cuando se estabilice el electrodo y aparezca la palabra “*READY*”. El valor de pH se compensa automáticamente con la temperatura.
7. Al finalizar las mediciones, enjuagar el electrodo con agua destilada, secarlo, tapar el orificio en la parte superior del mismo y colocarlo en la solución para almacenamiento, apáguelo presionando la tecla “*POWER*”.

Precauciones

- ✓ Verificar que el electrodo este en buenas condiciones (no roto, no seco internamente).
- ✓ Si se introdujo el electrodo en sustancias gaseosas o con alto contenido de proteínas, límpielo con alcohol y un pedazo de tela suave. Se usa alcohol sólo en casos sumamente necesarios.
- ✓ Antes de almacenar el electrodo enjuague la capucha con agua desionizada y elimine incrustaciones, si las hay.

A4. Calibración del conductímetro Orion

Este procedimiento aplica al conductímetro Orion modelo 145.

Especificaciones del equipo

Adaptador de línea:	110 VAC
Baterías de operación:	Alcalinas no recargables AA (1.5 V)
Apagado automático:	Después de una hora de haber sido presionado la última tecla.

Procedimiento de calibración

1. Presione la tecla *ON/OFF* para encender el equipo. Todos los indicadores aparecerán en la pantalla. Los parámetros de operación serán mostrados secuencialmente; constante de la celda y coeficiente de temperatura.

Nota: Si el indicador *Lo Bat* permanece cambie las baterías

2. Selección de la constante de la celda
 - 2.1 Seleccione con la tecla *X* el modo de conductividad. Introducir la celda en la solución del estándar de conductividad conocida.
 - 2.2 Para desactivar la constante de la celda que por default el equipo tiene 0.475 cm^{-1} , presione la tecla *C*.
 - 2.3 Presione nuevamente la tecla *C* para desactivar la constante fija de la celda en 0.100 cm^{-1} .
 - 2.4 Presione por tercera vez la tecla *C* para el libre ajuste de la constante de la celda.
 - 2.5 Use las teclas *<< >>* para ajustar la constante de la celda. El ajuste de la constante de la celda es en el momento en que la lectura de conductividad corresponde al valor del estándar utilizado.
 - 2.6 Presione la tecla *X* para regresar al modo de medición.
3. Selección de temperatura de referencia
 - 3.1 Apague el instrumento
 - 3.2 Para seleccionar la temperatura de referencia de 20°C a 25°C , sostenga presionando la tecla *TC*, mientras presiona la tecla *ON/OFF*, entonces suelte ambas teclas; en la pantalla el anunciador *Tref 20* (temperatura de referencia de 20°C) aparecerá.

3.3 Repita el paso 3.2 para seleccionar la temperatura de referencia de 25 °C.

4. Rangos de medición de conductividad

4.1 Para seleccionar los rangos de medición verifique que el instrumento se encuentre apagado.

4.2 Para encender el autorango, presione y sostenga la tecla >> mientras el instrumento está apagado, presione la tecla *ON/OFF*, sosteniendo la tecla >>, entonces suelte ambas teclas, el anunciador *ARng* aparecerá en la pantalla.

4.3 Para operar manualmente presione y sostenga la tecla << mientras el instrumento está apagado, presione la tecla *ON/OFF*, sosteniendo la tecla <<, entonces suelte ambas teclas, el anunciador *ARng* desaparecerá.

4.4 Para los cambios manuales en conductividad, o cambios de salinidad o modo de sólidos disueltos totales, continúe presionando *X*.

Precauciones

- ✓ Es conveniente sumergir la celda en agua desionizada tres veces con agua diferente en cada lavado para asegurar su limpieza cada vez que se haga una medición.

A5. Resultados de la dosis de 2 mg L⁻¹ de Fe⁺³ en el proceso de CQ-MF

Prueba a pH de 7.0

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.48	284	2.23	47	2.32	114
1h	7.02	145.5	0.17	8	0.06	30
1.30 h	7.04	144.8	0.16	7	0.07	32
2h	7.03	144.4	0.17	7	0.07	30
2.30 h	7.03	142.6	0.18	8	0.05	33
3h	7.01	142.4	0.19	9	0.05	30
Media	7.03	143.94	0.174	7.8	0.06	31
Varianza	0.00013	1.89	0.00013	0.70	0.00010	2.00
Desviación estándar	0.01	1.37	0.01	0.84	0.01	1.41

