



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO**

---

---

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO  
EN INGENIERÍA**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**REMOCIÓN DE ARSÉNICO EN AGUA POR  
ELECTROCOAGULACIÓN**

**T E S I S**

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
**MAESTRO EN INGENIERÍA**

INGENIERÍA AMBIENTAL - AGUA

P R E S E N T A:

**JOSÉ EDY GARCÍA ESPINOSA**

TUTORA:

**DRA. ALEJANDRA MARTÍN DOMÍNGUEZ**



**2010**

## **JURADO ASIGNADO:**

**Presidente:** Dra. Georgina Fernández Villagómez

**Secretario:** M. I. José Luis Martínez Palacios

**Vocal:** Dra. Alejandra Martín Domínguez

**1<sup>er.</sup> Suplente:** Dr. Francisco Javier Garfias Vázquez

**2<sup>do.</sup> Suplente:** Dra. María Teresa Orta Ledezma

## **Lugar donde se realizó la tesis:**

### **Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)**

Paseo Cuauhnáhuac #8532

Col. Progreso

Jiutepec, Morelos, México.

CP. 62550,

[www.imta.mx](http://www.imta.mx)

## **TUTOR DE TESIS:**

---

**DRA. ALEJANDRA MARTÍN DOMÍNGUEZ**

## **AGRADECIMIENTOS**

Seguro estoy que no alcanzaría tinta ni papel para agradecer a todas las personas que directa o indirectamente contribuyeron para la realización de este gran sueño. Pero por cuestiones de justicia moral nombraré a las principales:

Agradezco infinitamente tanto a la **Dra. Alejandra Martín Domínguez**, por la gran paciencia, cariño y disposición de convertirme en un profesionista de calidad y con valores, como a sus cómplices en esta tarea, a **M. I. Ma de Lourdes Rivera Huerta**, **M.I. Martín Piña Soberanis**, **M.C. Sara Pérez Castrejón**, y **M. C. Juana Enriqueta Cortés Muñoz** y al resto de la Sudcoordinación de Potabilización del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA). Muchas gracias y que Dios los bendiga y los cuide, aunque ustedes no quieran o no se dejen.

También quiero agradecer a todos mis compañeros y amigos de la maestría que siempre me estuvieron impulsando a cumplir con el proceso final de titulación, así como a mis compañeros de la Subgerencia de Agua Limpia adscrita a la Gerencia de Potabilización y Tratamiento de la Comisión Nacional del Agua (CONAGUA) y particularmente al **Ing. Lucio T. Domínguez Rodríguez** y al **Ing. Marco Antonio Xochipa Morales** por brindarme su gran apoyo laboral y personal.

En forma especial agradezco a la familia Alvear Salazar por adoptarme como uno más en su familia, específicamente al **Sr. Tiburcio Alvear** y a la **Sra. Concepción Salazar de Alvear** por su paciencia, cariño, respeto y apoyo mostrados en todo momento. A mis hermanos y sobrinos adoptivos **Laura, Blanca, Elba, Ramón, Daniel, Andrea y Víctor** muchas gracias. En forma muy especial agradezco a **Fernando Isael Alvear Salazar** por su gran apoyo y amistad y por todo simplemente mil gracias...

Finalmente, agradezco a toda la maravillosa familia Espinosa por su gran cariño, apoyo y comprensión mostrados desde el inicio de esta gran aventura. Muchas gracias por todo.

## **DEDICATORIA**

Empezando como se debe, quiero referenciar a dos de las principales personas que supieron forjarme el carácter, la disciplina y los valores necesarios que me abrieron, y siguen abriendo, las puertas para la consumación de mis sueños y objetivos:

Mi madre la **Sra. María del Pilar Espinosa Suriano**

Gracias por tu infinito amor, cariño, paciencia y sobre todo por jamás dejar de creer en mí, aún cuando el mundo entero había dejado de hacerlo. Si volviera a nacer pediría a Dios elegirte como mi madre de nuevo.

Mi padre el **Sr. Bernabé García Enríquez**

Gracias por tu apoyo y cariño brindados en cada momento que pasaste junto a mí, aunque separados físicamente varios años, siempre te estaré agradecido por el apoyo que en todo momento me brindaste y por tu sacrificio al irte en busca de una mejor calidad de vida y un mejor futuro para mamá y para mí.

---

## ÍNDICE

	<b>Página</b>
<b>Índice</b>	i
<b>Índice de Tablas</b>	iv
<b>Índice de Figuras</b>	vi
<b>1. INTRODUCCIÓN</b>	1
<b>Resumen</b>	6
<b>Abstract</b>	7
<b>2. FUNDAMENTOS</b>	8
2.1 Contaminación por arsénico, un problema de carácter mundial	9
2.1.1 La química del arsénico	9
2.1.2 Tratamientos para la remoción de arsénico	11
2.2 Coagulación química	13
2.2.1 Dosis y tipo de coagulante	20
2.2.2 pH	21
2.2.3 Aniones y cationes presentes en el agua	21

---

2.2.4	Temperatura	22
2.2.5	Mezcla rápida	23
2.3	Floculación	32
2.4	Sedimentación	36
2.5	Electroquímica	38
2.5.1	Corriente y potencial	39
2.5.2	Pasivación por concentración	42
2.5.3	Pasivación cinética	42
2.5.4	Reacciones electroquímicas Redox	43
2.5.5	Ley de Faraday	44
2.5.6	Reactores electroquímicos	44
2.6	Electrocoagulación	46
2.7	Factores que influyen en la Electrocoagulación	51
2.7.1	Material de electrodos	52
2.7.2	Pasivación de electrodos	52

---

2.7.3 Distancia o separación entre electrodos	53
2.7.4 Densidad de corriente	53
2.7.5 Área de los electrodos	54
2.7.6 Gradientes de mezcla rápida	54
2.7.7 Contaminantes presentes en el medio	54
2.7.8. Conductividad	55
2.8 Diseño de experimentos	56
<b>3. METODOLOGÍA</b>	<b>60</b>
3.1 Montaje experimental	62
3.1.1.Reactor de Electrocoagulación (EC)	64
3.1.2 Manómetro de mercurio	68
3.1.3 Floculadores	71
3.1.4 Sedimentador de alta tasa	73
3.1.5 Unidad de filtración	76
3.2 Descripción de las pruebas	80

---

3.2.1 Efecto de la separación entre electrodos y la conductividad en la producción y remoción de hierro	82
3.2.2 Efecto del tipo y gradiente de floculación en la remoción de hierro	85
3.2.3 Efecto de la separación entre electrodos en la remoción de arsénico	86
3.2.4 Efecto de la dosis de hierro en la remoción de diferentes concentraciones de arsénico	88
3.2.5 Comparación de Electrocoagulación y Coagulación Química con cloruro férrico	91
3.3 Cálculo de costos por tipo de proceso en función de la remoción de hierro y arsénico	94
3.3.1 Costo de energía	94
3.3.2 Costo de cloración	97
3.3.3 Costo por sal	97
3.3.4 Costo de electrodos	98
3.3.5 Costo por coagulante	98
3.3.6 Costo por ajuste de pH	99
3.4 Cálculo teórico del voltaje requerido para fijar la corriente de estudio	99



---

<b>4. RESULTADOS</b>	102
4.1 Efecto de la separación entre electrodos y la conductividad en la producción y remoción de hierro	103
4.1.1 Producción de hierro (FeP %)	105
4.1.2 Remoción de hierro (FeR %)	107
4.2 Efecto del tipo y gradiente de floculación en la remoción de hierro (FeR %)	114
4.3 Efecto de la separación entre electrodos en la remoción de arsénico	118
4.4 Efecto de la dosis de hierro en la remoción de diferentes concentraciones de arsénico	124
4.5 Comparación de Electrocoagulación y Coagulación Química con cloruro férrico	129
4.5.1 Dosificación y remoción de hierro (FeR %)	129
4.5.2 Remoción de arsénico (AsR %)	134
4.6 Costos por tipo de proceso en función de la remoción de hierro y arsénico	135
4.6.1 Costos de producción (FeP %) y remoción de hierro (FeR %) a diferentes aperturas de electrodos y conductividades	136

---

4.6.2 Costos de remoción de hierro (FeR %) en función del tipo y gradiente de floculación	138
4.6.3 Costos de remoción de arsénico en función de la separación entre electrodos	139
4.6.4 Costos de remoción de arsénico (AsR %) en función de la dosis de hierro con diferentes concentraciones de arsénico	140
4.6.5 Comparación de costos de remoción de hierro y arsénico mediante Electrocoagulación y Coagulación Química con cloruro férrico	140
<b>CONCLUSIONES</b>	143
<b>ANEXOS</b>	148
Paquete de Cómputo PHOENICS	149
Prueba de trazadores de los floculadores	151
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	155

---

## Lista de Tablas

	<b>Página</b>
2.1. Principales tratamientos fisicoquímicos de remoción de arsénico	12
2.2. Unidades para mezcla rápida comúnmente empleadas en el tratamiento de agua [Laurence; 2005]	29
2.3. Valores de $(\gamma/\mu)^{0.5}$ en función de la temperatura	36
3.1. Calidad del agua de la red del IMTA	62
3.2 Gradientes estudiados con el floculador mecánico	72
3.3. Primera configuración de operación del floculador hidráulico	73
3.4. Segunda configuración de operación del floculador hidráulico	73
3.5. Análisis granulométrico de la arena de la unidad de filtración	77
3.6. Análisis granulométrico de la antracita de la unidad de filtración	78
3.7. Condiciones de operación establecidas para el diseño experimental	84

---

2<sup>2</sup> de la primera etapa de pruebas

3.8. Condiciones de floculación en equipo de jarras	84
3.9. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la segunda etapa	87
3.10. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la segunda etapa (continuación)	87
3.11. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la tercera etapa	89
3.12. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la tercera etapa (Continuación)	89
3.13. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la cuarta etapa	90
3.14. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas de Coagulación Química	93
3.15. Conceptos considerados para la determinación de costos	94

---

4.1. Resultados del diseño experimental $2^2$	104
4.2. Análisis de Varianza (ANOVA) del diseño $2^2$ para FeP %	105
4.3. Análisis de Varianza (ANOVA) del diseño $2^2$ para FeR %	108
4.4. Resultados obtenidos con diferentes gradientes y tipo de floculación	116
4.5. Resultados obtenidos en la remoción de arsénico (AsR%) con diferentes separaciones entre electrodos durante las pruebas EC de la tercera etapa de estudio	119
4.6. Resultados obtenidos en la cinética de remoción de arsénico (AsR %) con diferentes concentraciones	125
4.7. Resultados obtenidos en la remoción de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %) con Coagulación Química	132

---

## Lista de Figuras

	<b>Página</b>
2.1. Diagrama Eh-pH para arsénico a 25 °C y 101.3 KPa (Según Wang & Mulligan; 2006)	10
2.2. Esquema del proceso de clarificación de alta tasa a escala piloto	13
2.3. Modelo de la doble Capa. Dos maneras de visualizarla. Fuente: Zeta meter, Inc.	15
2.4. Coagulación con hierro (Según Amirtharajara). Fuente: Arboleda, 2000	22
2.5. Curva experimental de corriente-voltaje para una celda electroquímica. La línea cortada es la curva teórica, suponiendo que no hay pasivación	41
2.6. Esquema de la Electrocoagulación en una unidad de alta tasa	50
2.7. Principales aspectos que intervienen en la Electrocoagulación	51
3.1. Diagrama del tren de tratamiento de la unidad piloto de	63

---

Electrocoagulación	
3.2. Reactor de Electrocoagulación a flujo pistón	65
3.3. Esquema de un manómetro diferencial	69
3.4. Manómetro diferencial de mercurio	70
3.5. Sistema de purga para evitar la interferencia del gas en la medición de la pérdida de carga	71
3.6. Montaje experimental de la unidad piloto de clarificación	72
3.7. Configuración del floculador mecánico de la unidad piloto de clarificación	73
3.8. Sedimentador de alta tasa de la unidad piloto de electrocoagulación	75
3.9. Vista superior del sedimentador de alta tasa de la unidad piloto de Electrocoagulación	76
3.10. Gráfico granulométrico de la arena de la unidad de filtración	78
3.11. Gráfico granulométrico de la antracita de la unidad de filtración	78

---

3.12. Columna de filtración de la planta piloto de Electrocoagulación	79
4.1 Gráfico de Pareto por efecto estandarizado de la separación entre electrodos (Factor A), conductividad (Factor B) e interacción (AB) de los factores sobre FeP %	106
4.2. Gráfico de interacción entre factores y el efecto sobre la respuesta FeP %	106
4.3. Superficie de respuesta de la FeP % en función del espaciamiento entre electrodos y la conductividad	107
4.4. Gráfico de Pareto por efecto estandarizado de la separación entre electrodos, (Factor A), conductividad (Factor B) y de la interacción (AB) de los factores sobre FeR %	108
4.5. Gráfico de interacción entre factores y el efecto sobre la respuesta FeR %	109
4.6. Superficie de respuesta de la FeR % en función del espaciamiento entre electrodos y la conductividad	109



---

4.7. Efecto de la conductividad y de separación entre electrodos sobre la eficiencia de producción de hierro	110
4.8. Pérdida de carga durante las pruebas EC del diseño 2 <sup>2</sup>	111
4.9. Efecto de la pérdida de carga y de la conductividad sobre FeP % del diseño 2 <sup>2</sup> , considerando el promedio de las lecturas tomadas durante las tres horas de duración de la prueba	112
4.10. Voltaje de operación durante las pruebas del diseño 2 <sup>2</sup>	113
4.11. Comparación del voltaje teórico y el voltaje de operación del diseño 2 <sup>2</sup>	114
4.12. Eficiencia de remoción de Fe en función del gradiente de mezcla en floculador hidráulico	117
4.13. Eficiencia de remoción de Fe en función del gradiente de mezcla en floculador mecánico	117
4.14. Comparación en la remoción de Fe a la salida del sedimentador mediante gradientes de floculación hidráulicos y mecánicos	118

---

4.15. Eficiencia en la remoción de arsénico utilizando floculador hidráulico $G=172-76-39 \text{ s}^{-1}$ durante las pruebas EC de la tercera etapa	120
4.16. Arsénico residual a la salida del sedimentador a diferente separación entre electrodos, con As inicial de $100 \text{ ug L}^{-1}$ y utilizando floculador hidráulico con $G= 172-76-39 \text{ s}^{-1}$	121
4.17. Arsénico residual a la salida del filtro a diferente separación entre electrodos, con As inicial de $100 \text{ ug L}^{-1}$ y utilizando floculador hidráulico	122
4.18. Comparación de las eficiencias de remoción de arsénico y hierro a diferentes aberturas de electrodos	123
4.19. As a la salida del sedimentador con diferentes concentraciones iniciales y la misma dosis de Fe, utilizando floculador hidráulico	127
4.20. As a la salida del filtro a diferentes concentraciones iniciales con la misma dosis de Fe utilizando floculador hidráulico	128
4.21. Arsénico total y disuelto por etapa del tren del proceso EC. As inicial= $356.9 \text{ ug L}^{-1}$ y floculador hidráulico	128

---

4.22. Comparación de Coagulación Química vs EC en la dosificación de hierro	130
4.23. pH a la salida del reactor con Electrocoagulación y Coagulación Química	133
4.24. Comparación en la remoción de hierro (FeR%) a la salida del sedimentador mediante CQ y EC con 0.4 cm de separación de electrodos, 500 ug L <sup>-1</sup> de arsénico, 600 uS cm <sup>-1</sup> y gradientes de floculación de 172-76-39 s <sup>-1</sup>	134
4.25. Comparación en la remoción de arsénico (AsR %) a la salida del sedimentador mediante CQ y EC	135
4.26. Costos de producción y remoción de hierro a diferentes aperturas de electrodos y conductividades	137
4.27. Costos de remoción de hierro (FeR %) en la etapa de sedimentación en pruebas de EC en planta piloto en función del tipo y gradiente de floculación	138
4.28. Costos de remoción de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %) en la etapa de sedimentación en pruebas de EC en planta piloto en	139

---

función de la separación entre electrodos

- 4.29. Costos de remoción de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %) en la etapa de sedimentación en pruebas de EC en planta piloto, con diferentes concentraciones de arsénico y reactor de 0.4 cm 140
- 4.30. Comparación de costos de operación EC vs CQ en función de la remoción de As con  $550 \text{ ug L}^{-1}$  de As Inicial 142

# INTRODUCCIÓN

*“Sustainable development is development that meets the needs of the present without compromising the ability of future generations to meet their own needs”*

(Dr. Brundtland, 1987)

## INTRODUCCIÓN

El arsénico es un metaloide que ocupa el lugar número veinte en abundancia en la corteza terrestre, el 14° en el agua de mar y el 12° en el cuerpo humano, incluso forma parte de la constitución de más de 245 minerales [Mandal & Suzuki, 2002]. Si bien se encuentra en trazas en varios tipos de suelos, acumulado en forma natural, las actividades antropogénicas, como el uso de plaguicidas y principalmente la extracción y explotación de minerales, han acelerado su acumulación en el ambiente humano. Por la naturaleza geológica, nuestro país está considerado dentro de las 17 zonas en el mundo que presentan contaminación por este metaloide [Brandstetter *et al*, 2000].

Como resultado de varios procesos biogeoquímicos, el arsénico logra disolverse en el agua contaminando acuíferos, ríos y manantiales [Kim *et al*, 2003; Hug *et al*, 2001; Smedley & Kinniburgh, 2002; Mandal & Suzuki, 2002]. Además, la presencia de fosfato puede llevar al crecimiento de sedimentos y biota que provoca la desorción de arsénico [Mc Arthur, 1999; McArthur *et al*, 2001]. Sin embargo, la contaminación por arsénico en cuerpos de agua no es uniforme, aunque altas concentraciones aparecen localmente probablemente influenciado por la situación hidro-geológica. Por otro lado, la actividad volcánica, los incendios forestales y la volatilización vía microorganismos son fuentes naturales de emisión de arsénico a la atmósfera [Molénat *et al*, 2000] en donde al final, la precipitación se encargará de distribuirlo por la superficie terrestre.

Por otro lado, las actividades humanas han acelerado la contaminación del medio ambiente por arsénico; como la minería que representa una fuente importante de contaminación por lixiviados e infiltración en agua [Bril & Floc'h, 2002]. Incluso, estudios realizados en la recuperación de metales en colas de minas [Courtin-Nomade *et al*, 2003] mostraron que el arsénico es liberado gradualmente como consecuencia de la cristalización de estos metales.

El arsénico también se encuentra presente en restos fósiles. La cantidad de arsénico en el carbón puede variar de 1 mg Kg<sup>-1</sup> hasta más de 10 g Kg<sup>-1</sup> [Lombi *et al*, 2000b] y

cuando se usa con fines domésticos, puede darse el envenenamiento por inhalación. La cantidad de arsénico dentro del petróleo es más bajo que en el carbón  $0.2 \text{ mg Kg}^{-1}$  [Brandsletter *et al*, 2000]; sin embargo, el gran consumo de este recurso energético lo ha convertido en una fuente importante de dispersión de arsénico en el medio ambiente.

Matschullat (2000) propone un ciclo global del arsénico dentro del ambiente, el cual sugiere que la litosfera es el mayor depósito de arsénico, y que los flujos más importantes se dan hacia la biosfera y la hidrosfera, pasando a través de la edafológica y el vulcanismo submarino.

La presencia de arsénico disuelto en agua para consumo humano ha cobrado importancia mundial, principalmente por sus efectos cancerígenos; esto ha originado la promulgación por parte de la Environmental Protection Agency (EPA) y de la Organización Mundial de la Salud (OMS) de nuevos niveles máximos permisibles [Mohan & Pittman, 2007]. Los seres humanos están expuestos al arsénico por el aire, por los alimentos y principalmente por el agua. La presencia de arsénico inorgánico en cuerpos de agua con fines de consumo humano, cuya concentración natural varía de  $0.5$  a más de  $5000 \mu\text{g L}^{-1}$ , fue identificada como el principal riesgo a la salud. Debido a la toxicidad de este metaloide y los problemas de salud que genera, la concentración máxima permisible en agua para consumo humano es de  $5 \text{ ug L}^{-1}$  [EPA, 2006].

Las tecnologías de tratamientos de agua contaminada con arsénico disuelto se dividen en procesos fisicoquímicos, tales como la adsorción, coagulación -precipitación, coprecipitación, electrólisis, extracción por solventes, intercambio iónico, separación por membrana, óxido reducción; y biológicos como la bioadsorción, biovolatilización y fitoextracción, entre los principales [Lenoble V., 2003].

La eliminación de arsénico por estos tratamientos no siempre es fácilmente aplicable *in situ*, debido principalmente, a las eficiencias obtenidas del tratamiento y las dificultades de su implementación y por el costo. El problema es mayor cuando se tratan aguas con bajas concentraciones. Por si esto fuera poco, incluso después del tratamiento las

concentraciones residuales de arsénico exceden frecuentemente el valor máximo permisible, por lo que para poder cumplirlo será necesaria la introducción de nuevos tratamientos de eliminación de este contaminante. Se necesitan métodos innovadores, baratos y efectivos que se apliquen en la purificación de agua para consumo humano.

Aún cuando la coagulación química es un método convencional comúnmente empleado para la remoción de contaminantes en agua para uso y consumo humano [LeChevallier & Au, 2004], al inicio de los años 80's la aparición de técnicas promisorias basadas en la tecnología electroquímica se convirtieron en un método atractivo para el tratamiento de aguas residuales y con fines de potabilización [Chen, 2004]. Una de estas técnicas es la Electrocoagulación (EC) la cual tiene el potencial de eliminar las desventajas de las técnicas de tratamiento por coagulación química [Mollah *et al*, 2001], entre las que destaca una reducción de hasta el 50 % de lodos.

La EC es una tecnología de tratamiento que ha empezado a tomar auge en las últimas décadas, aunque su desarrollo se llevó a cabo a principios del siglo pasado y fue patentada en los Estados Unidos en 1909. Aun cuando se ha aplicado exitosamente en el tratamiento de distintos tipos de aguas de desecho ya sea domésticas [Chen *et al*, 2002], industriales [Phutdhawong *et al*, 2000; Shen *et al*, 2003; Carmona *et al*, 2006], con alto contenido orgánico [Chen *et al*, 2000], con presencia de colorantes [Xiong *et al*, 2001] o simplemente para agua potable [Mameri *et al*, 2001; Jiang *et al*, 2002] esta tecnología no ha sido aceptada como un sistema convencional de tratamiento [Holt *et al*, 2004].

Lo que ha limitado su implementación es la falta de un procedimiento sistemático en el diseño y en la operación del sistema, que reduzca particularmente el problema de la pasivación de los electrodos y el costo de operación [Holt *et al*, 2004]. El diseño de reactores a escala industrial se basa en criterios empíricos debido a la falta de modelos disponibles que incluyan los principales factores que permitan su optimización [Chen *et al*, 2002]. Dichos modelos deberán considerar factores que influyen en las etapas fisicoquímica, electroquímica e hidráulica del proceso, así como sus interacciones.



Debido a lo anterior, este trabajo tiene como objetivo general el siguiente:

- Determinar las condiciones electroquímicas, hidráulicas y fisicoquímicas que mejoren la eficiencia de la electrocoagulación a escala semi-piloto, tanto en la producción del coagulante como en su remoción, junto con el arsénico presente en agua.

En cuanto a los objetivos específicos se tienen:

- Determinar las condiciones electroquímicas de operación que reduzcan la pasivación de los electrodos en un reactor de electrocoagulación y generen la mayor eficiencia de la corriente eléctrica, medida como la concentración de coagulante producido.
- Determinar las condiciones de operación del reactor que reduzcan la pérdida hidráulica y permitan un gradiente de mezcla adecuado para la producción de coagulante.
- Comparar las eficiencias de remoción de hierro y arsénico obtenidas mediante electrocoagulación (EC) y Coagulación Química convencional

Los objetivos anteriores fueron establecidos basándose en la hipótesis siguiente:

El arsénico disuelto en agua puede ser removido mediante su adsorción en la superficie del hidróxido de hierro, generado por la oxidación del ión ferroso a férrico y su posterior hidratación, seguido de una etapa de sedimentación.

## RESUMEN

Se investigó la eficiencia de la Electrocoagulación (EC) en la producción *in situ* de coagulante férrico (FeP%) y su remoción (FeR%) junto con el arsénico presente en agua (AsR%), en función de diferentes parámetros de operación. Con este objetivo se diseñaron y construyeron 4 reactores EC operados con flujo pistón y conectados a un tren de tratamiento de clarificación, compuesto de un floculador hidráulico y mecánico, un sedimentador de alta tasa y un filtro mixto de arena-antracita. Adicionalmente se compararon los costos de tratamiento frente a la Coagulación Química convencional (CQ).

Los resultados obtenidos indican que se obtienen mejores resultados tanto en la producción como en la remoción de hierro mediante EC, conforme la separación de electrodos disminuye y la conductividad aumenta, siempre y cuando la pérdida de carga se mantenga por debajo de los 7 metros de H<sub>2</sub>O durante el tiempo de operación con caudales mayores a 5.0 L/min, densidades de corriente de aproximadamente 0.015 A/cm<sup>2</sup>, además de la presencia de cloro libre aproximadamente en 7.0 mg/L.

Adicionalmente, se observó que gradientes altos de floculación (172/76/39 s<sup>-1</sup>) y generados mediante unidades hidráulicas son recomendables para obtener las mejores remociones de hierro y arsénico, este último con dosis inicial de hasta 350 µg L<sup>-1</sup>, que permiten obtener efluentes en el sedimentador que cumplen con la Norma 127-SSA1-1998.

Finalmente, la EC resultó ser en promedio igualmente eficiente en la remoción de hierro y arsénico que la CQ, con costos muy similares de 1.371 \$/m<sup>3</sup> y 1.363 \$/m<sup>3</sup> para el primer y segundo caso, respectivamente.

Palabras Clave: *Electrocoagulación, remoción de arsénico, gradientes de floculación, Coagulación Química.*

**ABSTRACT**

The efficiency of Electrocoagulation (EC) was investigated about the production in situ of the of ferric coagulant (FeP %) and its removal (FeR %) both arsenic dissolved in the water (AsR%), according to various operating parameters. For this purpose were designed and built four reactors operated piston flow EC and connected to a treatment train, The system consists of a flocculator, hydraulic and mechanical, a high sedimentation rate and a filter sand-anthracite mixed. Additionally, it was compared the treatment costs compared to conventional chemical coagulation (CQ).

The results indicate that better results are achieved in both the production and iron removal by EC, when the electrode separation decreases and the conductivity increases, provided the loss is kept below 7 meters H<sub>2</sub>O during the time of operation with higher flow rates to 5.0 L/min, current densities of approximately 0015 A/cm<sup>2</sup>, besides the presence of free chlorine by approximately 7.0 mg/L.

Additionally, found that high gradients (172-76-39 s<sup>-1</sup>) generated by flocculation and hydraulic units are recommended for the best iron and arsenic removal, the latter starting dose of 350. µg L<sup>-1</sup>, which lead to the settler effluent to levels that meet the Mexican Official Standard 127-SSA1-1998.