Prueba a pH de 6.8

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.48	284	2.23	47	2.32	114
1h	6.84	139.1	0.13	4	0.04	28
1.30 h	6.83	141.2	0.14	5	0.03	29
2h	6.83	144.7	0.14	4	0.04	29
2.30 h	6.84	141.7	0.15	5	0.03	28
3h	6.82	141.6	0.14	4	0.04	28
Media	6.83	141.66	0.14	4.4	0.036	28.4
Varianza	0.00007	4.00	0.00005	0.30	0.00003	0.30
Desviación estándar	0.01	2.00	0.01	0.55	0.01	0.55

Prueba a pH de 6.6

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.48	284	2.23	47	2.32	114
1h	6.64	150.2	0.09	4	0.05	20
1.30 h	6.61	140.6	0.08	3	0.03	19
2h	6.61	142.8	0.09	4	0.05	20
2.30 h	6.62	145.1	0.09	3	0.04	19
3h	6.62	145.3	0.08	3	0.04	20

Media	6.62	144.8	0.086	3.4	0.042	19.6
Varianza	0.00015	12.79	0.00003	0.30	0.00007	0.30
Desviación estándar	0.01	3.58	0.01	0.55	0.01	0.55

Prueba a pH de 6.4

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.48	284	2.23	47	2.32	114
1h	6.4	118.8	0.09	7	0.19	25
1.30 h	6.41	117.4	0.12	6	0.2	24
2h	6.42	118.6	0.12	6	0.2	24
2.30 h	6.41	119.5	0.11	7	0.19	25
3h	6.42	119.2	0.11	7	0.2	25
Media	6.41	118.7	0.11	6.6	0.196	24.6
Varianza	0.00007	0.65	0.00015	0.30	0.00003	0.30
Desviación estándar	0.01	0.81	0.01	0.55	0.01	0.55

Prueba a pH de 6.2

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.48	284	2.23	47	2.32	114
1h	6.2	124.4	0.12	9	0.37	34
1.30 h	6.22	123.9	0.14	9	0.37	32
2h	6.21	124.2	0.14	8	0.37	32
2.30 h	6.21	124.8	0.14	9	0.38	34
3h	6.22	124.1	0.12	8	0.38	33
Media	6.21	124.28	0.132	8.6	0.374	33
Varianza	0.00007	0.12	0.00012	0.30	0.00003	1.00
Desviación estándar	0.01	0.34	0.01	0.55	0.01	1.00

A6. Resultados de la dosis de 3 mg L⁻¹ de Fe⁺³ en el proceso de CQ-MF

Prueba a pH de 7.0

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.51	260	2.76	50	3.26	116
1h	7	154.2	0.11	3	0.02	9
2h	7.02	156.6	0.1	4	0.01	10
4h	7.02	165.2	0.1	3	0.02	11
6h	7.03	149.7	0.09	3	0.01	11
8h	7.01	166.4	0.09	4	0.01	9
Media	7.02	158.42	0.098	3.4	0.014	10
Varianza	0.00013	51.70	0.00007	0.30	0.00003	1.00
Desviación estándar	0.01	7.19	0.01	0.55	0.01	1.00

Prueba a pH de 6.8

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.51	260	2.76	50	3.26	116
1h	6.82	151.6	0.15	5	0.02	12
1.30 h	6.8	152.3	0.12	5	0.02	16
2h	6.81	152.1	0.12	4	0.02	13
2.30 h	6.82	151.9	0.15	5	0.01	13
3h	6.81	161.3	0.14	4	0.02	15
Media	6.81	153.84	0.136	4.6	0.018	13.8
Varianza	0.00007	17.46	0.00023	0.30	0.00002	2.70
Desviación estándar	0.01	4.18	0.02	0.55	0.004	1.64

Prueba a pH de 6.6

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.51	260	2.76	50	3.26	116
1h	6.62	155.9	0.14	5	0.05	22
1.30 h	6.61	151.2	0.15	6	0.04	20
2h	6.62	155	0.11	6	0.04	20
2.30 h	6.62	155.4	0.11	5	0.05	22

3h	6.61	155.3	0.14	5	0.04	21
Media	6.62	154.56	0.13	5.4	0.044	21
Varianza	0.00003	3.63	0.00035	0.30	0.00003	1.00
Desviación estándar	0.01	1.91	0.02	0.55	0.01	1.00

Prueba a pH de 7.2

	pH	Conductividad (µS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (µg/L)
Mtra. Inicial	7.51	260	2.76	50	3.26	116
1h	7.24	169.9	0.19	7	0.05	52
1.30 h	7.24	170.5	0.16	9	0.04	53
2h	7.23	172.9	0.19	8	0.05	52
2.30 h	7.23	173.8	0.18	9	0.04	53
3h	7.24	172.3	0.17	8	0.04	53
Media	7.24	171.88	0.178	8.2	0.044	52.6
Varianza	0.00003	2.68	0.00017	0.70	0.00003	0.30
Desviación estándar	0.01	1.64	0.01	0.84	0.01	0.55

Prueba a pH de 7.4

	pH	Conductividad (µS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (µg/L)
Mtra. Inicial	7.51	260	2.76	50	3.26	116
1h	7.43	198	0.21	10	0.05	57
1.30 h	7.42	197.3	0.22	10	0.04	57
2h	7.43	198.1	0.24	9	0.04	58
2.30 h	7.44	197.5	0.26	10	0.05	59
3h	7.43	197.9	0.26	9	0.04	58
Media	7.43	197.76	0.238	9.6	0.044	57.8
Varianza	0.00005	0.12	0.00052	0.30	0.00003	0.70
Desviación estándar	0.01	0.34	0.02	0.55	0.01	0.84

A7. Resultados de la dosis de 4 mg L⁻¹ de Fe⁺³ en el proceso de CQ-MF

Prueba a pH de 7.0

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.45	280.2	2.91	70.7	4.2	112
1 h	7.01	174.4	0.09	2	0.02	3
2 h	7.04	176.5	0.1	3	0.02	4
3 h	7.05	174.3	0.09	4	0.02	3
4 h	7.05	181.8	0.09	3	0.03	4
5 h	7.03	183.3	0.08	2	0.03	5
Media	7.04	178.06	0.09	2.8	0.024	3.8
Varianza	0.00028	17.85	0.00005	0.70	0.00003	0.70
Desviación estándar	0.02	4.23	0.01	0.84	0.01	0.84

Prueba a pH de 6.8

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.45	280.2	2.91	70.7	4.2	112
1h	6.83	141.5	0.16	6	0.05	7
1.30 h	6.81	142.2	0.17	7	0.04	6
2h	6.82	149	0.16	6	0.04	7
2.30 h	6.81	149.1	0.15	6	0.05	8
3h	6.83	149	0.17	7	0.04	8
Media	6.82	146.16	0.162	6.4	0.04	7.2
Varianza	0.00010	15.54	0.00007	0.30	0.00003	0.70
Desviación estándar	0.01	3.94	0.01	0.55	0.01	0.84

Prueba a pH de 6.6

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.45	280.2	2.91	70.7	4.2	112
1h	6.61	140.3	0.22	8	0.06	12
1.30 h	6.59	138.8	0.21	8	0.05	12
2h	6.62	138.5	0.19	7	0.06	10
2.30 h	6.63	137	0.21	7	0.06	10

3h	6.64	138.1	0.19	7	0.06	11
Media	6.62	138.54	0.204	7.4	0.06	11
Varianza	0.00037	1.43	0.00018	0.30	0.00002	1.00
Desviación estándar	0.02	1.20	0.01	0.55	0.004	1.00

Prueba a pH de 7.2

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.45	280.2	2.91	70.7	4.2	112
1h	7.22	177.2	0.09	8	0.03	12
2h	7.23	185.5	0.1	7	0.03	13
3h	7.22	185.7	0.09	8	0.03	12
4h	7.24	186.2	0.1	7	0.02	14
Media	7.23	183.65	0.095	7.5	0.028	12.75
Varianza	0.00009	18.58	0.00003	0.33	0.00003	0.92
Desviación estándar	0.01	4.31	0.01	0.58	0.01	0.96

Prueba a pH de 7.4

	pH	Conductividad (μS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μg/L)
Mtra. Inicial	7.45	280.2	2.91	70.7	4.2	112
1h	7.41	172.4	0.12	13	0.04	32
1.30 h	7.42	170.2	0.11	14	0.03	34
2h	7.44	173.8	0.12	15	0.04	36
2.30 h	7.43	175.3	0.14	14	0.04	34
3h	7.44	175.1	0.12	15	0.03	36
Media	7.43	173.36	0.12	14.2	0.036	34.4
Varianza	0.00017	4.47	0.00012	0.70	0.00003	2.80
Desviación estándar	0.01	2.11	0.01	0.84	0.01	1.67