Finally, the EC on average turned out to be equally efficient in the removal of iron and arsenic CQ, with similar costs of \$ 1.371/m<sup>3</sup> and \$ 1.363 /m<sup>3</sup> for the first and second, respectively.

Keywords: *Electrocoagulation, arsenic removal, hydraulic gradients flocculation, Chemical Coagulation*

# FUNDAMENTOS

*Je ne sais pas ce qu'est la science appliqué mais  
Je connais les applications de la science*

(Louis Pasteur, 1890)

## 2 FUNDAMENTOS

Con el objetivo de ubicarse dentro de la temática y los alcances de este trabajo, en este capítulo se presentan los conceptos teóricos que son necesarios conocer y comprender para familiarizarse con la química del arsénico, de la coagulación –floculación– sedimentación y principios de la electrocoagulación (EC).

### 2.1 Contaminación por arsénico, un problema de carácter mundial

#### 2.1.1 La química del arsénico

El arsénico en agua presenta diferentes especies que dependen de las propiedades químicas del medio, pudiendo existir con números de oxidación de -3, 0, +3, y 5+ [Smedley *et al*, 2002]. En agua a pH's naturales se encuentra generalmente en forma inorgánica como arsenito ( $\text{As}^{3+}$ ) y/o arsenato ( $\text{As}^{5+}$ ). El  $\text{As}^{3+}$  es un ácido fuerte, forma complejos preferentemente con óxidos y con el nitrógeno y es 25 a 60 veces más tóxico que el arsenato. Por el contrario, el  $\text{As}^{5+}$  se comporta como un ácido débil, formando complejos con sulfuros [Bodek *et al*, 1998].

Las especies de arsenato son  $\text{AsO}_4^{-3}$ ,  $\text{HAsO}_4^{-2}$ ,  $\text{H}_2\text{AsO}_4^{-}$  mientras que las especies de arsenito incluyen  $\text{As}(\text{OH})_3$ ,  $\text{As}(\text{OH})_4^{-}$ ,  $\text{AsO}_2(\text{OH})_2^{-}$  y  $\text{AsO}_3^{-3}$ . Las primeras predominan y son estables en ambientes aerobios ricos en oxígeno, mientras que las segundas predominan en ambientes moderadamente reductores anaerobios tales como las aguas subterráneas [Greenwod & Earnshaw, 1984].

Las especies de arsénico dentro del ambiente natural son gobernadas por un cierto número de reacciones químicas; sin embargo, el potencial Redox (Eh) y el pH controlan la especiación del arsénico.  $\text{H}_2\text{AsO}_4^{-}$  predomina a pH's ácidos (menor a aproximadamente 6.9) en condiciones oxidantes.

A pH más altos,  $\text{HAsO}_4^{-2}$  predomina.  $\text{H}_3\text{AsO}_4^0$  y  $\text{AsO}_4^{-3}$  pueden estar presentes en condiciones fuertemente ácidas o básicas, respectivamente. Finalmente, bajo condiciones reductoras a pH ligeramente menor de 9.2, predomina la especie sin carga  $\text{H}_3\text{AsO}_3^0$ . A partir de la Figura 2.1, puede visualizarse que en condiciones naturales, pH de 5.0 a 8.5 y Eh de -0.30 a +0.70, tres especies co-existen que son  $\text{H}_2\text{AsO}_4^-$ ,  $\text{HAsO}_4^{-2}$  y  $\text{H}_3\text{AsO}_3^0$ . La especiación del elemento es necesaria para predecir la movilidad del arsénico, para estimar los efectos en la salud y para definir el tipo de tratamiento que debe implementarse.

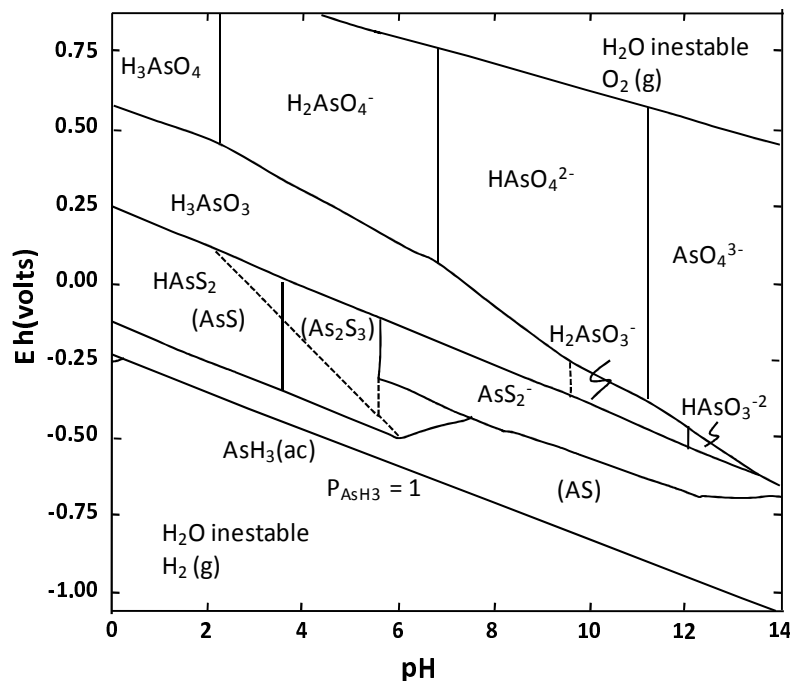


Figura 2.1. Diagrama Eh-pH para arsénico a 25 °C y 101.3 KPa (Según Wang & Mulligan; 2006).

El potencial de oxidación-reducción (Eh) o potencial redox, como también se le conoce, es un concepto electroquímico de gran aplicación e importancia para conocer la predominancia de especies en un determinado medio, ya que en la mayoría de los tratamientos la remoción de  $\text{As}^{5+}$  es más eficiente que  $\text{As}^{3+}$ . Este parámetro es una medida de la actividad de los electrones y está relacionado directamente con la concentración de oxígeno y es análogo al pH el cual mide la actividad pero de protones.

### 2.1.2 Tratamientos para la remoción de arsénico

En la actualidad, existen diversas tecnologías que permiten remover arsénico presente en agua tanto en bajas como en altas concentraciones, ya sea por vía microbiológica [Ahmann *et al*, 1997; Heyrend *et al*, 1996; Taboada *et al*, 1998; Grapin *et al*, 2002], por fitoremediación [Ma *et al*, 2001] o por métodos fisicoquímicos [Dinesh & Pittman, 2007].

Aún así, la concentración residual de arsénico generalmente excede los  $0.025 \text{ mg L}^{-1}$  que exige el nivel máximo permisible fijado por nuestro país mediante la modificación a la NOM-127-SSA1-1996, publicada en el Diario Oficial de la Federación en el 2000; situación preocupante si se toma en cuenta que la Organización Mundial de la Salud concluyó que aún con  $0.010 \text{ mg L}^{-1}$  existe el riesgo de que hasta 23 personas de cada 10,000 desarrollen cáncer [WHO, 2003].

Por lo anterior países como Dinamarca, Australia y el Estado Americano de Nueva Jersey han adoptados niveles permisibles más estrictos que resulta en concentraciones menores de  $5 \text{ ug L}^{-1}$  [van Halem *et al*, 2009]. Ciertos tratamientos como la ósmosis inversa, la electrólisis o las técnicas de membranas [Clifford & Lin, 1997; Sancha *et al*, 2000] así como la adsorción-absorción sobre medios convencionales o novedosos [Altundogan *et al*, 2002; Lombi *et al*, 2000] son efectivas pero aún caras para producir agua para consumo humano en gran escala.

Particularmente, los métodos fisicoquímicos son los más empleados principalmente por su menor costo y la relativa facilidad de adaptación y operación del proceso; una descripción de los principales se realiza en la Tabla 2.1 siguiente.

Tabla 2.1. Principales tratamientos fisicoquímicos de remoción de arsénico.

MECANISMO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
<b>Oxidación- Precipitación</b>		
Oxidación con aire	Proceso relativamente simple, de bajo costo, de aplicación <i>in situ</i> , provoca la oxidación de $As^{3+}$ a $As^{5+}$ .	Remueve principalmente $As^{5+}$ y el proceso es relativamente lento. Se requiere de una eficiente aeración y de una etapa posterior de tratamiento mediante coagulantes o absorbentes para precipitar y remover al arsénico.
Oxidación química	Provoca la oxidación de otros contaminantes presentes y la destrucción de microorganismos; proceso relativamente simple y rápido con una mínima formación de lodos.	Se requiere de un estricto control del pH y de una adecuada mezcla y tiempo de contacto del oxidante con el agua a tratar.
<b>Coagulación- Precipitación</b>		
Coagulación con alúmina	Efectivo en un intervalo de pH de 6.5-8.0 y el proceso es sencillo y relativamente barato.	Produce alto volumen de lodos de baja calidad, una etapa de pre-oxidación puede ser requerida, y una etapa posterior de sedimentación y filtración así como el ajuste de pH inicial del agua tratada. Se presume que su presencia en agua genera efectos tóxicos en la salud.
Coagulación con hierro	Más eficiente que la alúmina (base seca) y en un mayor intervalo de pH (4–10), proceso sencillo y generalmente los reactivos comerciales disponibles son más baratos que los respectivos a base de aluminio.	Baja remoción de $As^{+3}$ , se requiere de una etapa de pre-oxidación seguida de sedimentación y filtración, así como ajuste del pH inicial.
Coprecipitación / Ablandamiento	Alta disponibilidad de reactivos	Es necesario el ajuste del pH final además de que el proceso producido genera gran volumen de lodos.



## 2.2 Coagulación química

La coagulación química es parte del proceso fisicoquímico convencionalmente empleado en el tratamiento de agua potable conocido como clarificación química, que incluye las etapas de mezcla rápida (coagulación), mezcla lenta (floculación), sedimentación y frecuentemente filtración, un tren de tratamiento comúnmente empleado se presenta en la Figura 2.2. En México, la clarificación química sigue siendo uno de los principales procesos utilizados en la potabilización de agua ya sea el sistema convencional o con modificaciones.

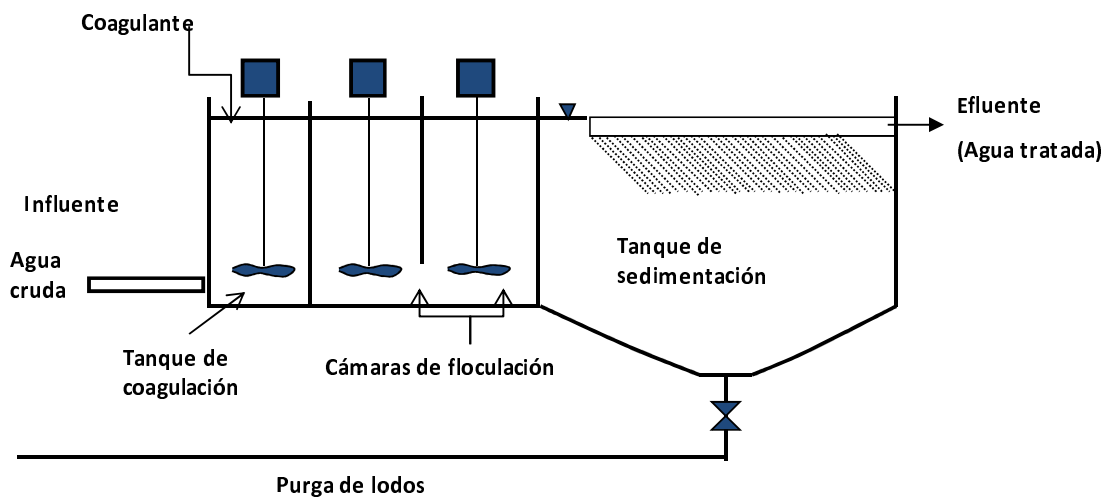


Figura 2.2. Esquema del proceso de clarificación de alta tasa a escala piloto.

Generalmente se emplean unidades de clarificación de alta tasa que permiten alcanzar una rápida sedimentación de los flocos, haciendo uso de platos y tubos de diversas geometrías, basándose en la teoría de que la sedimentación depende del área disponible para ello, más que del tiempo de residencia hidráulico [Metcalf & Eddy, 2003].

Los clarificadores de alta tasa son unidades compactas, con tiempos de residencia cortos (usualmente menos de 30 minutos) pero que permiten producir un efluente altamente clarificado.

A su paso el agua a tratar es sometida a una etapa de coagulación en donde se provoca la dispersión del coagulante, seguida por dos o tres cámaras o zonas de floculación con gradientes de mezcla cada vez menores, para finalmente pasar al sedimentador o a una unidad de filtración, o ambas, dependiendo del tipo de coagulación que se lleve a cabo.

Ofrece muchas ventajas su implementación para la eliminación de materia orgánica y sólidos suspendidos, en particular a concentraciones altas [Guigui *et al*, 2002]; también se utiliza para la eliminación de hierro y manganeso, metales pesados y nutrientes tales como fósforo [Wilkie *et al*, 1996; Sincero & Sincero, 2003]. Sin embargo, su principal desventaja reside en la generación de una gran cantidad de lodos con alto contenido de agua lo que dificulta su deshidratación [Paul A.B.; 1996].

Para explicar el fenómeno de la coagulación, frecuentemente se emplea el modelo de la doble capa considerando la presencia de partículas muy finas llamadas coloides, dos formas comunes de representación de la doble capa se muestran en la Figura 2.3. Los coloides son aglomerados de átomos o moléculas de tamaño tan pequeño ( $10^{-6}$  mm a  $10^{-3}$  mm) que la gravedad no ejerce efecto suficiente como para lograr sedimentarlos por lo que permanecen en suspensión.

Las propiedades características de las partículas coloidales son atribuibles a su tamaño, el cual proporciona un área superficial muy grande por unidad de volumen y en virtud de esta relación presentan una enorme capacidad de adsorción en proporción a su masa. Aparte de la capacidad de adsorción, otra propiedad que tiene relación con su superficie es la carga electrocinética.

La adsorción se refiere a la capacidad de ciertos sólidos (como oxi-hidróxidos metálicos, por ejemplo) de concentrar en su superficie sustancias del medio circundante. De hecho, es un proceso físico o químico por el cual átomos, iones o moléculas son atrapados o retenidos en la superficie de un material.

La carga eléctrica que poseen todas las partículas puede ser positiva o negativa, y su magnitud varía dependiendo del material del cual está hecho el coloide, esta situación provoca que partículas de carga similar ejerzan repulsión mutua e impiden la formación de partículas mayores por aglomeración. Este problema se puede eliminar mediante la aplicación de sustancias químicas que aportan iones de carga opuesta que ocurre precisamente en la etapa de coagulación [Arboleda, 2000].

En la coagulación, la fuerza repulsiva de los coloides que es debida a la carga eléctrica que presentan en sus superficies (positivas o negativas) atraen iones de carga opuesta de la solución llamados contra-iones, esto provoca que se forme una capa rígida adyacente alrededor del coloide, a la cual se le denomina *capa de Stern*.

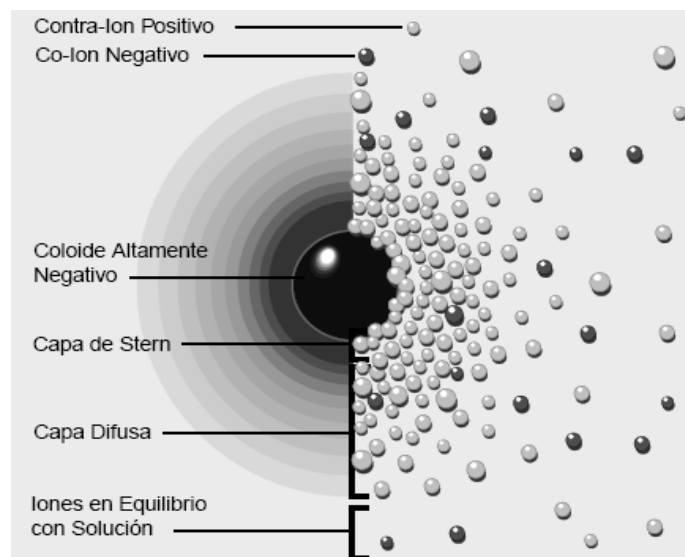


Figura 2.3. Modelo de la Doble Capa. (Fuente: Zeta meter, Inc.)

Otros contra-iones adicionales son todavía atraídos por el coloide, pero ahora son rechazados por la capa de Stern, así como por otros contra-iones que intentan acercarse al coloide. Este equilibrio dinámico resulta en la formación de una *capa difusa*. Los contra-iones tienen una alta concentración cerca de la superficie, la cual disminuye gradualmente con la distancia, hasta que se logra un equilibrio con la

concentración de aquellos contra-iones presentes en el seno de la disolución [Zeta meter, Inc.].

En forma similar, aunque de naturaleza opuesta, en la capa difusa hay un déficit de iones, llamados co-iones pues tienen la misma carga que el coloide. Su concentración se incrementa gradualmente al alejarse del coloide, mientras que las fuerzas repulsivas del coloide son compensadas por los iones positivos, hasta alcanzar nuevamente el equilibrio.

La capa difusa puede ser visualizada como una atmósfera cargada rodeando al coloide. A cualquier distancia de la superficie, la densidad de carga es igual a la diferencia de concentración entre iones positivos y negativos. La densidad de carga es mucho mayor cerca del coloide y gradualmente disminuye a cero cuando las concentraciones de iones positivos y negativos se asemejan. Los contra-iones de la capa de Stern y de la capa difusa son los que juntos se le denomina la doble capa.

El espesor de esta doble capa depende del tipo y concentración de los iones de la solución. La vista izquierda en la Figura 2.3 muestra el cambio en la densidad de carga alrededor del coloide. La derecha muestra la distribución de contra-iones y co-iones alrededor del coloide cargado.

La remoción de contaminantes mediante coagulación química (desestabilización de coloides) puede llevarse a cabo en las siguientes formas [OPS, 2004 ]:

- a) Por compresión de la doble capa.- Esto ocurre cuando se incorporan contraiones en la capa difusa o de Gouy-Chapman, o en su defecto iones inertes (iones cargados sin una atracción específica del coloide) lo que provoca un incremento de la fuerza iónica de la solución logrando con esto la compresión de la doble capa eléctrica, lo que facilita la aglomeración de las partículas. Debido a esto, la cantidad de coagulante que debe ser agregado a una suspensión dependerá más de la carga de los productos de hidrólisis que se formen que del número de

partículas de la suspensión. Este tipo de coagulación no es muy efectiva en el tratamiento de agua y agua residual por cuestiones de costos y de rendimiento principalmente.

- b) Por adsorción y neutralización de cargas.- Cuando los contra-iones agregados tiene una afinidad específica por la superficie del coloide (no propiamente atracción electrostática), la adsorción de estos contra-iones reducirá la carga superficial del coloide, reduciendo a su vez el potencial neto del coloide haciendo que las fuerzas de atracción se incrementen. Debido a esto, los coloides pueden adsorber iones o productos de hidrólisis simples como  $Fe(OH)^{++}$  o polímeros formados durante las reacciones hidrolíticas del coagulante con la alcalinidad. La adsorción-neutralización desestabiliza a una concentración más baja de coagulante que el mecanismo (a), la desestabilización es función del tamaño del contra-ión por lo que iones mayores serán más difíciles de hidratar que los más pequeños. Sin embargo, la adsorción puede llevar a una sobredosis resultando en una inversión de la carga superficial. Este tipo de coagulación con dosis bajas de coagulante produce normalmente flóculos desestabilizados muy pequeños. La remoción de arsénico en procesos de clarificación química convencional se lleva a cabo principalmente por este tipo de mecanismo.
- c) Adsorción y puente interparticular.- Cuando la adsorción de contra-iones es debida a fuerzas químicas se establecen enlaces de hidrógeno, covalentes, iónicos, etc., entre las moléculas adsorbidas y las superficies de los coloides. En estos casos las moléculas se quedan adheridas a puntos fijos de adsorción hasta neutralizar la carga del coloide con lo que se producirá la estabilización y esto formará dichos enlaces. Esto explica por qué, si las dosis son muy altas puede llegar a no ocurrir la coagulación, debido a que el contra-ión cubre al coloide estabilizándolo nuevamente, no permitiendo la coagulación.
- d) Por incorporación o de barrido.- Esta se produce cuando se agrega una concentración tan alta de coagulante, que se excede el límite de solubilidad de

ese compuesto en el agua. Al precipitarse los hidróxidos formados con la alcalinidad, se induce la producción de una masa esponjosa (flóculo de barrido) que atrapa en su caída a los coloides y partículas suspendidas.

Los primeros tres mecanismos se denominan como coagulación por adsorción-neutralización y comúnmente se emplean cuando se quiere utilizar filtración directa, es decir, sin floculación ni sedimentación previas [OPS; 2004]. La coagulación por barrido tiende a producir muchos sólidos pero da mejores resultados al flocular y sedimentar para remover los flóculos.

En el caso de la **coagulación-floculación** para la remoción de arsénico, los coagulantes son agregados al agua para formar flóculos que atrapen al arsénico, para que posteriormente sean removidos por sedimentación y filtración. La adsorción resulta por la interacción entre el arsénico soluble y los sitios activos de los hidróxidos obtenidos, de hecho las principales fases adsorbentes son los (oxi) hidróxidos metálicos.

Los coagulantes a base de  $\text{Fe}^{3+}$  son más eficaces en la remoción de  $\text{As}^{+5}$ , que aquellos a base de aluminio; así como también son más eficaces para la remoción de  $\text{As}^{+3}$  a pH's mayores a 7.5 [Borho & Wilderer, 1996; Gregor, 2001; Thirunavukkarasu *et al*, 2001]. Esto debido a las constantes de disociación [Brewster & Lashinger, 1992] y a la estabilidad del flóculo [Mc Neill et Edwards; 1997], principalmente.

La eficiencia de eliminación de  $\text{As}^{+5}$  dentro del intervalo de 0.1 a 1 mg L<sup>-1</sup> es alrededor de 95 a 98 %; sin embargo, la concentración residual es superior a 10 ug L<sup>-1</sup>. Para  $\text{As}^{+3}$  el rendimiento varía entre 50 y 60 %, esto se explica por la baja capacidad del  $\text{Fe}^{+3}$  de enlazar al  $\text{As}^{+3}$ , principalmente debido a la carga superficial nula del arsenito [Smedley & Kinniburgh, 2002]. Esto implica la necesidad de una oxidación preliminar completa del arsenito a arsenato [Subramaniam *et al*; 1997].

Los inconvenientes de los métodos químicos son que se requiere una dosis y mezcla adecuada del coagulante para remover las formas solubles de arsénico [Sato et al, 2002]. Por otro lado, las eficiencias de remoción de arsénico son afectadas por la presencia de iones competidores como  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  o  $\text{NO}_3^{-1}$ , que intervienen en el proceso, ocupan directamente sitios activos de adsorción o crean una carga de repulsión, evitando así la remoción de arsenatos [Meng et al, 2000 and 2002]. Finalmente, estos métodos producen lodos tóxicos poco recuperables.

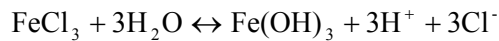
En el estudio de la **eliminación del arsénico por adsorción** se han evaluado muchos medios de soporte. Sin embargo, las aplicaciones son frecuentemente limitadas. Además, el uso de la alúmina activada tiene también el inconveniente de la competencia de los iones sulfatos, cloruros, fluoruros y ortofosfatos [Sancha et al, 2000].

En algunos estudios se reportaron que existe una mejor adsorción sobre óxidos de hierro [Hering et al, 1996], esto debido a que los oxi-hidróxidos de hierro son menos solubles que aquellos de aluminio, además de que producen menos lodos por unidad de arsénico adsorbido durante el proceso.

En un estudio realizado a pH de 7 y manteniendo una razón de 86 g Fe por g As se alcanzó una remoción del 99 % de los 20  $\mu\text{g L}^{-1}$  de  $\text{As}^{5+}$  inicialmente disuelto en agua; adicionalmente, en la literatura se reportan intervalos de dosis de 70 – 100 g de Fe por gramo de arsénico disuelto en agua alcanzando remociones del 80 – 99 %, lo que dependió principalmente de la calidad del agua tratada [Mohan & Pittman, 2007].

Aunque la remoción de arsénico puede llevarse a cabo por adsorción (asociación del As disuelto con la superficie del oxi-hidróxido precipitado) o por su incorporación en el seno de la fase cristalina, y no sólo en la superficie, el primero es el mecanismo dominante en la remoción de arsénico.

Los agentes coagulantes más comúnmente utilizados son el cloruro férrico ( $\text{FeCl}_3$ ) y el sulfato de aluminio ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ). El proceso de coagulación comienza en el mismo instante en que se agregan los coagulantes al agua y dura fracciones de segundo. Cuando se utiliza como coagulante  $\text{FeCl}_3$  ocurre la reacción 2.1 siguiente:

**Reacción 2.1**

La desventaja que ofrece esta reacción es la formación de especies ácidas que provoca una disminución del pH del agua, por lo que debe neutralizarse este efecto aumentando el pH del agua antes de la coagulación, esto para favorecer la formación de hidróxidos de hierro, lo que trae como consecuencia el incremento del contenido de Sólidos Disueltos Totales (SDT) además del costo del proceso.

La etapa de mezcla rápida determina la intensidad y el tiempo de contacto de los contaminantes con los coagulantes, lo que genera la máxima formación de flóculos y por ende influye en las eficiencias de las siguientes etapas del proceso de clarificación. Incluso, la estructura y características de los flóculos formados pueden diferir dependiendo de las condiciones de dicha etapa [Guigui *et al*, 2002]. Ahora bien, una coagulación eficiente depende de diversos factores que deben ser considerados al momento de seleccionar y diseñar las unidades de clarificación.

Entre los principales factores que afectan el proceso de coagulación se encuentran:

- 1) Dosis y tipo de coagulante
- 2) pH
- 3) Aniones y cationes presentes en el agua
- 4) Temperatura del agua
- 5) Intensidad y tiempo de residencia de la mezcla rápida

### 2.2.1 Dosis y tipo de coagulante



La dosis de coagulante determina el tipo de coagulación que se llevará a cabo en el tratamiento del agua. Para conocer la dosis o concentración óptima se realizan pruebas de jarras en donde se determina la eficiencia en la remoción del contaminante de interés (aniones, cationes, turbiedad, color, etc.) en función de la concentración del coagulante a pH constante.

Generalmente la eficiencia mejora conforme la dosis de coagulante aumenta, aunque a dosis mayores de la óptima se observa una disminución en la eficiencia de remoción de contaminantes, esto propicia una re-estabilización del coloide obteniendo una carga de naturaleza contraria a la original [Abdessemed *et al*, 2000].

Respecto al tipo de coagulante, estudios han sugerido que las especies de hierro forman flóculos que son más resistentes a cambios de gradientes y son más estables respecto que los flóculos formados a partir de aluminio [Guigui *et al*, 2002].

### 2.2.2 pH

La variación de pH tiene un efecto importante en la eficiencia de la coagulación especialmente cuando la concentración de coagulante disminuye [Guigui *et al*, 2002]. De igual manera, determina las especies adsorbentes que se formarán y que servirán para remover los contaminantes presentes en el medio. La relación del pH con la concentración del coagulante puede observarse en la Figura 2.4.