A8. Resultados de la aplicación de los mejores valores de dosis y pH para tratar un agua con 200 µg L⁻¹ de arsénico en el proceso de CQ-MF

	pH	Conductividad (µS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (µg/L)
Mtra. Inicial	7.46	248	3.37	112	4.22	232
1 h	6.97	129.9	0.17	5	0.26	28
1.5 h	6.98	129.6	0.17	5	0.26	28
2 h	7	130.8	0.15	4	0.24	25
2.5 h	7.01	115.9	0.12	4	0.24	24
3 h	7.02	116.6	0.11	3	0.21	23
Media	7.00	124.56	0.144	4.2	0.242	25.6
Varianza	0.00043	57.80	0.00078	0.70	0.00042	5.30
Desviación estándar	0.02	7.60	0.03	0.84	0.02	2.30

A9. Resultados de la aplicación de los mejores valores de dosis y pH para tratar un agua con 300 µg L⁻¹ de arsénico en el proceso de CQ-MF

	pH	Conductividad (µS/cm)	Turbiedad (NTU)	Color (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (µg/L)
Mtra. Inicial		205	4.45	121	4.25	321
1 h	7	120.9	0.24	6	0.72	65
1.5 h	7.02	123.1	0.24	6	0.72	65
2 h	7.03	123.7	0.25	7	0.74	66
2.5 h	7.04	123.6	0.27	8	0.74	67
3 h	7.05	123.4	0.28	8	0.76	68
Media	7.028	122.94	0.256	7	0.736	66.2
Varianza	0.00037	1.35	0.00033	1.00	0.00028	1.70
Desviación estándar	0.02	1.16	0.02	1.00	0.02	1.30

A10. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 9,000 y espaciamiento entre electrodos de 0.4 cm

	Voltaje (volts)	[] Hierro (mg/L)	Cloro antes de MF (mg/L)	Cloro salida MF (mg/L)	pH efluente EC	Conductividad efluente EC (μ S/cm)	Turbiedad efluente EC (NTU)
Mtra. Inicial		4.14	4.3		7.76	211	2.25
1 h	13.3	4.18	1.71	0.64	7.75	211	2.26
1.30 h	13.1	4.12	1.68	0.5	7.74	210	2.23
2 h	13.1	4.15	1.68	0.47	7.76	210.7	2.28
2.30 h	12.9	4.15	1.64	0.48	7.77	211.3	2.27
3 h	12.9	4.11	1.62	0.46	7.76	211.4	2.22
Media	13.06	4.14	1.67	0.51	7.76	210.88	2.25
Varianza	0.03	0.001	0.001	0.006	0.00	0.32	0.001
Desviación estándar	0.17	0.03	0.04	0.07	0.01	0.56	0.03

	Color efluente EC (PtCo)	pH efluente MF	Conductividad efluente MF (μ S/cm)	Turbiedad efluente MF (NTU)	Color efluente MF(PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μ g/L)
Mtra. Inicial	52.6			2.25	52.6	4.14	105
1 h	54	7.52	209	0.24	8	0.26	12
1.30 h	48	7.53	208.2	0.22	7	0.24	9
2 h	55	7.51	208.1	0.23	9	0.21	8
2.30 h	54	7.52	209.3	0.23	8	0.25	10
3 h	52	7.56	208.2	0.21	7	0.24	10
Media	52.6	7.528	208.56	0.23	7.8	0.24	9.8
Varianza	7.80	0.0004	0.30	0.0001	0.70	0.0004	2.20
Desviación estándar	2.79	0.02	0.55	0.01	0.84	0.02	1.48

A11. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 6,500 y espaciamiento entre electrodos de 0.6 cm (1 punto central)