### 2.2.3 Aniones y cationes presentes en el agua.

En condiciones naturales, el agua no se encuentra en estado puro, puesto que contiene sustancias suspendidas o disueltas. Estas últimas se encuentran en gran número pero por su concentración el interés se centra en algunos gases disueltos como el CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, aniones como : HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>, Cl<sup>-</sup> y cationes como Na<sup>+</sup>, Ca<sup>2+</sup>, Mg<sup>2+</sup> [Bratby *et al*, 2005].

El efecto de estos iones debe ser estudiado ya que pueden actuar sinérgica o antagónicamente con el coagulante aplicado para la remoción de cierto contaminante. Algunos iones presentes en el agua pueden influir en el equilibrio fisicoquímico del sistema, en la generación de cadenas poliméricas de los hidróxidos que se forman o en la interacción de estos polímeros con las partículas coloidales, lo que afectará tanto la coagulación como el tiempo de floculación.

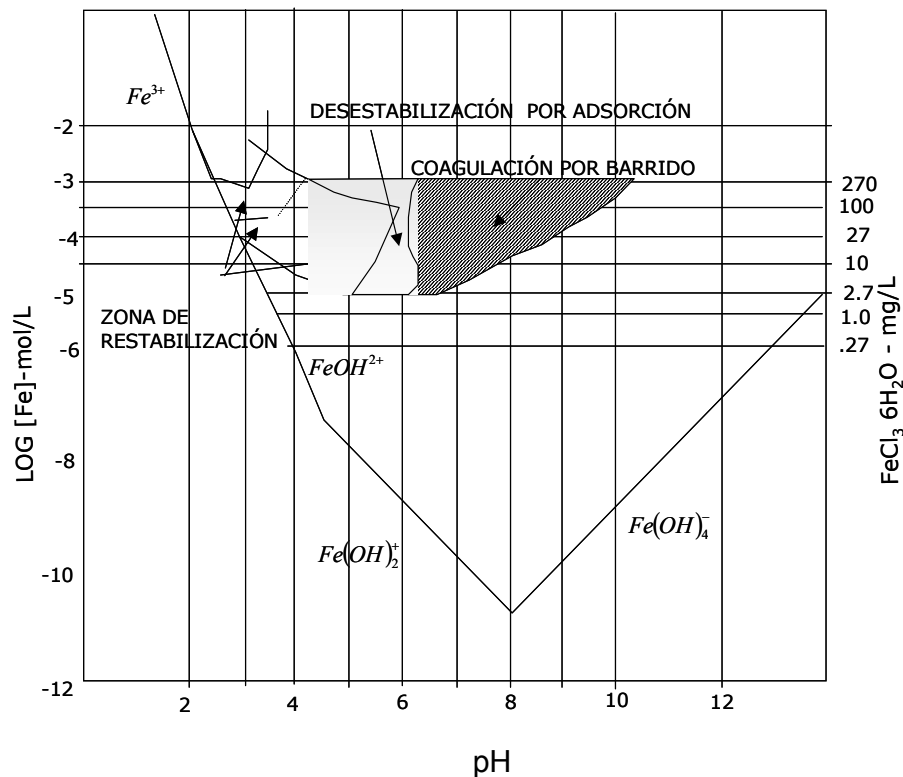


Figura 2.4. Coagulación con hierro (Según Amirtharajara). Fuente: Arboleda, 2000

La presencia de iones  $\text{SO}_4^{2-}$ , por ejemplo, tiene marcada influencia en el tiempo de formación de los flóculos, dependiendo también del pH [OPS, 2004].

#### 2.2.4 Temperatura

Algunos autores han demostrado que se alcanzan mejores eficiencias de remoción de contaminantes por coagulación a altas temperaturas [Rios *et al*; 1998]. Otros reportan

que el volumen de flóculos sedimentados disminuyó cuando la temperatura decreció de 23°C a 15 °C usando  $\text{FeCl}_3$  y carbonatos en el medio [Ozbelge *et al*, 2002; Hammer & Hammer, 2004] debido a que las reacciones que tienen lugar en la coagulación química se incrementan a altas temperaturas.

Generalmente, en aplicaciones ambientales la temperatura de operación no es parámetro que se controle puesto que el criterio de selección de los procesos toma en cuenta el promedio de la temperatura de la localidad.

La variación de 1°C en la temperatura del agua conduce a la formación de corrientes de densidad (variación de la densidad del agua) de diferentes magnitudes que afectan a la energía cinética de las partículas en suspensión, por lo que la coagulación se hace más lenta; temperaturas muy elevadas desfavorecen igualmente a la coagulación. Una disminución de la temperatura del agua en una unidad de decantación conlleva a un aumento de su viscosidad; lo que genera una reducción en la velocidad de la sedimentación de los flóculos.

### 2.2.5 Mezcla rápida

Se denomina mezcla rápida a las condiciones de intensidad de agitación o gradiente de agitación ( $G$ ) y tiempo de residencia ( $\tau$ ) que debe reunir la masa de agua en el momento en que se dosifica el coagulante, con la finalidad de que las reacciones se den en las condiciones óptimas correspondientes al mecanismo de coagulación predominante. La dosificación se realiza en la etapa de mezcla rápida; por lo tanto, estas condiciones son las que idealmente debe reunir la unidad o tanque destinado para tal propósito, para optimizar el proceso.

La eficiencia de la coagulación depende de las condiciones hidrodinámicas durante el mezclado rápido, ya que aumenta la frecuencia de colisiones y esto a su vez determina el tamaño del flóculo y su densidad [Guigui *et al*, 2002]. De hecho, el papel del

mezclado rápido es más complejo de lo que se supone ya que diferentes condiciones de mezclado rápido producen diferentes tipos de flóculos [Wen-Yan *et al*, 2006].

Aún cuando se determine la dosis óptima de coagulante mediante prueba de jarras, dosis menores o mayores presentarán resultados similares dependiendo de los gradientes y de los tiempos de residencia aplicados.

En la coagulación por adsorción, las reacciones con hierro que preceden a la neutralización de la carga son extremadamente rápidas y ocurren en milésimas de segundos cuando no hay formación de polímeros hidrolíticos de  $Fe^{3+}$ , y en un segundo cuando estos se forman.

Debido a la naturaleza de las reacciones involucradas, para que ocurra la neutralización de la carga es imperativo que los coagulantes sean difundidos en la masa de agua tan rápido como sea posible (menos de 0.1 segundo), para que los productos que se desarrollan entre 0.01 y 1 segundo produzcan la desestabilización del coloide. Por el contrario, para la coagulación de barrido, la formación del hidróxido se produce en un rango de 1 a 7 segundos, por lo que es evidente que no es de crucial importancia disponer de tiempos de dispersión muy cortos o de altas intensidades de mezcla [Organización Panamericana de la Salud, 2004].

Los monohidróxidos simples se adsorben más rápidamente que los hidróxidos que se forman al final de la cadena de reacciones, por lo tanto, si las reacciones se completan antes de que los productos iniciales tengan la oportunidad de quedar adsorbidos en los coloides, hay desperdicio de coagulante y hay que dosificar más para obtener los mismos resultados que si se mezcla adecuadamente el agua con el coagulante [CEPIS/OPS, 2004].

Para poder llevar a cabo una dispersión efectiva de los coagulantes en el volumen de agua a tratar, se requiere de una intensa turbulencia en el punto de aplicación de los mismos. La cantidad de energía disipada y el tiempo de retención requerido para

dispersar los químicos no está aún bien definida [AWWA, 1991]. El parámetro más utilizado para expresar la energía aplicada es el gradiente de velocidad  $G$  establecido por Camp y Stein en 1943 mediante la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** siguiente:

#### Ecuación 2.1

$$G = \left( \frac{P_w}{\mu V} \right)^{1/2} = \left[ \frac{P_w (J \cdot s^{-1})}{\mu (N \cdot s \cdot m^{-2}) * V (m^3)} \right]^{1/2} = \left[ \frac{J \cdot s^{-1}}{N \cdot m \cdot s \cdot m^{-2} \cdot m^2} \right]^{1/2} = \left[ \frac{J \cdot s^{-1}}{J \cdot s \cdot m^2 \cdot m^{-2}} \right]^{1/2} = \left[ \frac{1}{s^2} \right]^{1/2} = s^{-1}$$

Donde:

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

$P_w$  = Energía disipada en el agua (Watts=  $J \cdot s^{-1}$ )

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

$\mu$  = Viscosidad dinámica absoluta del líquido ( $kg/m \cdot s = Ns/m^2$ )

El gradiente ( $G$ ) ha sido utilizado por mucho tiempo como criterio de diseño, debido principalmente a la falta de un modelo más preciso, aunque algunos autores han indicado que es inadecuado para el diseño de unidades de mezcla rápida [AWWA, 2005; Twort *et al*, 2000; Vrale & Jordan, 1974; Argaman & Kaufman, 1970] puesto que el interés debe centrarse en el número probable de colisiones que puedan ocurrir dentro de la unidad con su correspondiente efecto en la formación de flóculos, en la etapa posterior del tratamiento.

En este sentido, el parámetro adimensional que sirve para determinar dicho número de colisiones es el producto  $G\tau$ , que se obtiene de la combinación del gradiente ( $G$ ) con el tiempo de residencia ( $\tau$ ), el cual debe ser adoptado como el criterio de diseño y operación de las unidades de mezcla [Wen-Yan *et al*, 2006] y se expresa mediante la Ecuación 2.2 siguiente:

**Ecuación 2.2**

$$G \cdot \tau = \frac{1}{Q} \left( \frac{P_w V}{\mu} \right)^{1/2} = \frac{1}{m^3 \cdot s^{-1}} \times \left[ \frac{J \cdot s^{-1} \cdot m^3}{N \cdot s \cdot m^{-2}} \right]^{1/2} = \left[ \frac{J \cdot s^{-1} \cdot m^3}{m^5 \cdot m \cdot N \cdot s^{-2} \cdot s \cdot m^{-2}} \right]^{1/2} = \left[ \frac{J \cdot s^{-1} \cdot m^3}{m^5 \cdot J \cdot s^{-1} \cdot m^{-2}} \right]^{1/2} = \left[ \frac{m^3}{m^3} \right]^{1/2} = 1$$

Donde Q es el caudal expresado en  $m^3 s^{-1}$ .

Aunque diferentes estudios sugieren recomendaciones contrapuestas en las condiciones óptimas de mezcla rápida (Rossini *et al*, 1999; Mhaisalkar *et al*, 1991]; en forma general los valores de  $G\tau$  pueden establecerse en el intervalo de 700 hasta 30,000, dependiendo del tipo de coagulación primaria que se llevará a cabo y de 10,000 a 40,000 según el tipo de unidad a emplearse [Laurence *et al*, 2005].

En los casos en que el mecanismo predominante sea el de adsorción, los valores de  $G\tau$  recomendados varían de 3,500 a 5,000 y de 6,000 a 10,000 para coagulantes inorgánicos [Organización Panamericana de la Salud, 2004].

En el caso específico del  $FeCl_3$  como coagulante, las condiciones óptimas son un intervalo de pH de 6-8, una concentración debajo de  $30 \text{ mg L}^{-1}$  y valores de  $G\tau$  en el intervalo de 1,000-15,000 [Guigui *et al*, 2002]. Sin embargo los valores óptimos de operación deberán ser determinados por pruebas piloto para el tipo específico de agua que será sometida a tratamiento o en su defecto a partir de información disponible obtenida con idénticas condiciones.

En la coagulación por barrido el agua es sobresaturada con el coagulante en 3 ó 4 órdenes de magnitud y las condiciones químicas de reacción son significativamente más importantes que el contacto inter-particular, por lo que el producto  $G\tau$  tiene poca influencia sobre el proceso.

Aunque algunos trabajos reportaron para el caso específico de la turbiedad, que las eficiencias de remoción fueron similares después de 30 minutos de proceso aplicando

gradientes y tiempos de residencia de mezcla rápida en el intervalo de  $300 - 1,600 \text{ s}^{-1}$  y de 10-30 s, respectivamente [Faust & Aly, 1998].

Las unidades normalmente utilizadas para producir la mezcla rápida (coagulación) y lenta (floculación) se pueden clasificar en dos grandes grupos, dependiendo del tipo de energía utilizada para producir la agitación: mecánica e hidráulica. Las primeras plantas de tratamiento que se construyeron no tenían dispositivos especiales para la dispersión de los productos químicos por lo que los primeros dispositivos fueron hidráulicos. Con el desarrollo de la técnica del tratamiento de agua, se pasó a dar preferencia a los mezcladores mecánicos, principalmente en los países más industrializados.

En los mezcladores mecánicos, la turbulencia necesaria para la mezcla proviene de una fuente externa, generalmente un motor eléctrico y, de este modo, puede ser fácilmente controlable, como en el de los retromezcladores. En la Tabla 2.2 se presentan los sistemas para mezcla rápida tanto mecánicos como hidráulicas comúnmente empleadas; [Baruth, 2005].

Los mezcladores mecánicos más utilizados son tanques con la adaptación interior de un eje montado con paletas, propelas o turbinas que generan el mezclado a través de un motor eléctrico. Debido a que el flujo entrante es mezclado inmediatamente con el agua que previamente ingresó a la unidad y en sentido contrario al mismo flujo, a estos equipos también se les conoce como retromezcladores operando con tiempos de residencia de 1-30 s y  $G\tau$  de 6,000 – 30, 000 [Davis & Masten, 2004].

Aunque los tanques de mezcla completa han sido por muchos años implementados satisfactoriamente en plantas de tratamiento tanto de agua potable y residual, el conocimiento de la rapidez con que se realizan las reacciones de adsorción desestabilización trajo como consecuencia que se desarrollaran los mezcladores instantáneos [Organización Panamericana de la Salud, 2004].

Investigaciones recientes han comprobado que los *mezcladores estáticos (Blenders)* son más eficientes para mezcla rápida. Este tipo de mezcladores logran una dispersión

casi instantánea de los coagulantes al operar con tiempos de retención inferiores a un segundo (0.5 s) y gradientes elevados; en estos dispositivos los promotores del mezclado van dentro de los tubos o tuberías que conducen el flujo, alimentados por un motor instalado fuera del sistema [Baruth, 2005]. El  $G\tau$  de operación varía entre 2,000 – 3,000.

Otra variante a las unidades mecánicas son los dispositivos conocidos como *mezcladores por difusión* (Jet mixers), mediante el uso de una bomba se genera presión para que el coagulante se difunda en el agua a través de los orificios adaptados a lo largo del dispositivo; los tiempos de residencia son menores a un segundo (0,5 s), los gradientes de mezclado son de menor magnitud respecto a los estáticos y el  $G\tau$  varía entre 1,000 – 2,000.

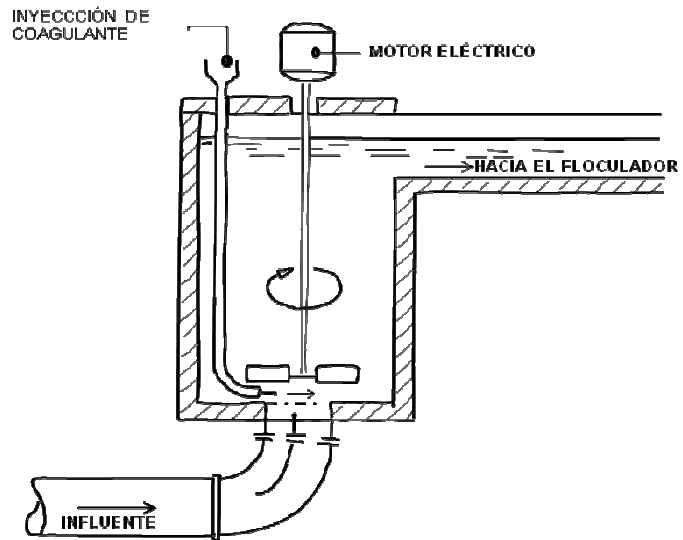
Al evaluar la eficiencia de varios tipos de mezcladores rápidos (un retromezclador y cinco mezcladores en líneas diferentes), Vrale & Jordan (1974) llegaron a la conclusión de que para el mecanismo de coagulación por adsorción, el retromezclador es el tipo de unidad más deficiente, mientras que los mezcladores de línea presentaron los mejores resultados

El gradiente de velocidad en un mezclador mecánico no varía con el caudal y tiene la ventaja adicional de permitir controlar el grado de agitación si se varía la velocidad de rotación del impulsor. Sin embargo, su funcionamiento depende de una fuente de energía externa y, de esta forma, una falla en el sistema de alimentación o en el propio mecanismo, causaría el colapso del proceso de mezcla rápida y lenta, lo que perjudicaría el tratamiento en su conjunto.

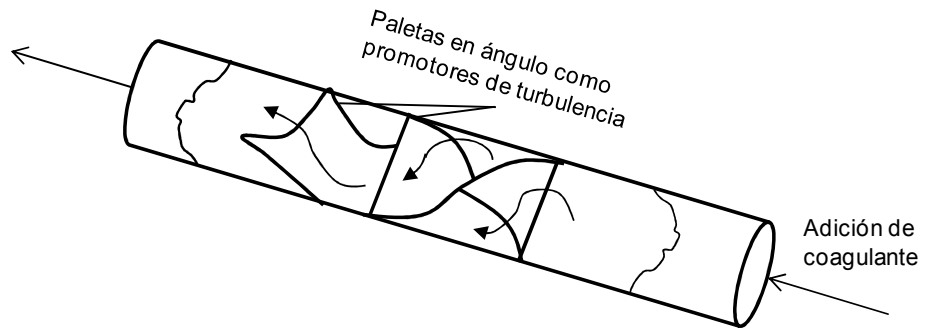


Tabla 2.2. Unidades para mezcla rápida comúnmente empleadas en el tratamiento de agua [Laurence; 2005].

Retromezcladores



Estáticos



Difusores

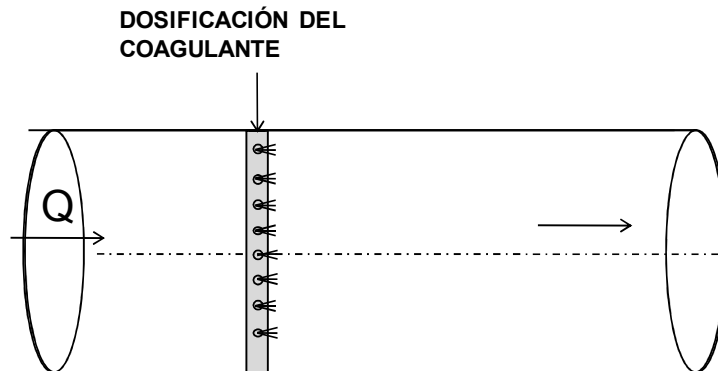
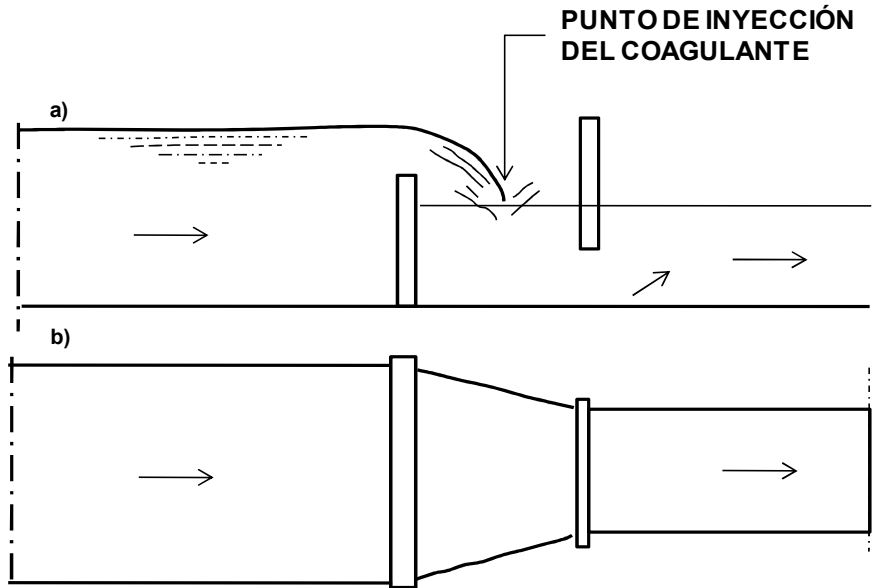
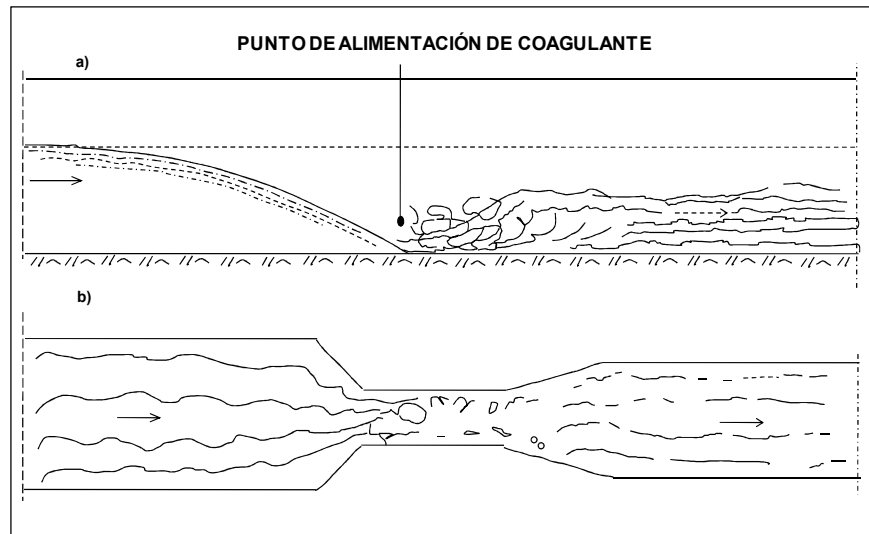


Tabla 2.2. (Continuación)

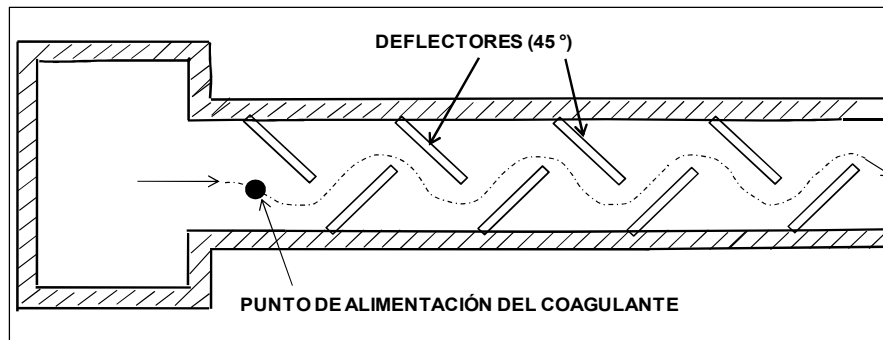
Verterdero rectangular. a) vista frontal, b) vista planta.



Salto Hidráulico. (a) vista frontal, b) vista planta.



Canal con deflectores



La energía dispensada por un mezclador mecánico, como los retromezcladores, es siempre mayor que la energía disipada en un mezclador hidráulico. En el equipo mecánico las pérdidas por inducción, por fricción y otras hacen que el trabajo útil aplicado al agua sea apenas una pequeña parte del total. Además, el costo relativamente elevado y la propia complejidad de los equipos electromecánicos hacen difícil su utilización en los países en desarrollo como el nuestro.

Por otro lado, la potencia disipada en los mezcladores hidráulicos tiene origen en el trabajo interno del fluido (energía cinética del agua) y, por lo tanto, es función de la forma geométrica del mezclador y de las características del flujo, lo que hace que las condiciones de mezcla sean difíciles de controlar por el operador, aunque su ventaja se observa en los costos del proceso [Organización Panamericana de la Salud, 2004].

La principal objeción que se hace a los dispositivos hidráulicos es su poca flexibilidad a las variaciones de caudal; sin embargo, investigaciones realizadas han sugerido que un mezclador hidráulico dotado de un buen sistema de dispersión del coagulante puede superar la desventaja de su poca flexibilidad, en términos de gradiente de velocidad, el cual varía en función del caudal [Vrale & Jordan, 1974].

Para la mezcla rápida hidráulica se utilizan diferentes arreglos como canales o cámaras con deflectores que producen condiciones turbulentas de flujo; vertederos con caída libre y saltos hidráulicos, principalmente [Arboleda, 2000]. Las condiciones de operación implican tiempos de residencia de 1 -2 s y  $G\tau$  de 800 – 1,600. En México, se ha dado tradicionalmente preferencia a los dispositivos hidráulicos de mezcla rápida, tales como canaletas Parshall y vertederos.

Es las unidades hidráulicas es altamente deseable que ocurran condiciones de flujo de pistón, ya que la existencia de corrientes de cortocircuito o la detención de masas de agua por un tiempo mayor que el necesario traerá el inconveniente de que la masa de agua en algunas partes recibirá mayor cantidad de coagulante, lo que podrá causar la reestabilización de los coloides, mientras que otras partes recibirán cantidades

demasiado bajas para iniciar la coagulación [Organización Panamericana de la Salud, 2005].

La potencia ( $P_w$ ) puede ser calculada en función de la pérdida de carga en los dispositivos de mezcla hidráulica, bien sea en condiciones de flujo laminar o turbulento.

### **2.3 Floculación**

Aunque la coagulación es la principal etapa que determina la eficiencia del tren de tratamiento de agua en su totalidad, la etapa de floculación o mezcla lenta también contribuye a mantener o mejorar la remoción de contaminantes. Esta etapa tiene como principal objetivo generar la mayor formación de flóculos manteniéndolos en suspensión sin provocar su rompimiento [Mooyoung & Lawler, 1992].

La formación de flóculos empieza 2 segundos después de la adición de coagulantes y las condiciones óptimas se obtienen aplicando valores de  $G\tau$  en el intervalo de 20,000 – 65,000 con tiempos de residencia de 10 a 30 min [Baruth, 2005]. Sin embargo, las condiciones de operación serán establecidas dependiendo del tipo de unidad empleada, ya que la floculación -al igual que la mezcla rápida- puede ser llevada a cabo por dispositivos mecánicos o hidráulicos, y del tren de tratamiento empleado, por ejemplo, cuando se desea utilizar filtración directa se requiere la formación de flóculos pequeños empleando valores de  $G\tau$  de 40,000 – 75,000 y tiempos de residencia de 15 a 20 min; en cambio, cuando se aplica clarificación convencional se requieren valores de  $G\tau$  de 30,000 – 60,000 y tiempos de residencia de 18 a 25 min para producir flóculos largos y pesados que resistan el contacto entre los platos, barras o placas según el tipo de sedimentador empleado [Bache & Gregory, 2007].

En todos los casos las condiciones de operación deberán ser determinadas por pruebas a escala piloto para el tipo de agua en específico.