	Voltaje (volts)	[] Hierro (mg/L)	Cloro antes de MF (mg/L)	Cloro salida MF (mg/L)	pH efluente EC	Conductividad efluente EC ($\mu\text{S/cm}$)	Turbiedad efluente EC (NTU)
Mtra. Inicial		4.3	4.18		7.74	210.14	2.92
1 h	6.5	4.32	1.52	0.46	7.75	210.2	2.95
1.30 h	6.3	4.32	1.52	0.48	7.77	210	2.94
2 h	6.2	4.31	1.48	0.42	7.74	210.4	2.92
2.30 h	6.2	4.28	1.47	0.44	7.74	210.1	2.88
3 h	6.1	4.27	1.45	0.44	7.71	210	2.89
Media	6.26	4.30	1.49	0.45	7.74	210.14	2.92
Varianza	0.02	0.001	0.001	0.001	0.0005	0.03	0.001
Desviación estándar	0.15	0.02	0.03	0.02	0.02	0.17	0.03

	Color efluente EC (PtCo)	pH efluente MF	Conductividad efluente MF ($\mu\text{S/cm}$)	Turbiedad efluente MF (NTU)	Color efluente MF (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico ($\mu\text{g/L}$)
Mtra. Inicial	55			2.92	55	4.3	105
1 h	56	7.66	209	0.11	7	0.28	18
1.30 h	55	7.69	209	0.12	9	0.24	17
2 h	56	7.62	209.2	0.08	5	0.28	18
2.30 h	55	7.63	209.5	0.1	5	0.23	17
3 h	53	7.64	209.3	0.13	8	0.21	15
Media	55	7.65	209.2	0.11	6.8	0.25	17
Varianza	1.50	0.0008	0.05	0.0004	3.20	0.0010	1.50
Desviación estándar	1.22	0.03	0.21	0.02	1.79	0.03	1.22

A12. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 9,000 y espaciamiento entre electrodos de 0.8 cm

	Voltaje (volts)	[²⁺] Hierro (mg/L)	Cloro antes de MF (mg/L)	Cloro salida MF (mg/L)	pH efluente EC	Conductividad efluente EC (μ S/cm)	Turbiedad efluente EC (NTU)
Mtra. Inicial		4.16	4.36		7.78	221.06	3.16
1 h	15.8	4.2	1.69	0.52	7.76	222	3.16
1.30 h	15.6	4.2	1.69	0.54	7.77	222	3.15
2 h	15.4	4.15	1.68	0.54	7.79	220	3.17
2.30 h	15.4	4.15	1.68	0.52	7.79	220.8	3.15
3 h	15.2	4.1	1.67	0.51	7.77	220.5	3.17
Media	15.48	4.16	1.68	0.53	7.78	221.06	3.16
Varianza	0.05	0.002	0.0001	0.0002	0.0002	0.82	0.0001
Desviación estándar	0.23	0.04	0.01	0.01	0.01	0.90	0.01

	Color efluente EC (PtCo)	pH efluente MF	Conductividad efluente MF (μ S/cm)	Turbiedad efluente MF (NTU)	Color efluente MF (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico (μ g/L)
Mtra. Inicial	55			3.16	55	4.16	107
1 h	53	7.57	226	0.12	6	0.02	14
1.30 h	54	7.54	227	0.11	5	0.01	12
2 h	56	7.52	226.5	0.11	4	0.01	11
2.30 h	57	7.58	225	0.11	6	0.02	11
3 h	55	7.6	225.4	0.14	4	0.01	14
Media	55	7.56	225.98	0.12	5	0.014	12.4
Varianza	2.50	0.001	0.65	0.0002	1.00	0.00003	2.30
Desviación estándar	1.58	0.03	0.81	0.01	1.00	0.01	1.52

A13. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 6,500 y espaciamiento entre electrodos de 0.6 cm (2 punto central)

	Voltaje (volts)	[] Hierro (mg/L)	Cloro antes de MF (mg/L)	Cloro salida MF (mg/L)	pH efluente EC	Conductividad efluente EC ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Turbiedad efluente EC (NTU)
Mtra. Inicial		4.386	4.24		7.72	221.82	3.14
1 h	6.4	4.42	1.6	0.46	7.72	221.8	3.15
1.30 h	6.4	4.38	1.62	0.46	7.74	221.8	3.14
2 h	6.3	4.38	1.58	0.52	7.74	222	3.14
2.30 h	6.3	4.38	1.57	0.52	7.72	222	3.13
3 h	6.2	4.37	1.55	0.51	7.7	221.5	3.14
Media	6.32	4.39	1.58	0.49	7.72	221.82	3.14
Varianza	0.01	0.0004	0.001	0.001	0.0003	0.04	0.0001
Desviación estándar	0.08	0.02	0.03	0.03	0.02	0.20	0.01