Los floculadores mecánicos son preferidos por su mayor flexibilidad en la variación de  $G\tau$  y su menor pérdida de carga y abarcan una diversidad de configuraciones, entre las más comunes se encuentran las unidades compuestas de un sistema de paletas o turbinas fijo a un eje horizontal o vertical, donde cada eje es accionado por un motor con reductores de velocidad para fijar las condiciones de mezcla en cada cámara [Organización Panamericana de la Salud, 2002].

Otra configuración empleada son las unidades de tipo manto de lodos, generalmente forman parte integrante de sedimentadores de flujo vertical con la floculación procesándose en la parte inferior, normalmente en forma de cilindro-cónica donde se concentran los lodos y algunas presentan recirculación de los mismos, para aumentar la eficiencia del proceso [Organización Panamericana de la Salud, 2004].

Los floculadores hidráulicos utilizan la energía hidráulica disponible a través de una pérdida de carga general o específica, se utilizan floculadores hidráulicos y las configuraciones más utilizadas abarcan 3 tipos de unidades: a) De pantallas de flujo horizontal o vertical; b) De tipo Cox y Alabama y c) De medio poroso [Organización Panamericana de la Salud, 2004].

En los floculadores de pantallas el agua circula con un movimiento de vaivén para el caso de flujo horizontal y de forma ascendente-descendente contorneando las diversas mamparas en el caso de flujo vertical. La pérdida de carga total es la suma de dos parciales. La primera, de menor cuantía, debida a la fricción en el canal; y la segunda, la principal, debida a los cambios de dirección.

Los floculadores tipo Cox y Alabama están constituidos por compartimentos ligados entre sí por la parte inferior a través de curvas de  $90^\circ$  volteadas hacia arriba. El flujo es ascendente y descendente en el interior del mismo compartimento. Las boquillas permiten ajustar la velocidad a las condiciones de cálculo o de operación. Estas unidades son muy vulnerables a las variaciones de caudal y fácilmente se pueden generar espacios muertos y cortocircuitos.

Como en estos floculadores el paso entre las cámaras se hace mediante tales orificios sumergidos, las pérdidas de carga pueden calcularse considerando el paso entre las cámaras mediante los orificios sumergidos [Organización Panamericana de la Salud, 2002].

La floculación en medios porosos ha sido aplicada principalmente en pequeñas instalaciones debido a su elevada eficiencia y bajo costo. Se distinguen dos tipos básicos: floculación en un medio poroso fijo (o floculación en medio granular) y floculación en un medio poroso expandido (floculación en lechos de arena expandida). Ambos fueron utilizados inicialmente en la India. La floculación en medio granular ha sido investigada y aplicada en América Latina.

Consiste en hacer pasar el agua, después de haberle aplicado los coagulantes, a través de un medio granular contenido en un tanque (flujo vertical) o canal (flujo horizontal). El flujo normalmente es laminar y la eficiencia es extraordinaria debido a que puede flocular satisfactoriamente en pocos minutos.

El floculador de lecho de arena expandido consiste en una columna a través de la cual el agua cruda pasa en sentido ascendente, después de haber recibido el coagulante. La velocidad del agua es ajustada de tal modo que la expansión sea de alrededor de 6 a 10%. Esto evita la obstrucción del medio poroso. La arena contribuye a que se logre una agitación uniforme durante el proceso de floculación [Richter, 1977 & 1982].

Es conocido que al variarse el caudal de operación de la planta, se modifican los tiempos de residencia y gradientes de velocidad en los reactores. El floculador hidráulico es algo flexible a estas variaciones. Al disminuir el caudal, aumenta el tiempo de retención y disminuye el gradiente de velocidad y viceversa. En el floculador mecánico, el efecto es más perjudicial debido a su poca flexibilidad, ya que la velocidad permanece constante y el tiempo de residencia aumenta o disminuye de acuerdo con la variación del caudal.

Como ya se mencionó, las unidades de floculación son diseñadas para maximizar el contacto de las partículas desestabilizadas para generar flóculos de fácil sedimentación o filtración. Generalmente se recomiendan mantener condiciones de operación ( $G\tau$ ) lo más constantes posibles sin romper el flóculo ya formado. Por este motivo el mezclado se establece en forma descendente dividiendo la unidad en dos o más compartimientos o etapas a través de mamparas; que sirven además para prevenir cortocircuitos y zonas muertas.

La potencia ( $P_w$ ) disipada en cualquier dispositivo de mezcla hidráulica, ya sea unidades de coagulación o floculación, puede ser relacionada con la pérdida de carga y el caudal mediante la siguiente expresión representada en la Ecuación 2.3:

$$\text{Ecuación 2.3} \quad P_w = \Delta H \text{ (m)} * \gamma \text{ (N} \cdot \text{m}^{-3}\text{)} * Q \text{ (m}^3 \cdot \text{s}^{-1}\text{)} = \text{(N} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-1}\text{)} = \text{J} \cdot \text{s}^{-1} = W$$

Donde:

$\Delta H$  = Pérdida de carga (m de H<sub>2</sub>O)

$Q$  = Caudal o Gasto (m<sup>3</sup> s<sup>-1</sup>)

$\gamma$  = Peso específico del agua (N m<sup>-3</sup>), el cual se obtiene como el producto de la densidad ( $\rho$ , en kg m<sup>-3</sup>) por la gravedad ( $g$ , en m s<sup>-2</sup>)

De este modo, la potencia disipada por unidad de volumen esta representada por la Ecuación 2.4 siguiente:

$$\text{Ecuación 2.4} \quad \frac{P_w}{V} = \frac{W}{\text{(m}^3\text{)}}$$

Además, considerando la Ecuación 2.5:

$$\text{Ecuación 2.5} \quad \frac{Q \text{ (m}^3 \text{ s}^{-1}\text{)}}{V \text{ (m}^3\text{)}} = \frac{1}{\tau \text{ (s)}},$$

donde  $\tau$  es el tiempo de residencia o de mezcla en segundos

Por lo que resulta la Ecuación 2.6 siguiente:

**Ecuación 2.6**

$$\frac{P_w}{V} = \frac{P (W)}{Q(m^3 s^{-1}) * \tau (s)} = \frac{W}{m^3}$$

Finalmente, sustituyendo la Ecuación 2.6 en la Ecuación 2.2 resulta la Ecuación 2.7 siguiente:

**Ecuación 2.7**

$$G(s^{-1}) = \left[ \frac{\gamma(N m^{-3})}{\mu(N s m^{-2})} \right]^{\frac{1}{2}} \left[ \frac{\Delta H(m)}{\tau(s)} \right]^{\frac{1}{2}}$$

El factor  $(\gamma/\mu)^{0.5}$  depende de la temperatura del agua, conforme a la Tabla 2.3.

**Tabla 2.3. Valores de  $(\gamma/\mu)^{0.5}$  en función de la temperatura.**

Temperatura (°C)	$(\gamma/\mu)^{0.5}$
0	2,336.94
4	2,501.56
10	2,736.53
15	2,920.01
20	3,114.64
25	3,266.96

## 2.4 Sedimentación

Para la remoción de partículas en suspensión en agua pueden emplearse la sedimentación o la filtración o ambos. Se entiende por sedimentación a la remoción de tales partículas por efecto de la gravedad, las cuales deberán tener un peso específico mayor que el agua; en contraste, la filtración remueve partículas con un peso específico muy cercano a la del agua.

La sedimentación es un fenómeno netamente físico y constituye uno de los procesos más utilizados en el tratamiento del agua para uso y consumo humano; este proceso depende de las características de las partículas así como de su concentración y de factores hidráulicos.



En el caso de partículas denominadas floculentas -producidas por la aglomeración de partículas coloidales desestabilizadas por la adición de coagulantes- características como su tamaño, forma y densidad cambian durante la caída; este tipo de sedimentación se presenta en la clarificación convencional, como proceso intermedio entre la coagulación-floculación y la filtración.

Además de la concentración de partículas en suspensión, la temperatura modifica las velocidades de sedimentación pero en la práctica, los parámetros hidráulicos de diseño tienen el principal efecto en la eficiencia de los sedimentadores [Arboleda, 2000]

En el diseño del sedimentador deben considerarse tres zonas que se detallan a continuación:

**Zona de entrada:** Es un conjunto de estructuras que deben permitir una distribución uniforme del flujo de agua hacia la zona de sedimentación. Es deseable que esta distribución se realice con la mayor área superficial posible. Las alteraciones del flujo en esta zona deben reducirse al mínimo posible para evitar que lleguen hasta la zona de sedimentación, ya que además de modificar el tiempo de retención generan zonas muertas y cortocircuitos [Davis & Masten, 2004].

**Zona de sedimentación:** En esta zona el flujo debe ingresar en forma laminar manteniendo un número de Reynolds lo más bajo posible; además se debe evitar que las líneas de flujo no encuentren con ningún tipo de obstrucción que altere su trayectoria. Adicionalmente se ha comprobado que un flujo pistón mejora el proceso [CEPIS, 2004].

**Zona de salida:** Esta zona se caracteriza por permitir una recolección uniforme de agua decantada a una velocidad tal que evite arrastrar flóculos en el efluente. Canaletas de pequeña longitud, mal ubicadas o mal diseñadas producen cortocircuitos hidráulicos y zonas muertas que pueden inutilizar grandes áreas de los sedimentadores.

Existen diferentes tipos de diseños y configuraciones de sedimentadores que se emplean según las necesidades del proceso (partículas discretas o floculentas), los hay rectangulares, circulares, cuadrados o cilíndricos operando con flujo horizontal o vertical, [CEPIS, 2002]; en el caso de partículas floculentas los sedimentadores que más se emplean son los de tipo laminar de alta tasa. Estas unidades se basan en el principio de que la eficiencia de la sedimentación depende del área superficial disponible más que del tiempo de residencia [Metcalf & Eddy, 2003].

El área superficial de los sedimentadores de alta tasa se logra mediante el uso de platos o tubos inclinados en ángulos que van de 45 – 60 ° respecto a la horizontal, a inclinaciones mayores la eficiencia de sedimentación disminuye y con menores los lodos tienden a acumularse en la superficies de los platos o tubos. La separación y la longitud de inclinación de las placas se recomiendan en 0.05 m y de 1 -2 m, respectivamente.

## 2.5 Electroquímica

Antes de conocer las características de la tecnología de la electrocoagulación (EC), es necesario conocer las bases en las que se fundamenta.

Entre los trabajos realizados por diversos científicos del siglo XIX destacan los realizados por Michael Faraday, que junto a Alessandro Volta, sir Humphry Davy, Nicholson y Carlisle, sentaron las bases para el nacimiento de un campo de la ciencia denominada hoy en día: Electroquímica.

Entre las aportaciones de Michael Faraday se encuentran las definiciones de los términos *electrodos*, *ánodo*, *cátodo* y *electrólisis* y en 1831 descubrió la inducción electromagnética. Hoy su nombre está inalterablemente relacionado a la electroquímica y principalmente por la aportación de una de las leyes fundamentales de esta ciencia, conocida como ley de Faraday. Antes de conocer esta ley y su potencial de aplicación se deben conocer algunos de los factores que la definen.

### 2.5.1 Corriente y Potencial

La Corriente ( $I$ ) la cual está relacionada con el Potencial ( $V$ ) puede ser definida considerando a la electricidad como si fuera un fluido, el cual consiste de *cargas eléctricas* (electrones), y de la misma manera que necesita un medio físico y una cierta presión para poder fluir, el flujo de electrones llamada *corriente*, ( $1 \text{ A} = 1 \text{ Cs}^{-1}$ ), fluye a través de un conductor metálico (electrodo) por efecto del *voltaje* ( $1 \text{ V} = 1 \text{ JC}^{-1}$ ) o la diferencia de potencial, como también se le refiere, medida entre la salida y la entrada de dicho conductor.

En aplicaciones electroquímicas se utilizan dos tipos de celdas, galvánicas o electroquímicas; para que una *celda electrolítica* funcione necesita de una fuente externa de energía eléctrica, lo cual se logra conectando la terminal positiva de una fuente externa de voltaje al cátodo, y la terminal negativa al ánodo. Dos conductores son necesarios (electrodos) para establecer el flujo, uno para la entrada y el otro para la salida.

El circuito eléctrico se completa entonces mediante los iones que se mueven a través de la solución entre los dos electrodos, pasando por un instrumento externo. Para cada electrón que sale del generador uno debe retornar. El ánodo es el electrodo donde ocurre la oxidación y el cátodo donde ocurre la reducción [Skoog *et al*, 2001].

Las celdas electroquímicas, tal como lo hacen los conductores metálicos, ofrecen resistencia al flujo de la corriente. La ley de Ohm describe el efecto que tiene esta resistencia  $R$ , en ohms ( $\Omega$ ), sobre la magnitud de la intensidad de corriente ( $I$ ) en la celda.

Esta ley establece que cuando la electricidad fluye a través de un conductor la corriente que pasa es proporcional a la diferencia de potencial aplicada. El producto de  $I$  y  $R$  se denomina *potencial óhmico* o *caída de potencial  $IR$*  de la celda (Ecuación 2.8). La

resistencia, sea óhmica o no, juega un papel crucial en las aplicaciones electroquímicas.

**Ecuación 2.8**

$$\Delta V (\text{Volts}) = I (A) * R (\text{ohm})$$

Esto significa que para generar una corriente  $I$  en amperes en una celda, se debe aplicar un potencial que sea  $IR$  voltios adicionales que el termodinámicamente necesario ( $V_{\text{celda}}$ ). Por lo general, en aplicaciones electroquímicas se trata de reducir al mínimo la caída de potencial  $IR$  al tener una resistencia de celda muy baja, disminuyendo la separación entre electrodos o mejorando las velocidades de transporte mediante una alta conductividad.