	Color efluente EC (PtCo)	pH efluente MF	Conductividad efluente MF ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Turbiedad efluente MF (NTU)	Color efluente MF (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico ($\mu\text{g}/\text{L}$)
Mtra. Inicial	54			3.14	54	4.39	107
1 h	55	7.63	221	0.19	7	0.24	15
1.30 h	56	7.63	221	0.19	6	0.22	14
2 h	55	7.62	222	0.18	6	0.22	14
2.30 h	52	7.62	222	0.18	7	0.22	15
3 h	52	7.62	220	0.18	7	0.19	13
Media	54	7.62	221.2	0.18	6.6	0.22	14.2
Varianza	3.50	0.00003	0.70	0.00003	0.30	0.0003	0.70
Desviación estándar	1.87	0.01	0.84	0.01	0.55	0.02	0.84

A14. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 4,000 y espaciamiento entre electrodos de 0.8 cm

	Voltaje (volts)	[Fe] Hierro (mg/L)	Cloro antes de MF (mg/L)	Cloro salida MF (mg/L)	pH efluente EC	Conductividad efluente EC ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Turbiedad efluente EC (NTU)
Mtra. Inicial		4.19	4.24		7.65	209	3.19
1 h	4	4.25	1.58	0.48	7.69	209	3.24
1.30 h	4	4.25	1.52	0.46	7.61	209	3.21
2 h	3.8	4.18	1.54	0.48	7.64	209	3.15
2.30 h	3.8	4.15	1.54	0.48	7.64	209	3.17
3 h	3.7	4.12	1.52	0.47	7.65	209	3.16
Media	3.86	4.19	1.54	0.47	7.65	209	3.19
Varianza	0.02	0.003	0.001	0.0001	0.001	0.00	0.001
Desviación estándar	0.13	0.06	0.02	0.01	0.03	0.00	0.04

	Color efluente EC (PtCo)	pH efluente MF	Conductividad efluente MF ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Turbiedad efluente MF (NTU)	Color efluente MF(PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico ($\mu\text{g}/\text{L}$)
Mtra. Inicial	51			3.19	51	4.19	108
1 h	50	7.53	209	0.22	9	0.62	29
1.30 h	50	7.51	209	0.21	8	0.64	33
2 h	52	7.53	210	0.24	9	0.62	28
2.30 h	51	7.47	210	0.2	9	0.66	34
3 h	52	7.54	210	0.29	8	0.61	29
Media	51	7.52	209.6	0.23	8.6	0.63	30.6
Varianza	1.00	0.0008	0.30	0.0013	0.30	0.0004	7.30
Desviación estándar	1.00	0.03	0.55	0.04	0.55	0.02	2.70

A15. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 6,500 y espaciamiento entre electrodos de 0.6 cm (3 punto central)

	Voltaje (volts)	[] Hierro (mg/L)	Cloro antes de MF (mg/L)	Cloro salida MF (mg/L)	pH efluente EC	Conductividad efluente EC ($\mu\text{S/cm}$)	Turbiedad efluente EC (NTU)
Mtra. Inicial		4.32	4.22		7.63	208.7	2.98
1 h	6.5	4.35	1.55	0.48	7.64	209	3.02
1.30 h	6.4	4.26	1.55	0.48	7.63	208.6	2.92
2 h	6.4	4.34	1.53	0.47	7.63	208.9	3.02
2.30 h	6.2	4.34	1.54	0.48	7.63	208	2.98
3 h	6.2	4.31	1.53	0.47	7.63	209	2.98
Media	6.34	4.32	1.54	0.48	7.63	208.7	2.98
Varianza	0.02	0.001	0.0001	0.00003	0.00002	0.18	0.002
Desviación estándar	0.13	0.04	0.01	0.01	0.004	0.42	0.04

	Color efluente EC (PtCo)	pH efluente MF	Conductividad efluente MF ($\mu\text{S/cm}$)	Turbiedad efluente MF (NTU)	Color efluente MF (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico ($\mu\text{g/L}$)
Mtra. Inicial	57			2.98	57	4.32	108
1 h	58	7.58	209	0.14	6	0.22	16
1.30 h	54	7.58	208	0.16	7	0.25	20
2 h	59	7.58	208	0.14	7	0.19	15
2.30 h	57	7.57	208	0.12	6	0.19	15
3 h	57	7.57	208	0.12	5	0.18	16
Media	57	7.58	208.2	0.14	6.2	0.206	16.4
Varianza	3.50	0.00003	0.20	0.0003	0.70	0.0008	4.30
Desviación estándar	1.87	0.01	0.45	0.02	0.84	0.03	2.07

A16. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 4,000 y espaciamiento entre electrodos de 0.4 cm

	Voltaje (volts)	[] Hierro (mg/L)	Cloro antes de MF (mg/L)	Cloro salida MF (mg/L)	pH efluente EC	Conductividad efluente EC ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Turbiedad efluente EC (NTU)
Mtra. Inicial		4.39	4.4		7.60	209.6	3.31
1 h	3.3	4.45	1.78	0.55	7.59	210	3.36
1.30 h	3.3	4.46	1.77	0.55	7.6	210	3.26
2 h	3.3	4.42	1.77	0.55	7.61	210	3.29
2.30 h	3.2	4.3	1.75	0.54	7.59	209	3.36
3 h	3.2	4.3	1.75	0.54	7.6	209	3.28
Media	3.26	4.39	1.76	0.55	7.60	209.6	3.31
Varianza	0.003	0.006	0.0002	0.00003	0.0001	0.30	0.002
Desviación estándar	0.05	0.08	0.01	0.01	0.01	0.55	0.05

	Color efluente EC (PtCo)	pH efluente MF	Conductividad efluente MF ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Turbiedad efluente MF (NTU)	Color efluente MF (PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico ($\mu\text{g}/\text{L}$)
Mtra. Inicial	54			3.31	54	4.39	108
1 h	56	7.47	209	0.23	9	0.71	41
1.30 h	51	7.44	209	0.28	9	0.71	43
2 h	54	7.42	208.6	0.27	9	0.71	43
2.30 h	55	7.48	208.4	0.27	9	0.68	36
3 h	54	7.46	208.6	0.21	8	0.71	41
Media	54	7.45	208.72	0.25	8.8	0.70	40.8
Varianza	3.50	0.0006	0.07	0.0009	0.20	0.0002	8.20
Desviación estándar	1.87	0.02	0.27	0.03	0.45	0.01	2.86

A17. Resultados del proceso de EC-MF al trabajar con un Gt de 6,500 y espaciamiento entre electrodos de 0.6 cm (4 punto central)

	Voltaje (volts)	[] Hierro (mg/L)	Cloro antes de MF (mg/L)	Cloro salida MF (mg/L)	pH efluente EC	Conductividad efluente EC ($\mu\text{S/cm}$)	Turbiedad efluente EC (NTU)
Mtra. Inicial		4.44	4.38		7.62	209.42	3.09
1 h	6.4	4.45	1.74	0.52	7.62	209.8	3.11
1.30 h	6.4	4.45	1.74	0.52	7.64	209.8	3.08
2 h	6.4	4.44	1.74	0.52	7.64	209	3.09
2.30 h	6.3	4.42	1.72	0.51	7.62	209	3.08
3 h	6.3	4.44	1.72	0.51	7.6	209.5	3.07
Media	6.36	4.44	1.73	0.52	7.62	209.42	3.09
Varianza	0.003	0.0002	0.0001	0.00003	0.0003	0.16	0.0002
Desviación estándar	0.05	0.01	0.01	0.01	0.02	0.40	0.02

	Color efluente EC (PtCo)	pH efluente MF	Conductividad efluente MF ($\mu\text{S/cm}$)	Turbiedad efluente MF (NTU)	Color efluente MF(PtCo)	Concentración de hierro (mg/L)	Concentración de arsénico ($\mu\text{g/L}$)
Mtra. Inicial	52			3.09	52	4.44	108
1 h	53	7.58	208	0.18	6	0.19	14
1.30 h	53	7.54	208	0.19	6	0.21	14
2 h	51	7.56	208	0.17	7	0.2	12
2.30 h	52	7.55	208	0.16	6	0.19	12
3 h	51	7.55	208	0.17	7	0.19	12
Media	52	7.56	208	0.17	6.4	0.20	12.8
Varianza	1.00	0.0002	0.00	0.0001	0.30	0.0001	1.20
Desviación estándar	1.00	0.02	0.00	0.01	0.55	0.01	1.10