Por lo tanto, el voltaje real que debe aplicarse en una celda electroquímica viene dado por la Ecuación 2.9 siguiente:

**Ecuación 2.9**

$$V_{\text{aplicado}} (\text{Volts}) = V_{\text{celda}} (\text{Volts}) + IR (\text{Volts})$$

De acuerdo a la Ecuación 2.9, un gráfico de la corriente en una celda electrolítica en función del potencial aplicado debe ser una línea recta con una pendiente igual al recíproco negativo de la resistencia, esto particularmente se cumple cuando la resistencia es pequeña. Tal como se representa en la Figura 2.5 a medida que aumenta el voltaje aplicado, la corriente empieza a alejarse de la linealidad.

Se dice que las celdas que muestran éste comportamiento no lineal presentan *polarización* o *pasivación*, lo cual se describe por un *sobrevoltaje* o sobrepotencial, el cual se representa por  $\Pi$ . Debido a este fenómeno, el potencial que debe aplicarse para producir una corriente de la magnitud deseada debe ser mayor que el valor teórico.

Para una celda electroquímica que está sometida a pasivación, la ecuación anterior se transforma en la Ecuación 2.10 siguiente:

Ecuación 2.10

$$V_{\text{aplicado}} = V_{\text{celda}} + IR + \Pi$$

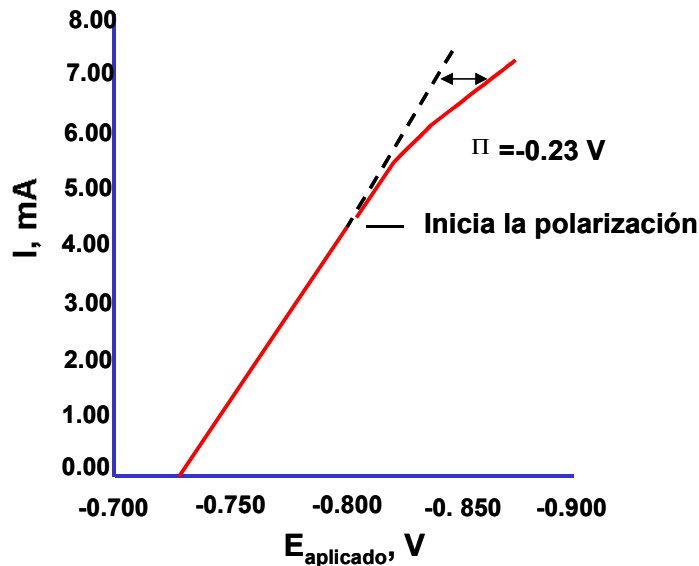


Figura 2.5. Curva experimental de corriente-voltaje para una celda electroquímica. La línea cortada es la curva teórica, suponiendo que no hay pasivación.

La pasivación en electrodos es un fenómeno que afecta la eficiencia electroquímica de las celdas y puede afectar a uno o a todos los electrodos. El grado de polarización de un electrodo es muy variable y los principales factores que influyen son (1) el tamaño, la forma y el material de los electrodos; (2) la composición de la solución del electrolito; (3) la temperatura y la velocidad de agitación; (4) la intensidad de corriente y (5) el estado físico de las especies implicadas en la reacción electroquímica.

En algunos casos se aproxima a cero, pero en otros, puede ser tan grande que la corriente en la celda se vuelve independiente del potencial y en estos casos se dice que la polarización es completa.

Los fenómenos de pasivación se dividen en dos clases: pasivación por concentración y pasivación cinética, por lo que es importante conocer los factores que interviene en cada uno de ellos para identificar cuáles pueden ser controlados con el fin de eliminar o minimizar este fenómeno.

### 2.5.2 Pasivación por concentración

La pasivación por concentración depende de la velocidad de la transferencia de masa hacia o desde la superficie del electrodo. Este proceso únicamente puede llevarse a cabo en una película delgada de la solución inmediatamente adyacente a la superficie del electrodo; el grosor de esta película es de sólo una fracción de nanómetro y contiene un número limitado de iones o moléculas que reaccionan o que se producen en la reacción electroquímica.

Para que haya una corriente constante en una celda, esta película debe renovarse continuamente con las especies del seno de la solución. Es decir, a medida que se consuman o produzcan los iones o moléculas de interés en la reacción electroquímica, se deben transportar o retirar más de ellos hacia o desde la película a una velocidad y tiempo óptimos para mantener dicha corriente, ya que en caso contrario, se presentará un incremento de potencial [Skoog *et al*, 2000], lo que dependerá de la turbulencia aplicada entre los electrodos mediante el caudal de operación en unidades hidráulicas.

### 2.5.3 Pasivación cinética

En la pasivación cinética, la magnitud de la corriente está limitada por la velocidad de una o ambas reacciones del electrodo, es decir, por la velocidad de la transferencia de electrones entre las especies y los electrodos. Para contrarrestar la polarización cinética se necesita un potencial adicional, o sobrevoltaje, para superar la energía de activación de la semireacción [Skoog *et al*, 2001].

Este tipo de polarización es más acentuada en los procesos que originan productos gaseosos en el electrodo y por lo general es insignificante en las reacciones que implican la deposición o disolución de un metal mediante ánodos de sacrificio. Los efectos cinéticos normalmente disminuyen al aumentar la temperatura y disminuir la densidad de corriente.

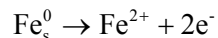
Estos efectos también dependen del material del electrodo y son más pronunciados con metales más blandos, como el plomo, el zinc, y en especial el mercurio. En la actualidad, la magnitud de los efectos debidos al sobrevoltaje cinético no puede predecirse teóricamente y sólo pueden estimarse a partir de información empírica [Skoog *et al*, 2001]

#### 2.5.4 Reacciones electroquímicas redox

Las reacciones químicas de Reducción–Oxidación (Redox) envuelven la transferencia de electrones mediante la reducción (ganancias de electrones) de un compuesto y la oxidación (pérdida de electrones) de otro. En este caso las reacciones se llevan a cabo por contacto directo entre el oxidante (el que acepta electrones) y el reductor (el que pierde electrones).

En el caso de reacciones electroquímicas el proceso redox es similar, con la única diferencia de que el aceptor y el donador de electrones son electrodos y además de que el agente oxidante y el agente reductor están separados físicamente en un arreglo conocido como *celda electroquímica*, en donde el cátodo es el electrodo en donde se lleva a cabo una reacción de reducción y el ánodo es el lugar en donde tiene lugar una oxidación [Skoog *et al*, 2001]. Por ejemplo, la oxidación del hierro metálico provoca hierro iónico tal como se representa en la Reacción 2.2:

##### **Reacción 2.2**



El electrodo en una reacción electroquímica es la parte dentro del circuito electroquímico en donde el contacto físico es hecho con las sustancias de interés y donde las reacciones de transferencia de carga toman lugar. Cabe mencionar que hay procesos electroquímicos en donde no hay transferencia de carga como en los procesos de adsorción.

Cuando se alcanza una diferencia de potencial lo suficientemente grande, los electrones son transmitidos del electrodo cargado negativamente a los cationes presentes en el medio. Similarmente, en el electrodo cargado positivamente los aniones presentes son oxidados. La corriente que fluye durante estas reacciones de transferencias de carga es llamada corriente Faradaica, ya que obedecen la ley de Faraday.

### 2.5.5 Ley de Faraday

La ley de Faraday establece que el número de moles producidos (N) en algún proceso electroquímico es directamente proporcional a la cantidad de carga que pasa por la celda electroquímica o reactor electroquímico. Puesto que la carga ( $q$ , en coulombios) es el producto de la corriente ( $I$ , en ampers) y el tiempo ( $t$ , en segundos), esto se expresa matemáticamente en la Ecuación 2.11:

**Ecuación 2.11** 
$$N (\text{mol}) * F (\text{C mol}^{-1}) = I (\text{C s}^{-1}) * t (\text{s}^{-1})$$

En donde N es la cantidad de moles producidos por electrones intercambiados y F es la constante de Faraday (96,485.3383 C/mol de  $e^-$ ) que representa la carga de una mol de electrones. Para que la corriente eléctrica pase a través de la celda, deberán ocurrir los procesos redox (farádicos) en ambos electrodos:

La importancia de la ley de Faraday en este trabajo, es que puede aplicarse para predecir la cantidad de sustancia producida en un reactor de electrocoagulación que trabaja con electrodos metálicos de sacrificio y que puede adaptarse a condiciones continuas de operación.

### 2.5.6 Reactores electroquímicos

Hasta 1940, los reactores electroquímicos se diseñaban en forma empírica empleando modelos que permitían simular la distribución de corriente sobre la superficie de los



electrodos; aunque investigaciones posteriores demostraron que los modelos matemáticos que describían el comportamiento electroquímico eran muy similares a los modelos empleados en diversos campos como la hidrodinámica, electrostática y al transporte de calor y materia.

Esta similitud sirvió para obtener soluciones aproximadas a problemas de carácter electroquímico pero los efectos cinéticos y la transferencia de masa aún no eran tomados en cuenta, al menos como criterios de diseño [Prentice G., 1990].

Aunque en la actualidad los reactores electroquímicos se utilizan para realizar determinaciones analíticas, para síntesis a escala industrial de diversos productos y como tecnología de tratamiento de agua [Trinidad & Walsh, 1998], específicamente para éste último caso, aún no existe un procedimiento de diseño que tome en cuenta los factores electroquímicos, hidráulicos, fisicoquímicos y sus interacciones, así como su influencia en la remoción de uno o varios contaminantes específicos.

El reactor es el principal componente en un proceso electroquímico y su óptimo funcionamiento dependerá de la eficiencia de transporte de masa, puesto que la máxima densidad de corriente para una reacción es proporcional al coeficiente de transferencia de masa; esto es particularmente importante cuando la concentración requerida del producto es alta.

Eficientes condiciones de transporte de masa también minimizan las diferencias en la composición de la capa de reacción en la superficie de los electrodos y el seno de la solución; un ejemplo de los problemas que pueden presentarse es el cambio en el pH provocado por la hidrólisis del agua, esto puede llevar a contaminar los electrodos con los hidróxidos metálicos formados en el mismo proceso [Genders & Weinberg, 1990].

En reactores de operación continua con uno o varios pares de electrodos colocados en forma de platos paralelos el transporte de masa está determinado por:

- 1 La velocidad de flujo o gasto volumétrico (Q),
- 2 El diseño de los promotores de turbulencia, ya sea en compartimientos o los propios electrodos como tal, y
- 3 La concentración de burbujas de gas producidas en el proceso.

Otro factor muy importante que debe considerarse en el diseño de reactores electroquímicos es la distribución de corriente y potencial, puesto que la selectividad de las reacciones provocadas en la superficie de los electrodos depende de las magnitudes de ambos factores.

Debe asegurarse que el potencial en los electrodos no varíe con la posición, lo que también depende de la resistividad del material del que están hechos los electrodos así como de sus dimensiones.

En un reactor de electrocoagulación (EC) el agua a tratar (electrolito) pasa entre o a través de los electrodos donde los propios electrodos pueden ser usados como promotores de la transferencia de masa de los reactivos desde la superficie de los electrodos, al ser utilizados como mamparas.

## **2.6 Electrocoagulación**

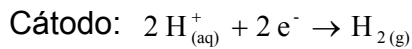
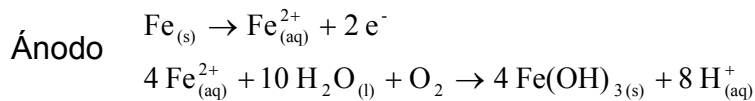
Un sistema de tratamiento alternativo basado en la tecnología electroquímica que en la última década ha aumentado su uso en América del Sur y Europa con resultados alentadores en el tratamiento de agua residual y potable es la Electrocoagulación (EC) [Rios *et al*, 2005].

La electrocoagulación es un proceso electroquímico que además de la producción de cationes polivalentes a partir de ánodos de sacrificio (por ejemplo hierro), genera gases

de electrólisis como son el hidrógeno y el oxígeno que pueden ser aprovechables mediante la técnica denominada electroflotación (EF).

Durante el proceso, los cationes metálicos reaccionan con iones hidroxilo producidos en el cátodo para formar hidróxidos metálicos. En el caso de electrodos de hierro, hay 2 mecanismos viables para la producción de hidróxidos metálicos.

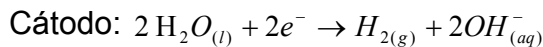
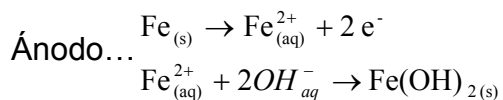
En medio ácido



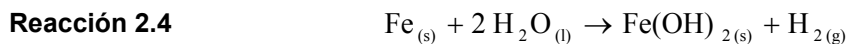
La Reacción 2.3 presenta el mecanismo general del proceso en medio ácido



En medio básico



La Reacción 2.4 presenta el mecanismo general del proceso total en medio básico:



Una vez que el hidróxido de hierro se genera, éste remueve contaminantes por complejación de superficie y atracción electrostática. Los contaminantes, se presume, actúan como ligantes para formar un enlace con el ión hierro. Incluso, el ión hidroxilo formado durante la reacción contiene cargas positivas y negativas las cuales atraen coloides de carga opuesta logrando removerlas de la solución.

Básicamente, una unidad o reactor de electrocoagulación es una celda electroquímica en donde la producción de coagulantes, a diferencia de la clarificación química, se realiza in situ mediante la electro-disolución de un electrodo anódico metálico de sacrificio, usualmente hierro y aluminio [Mollah *et al*, 2004; Holt *et al*, 2003].

En este proceso las especies iónicas son removidas del agua por reacción con a) un ión de carga opuesta y b) por adsorción con los flóculos de hidróxidos metálicos generados. El reactor de electrocoagulación reemplaza a la unidad de mezcla rápida, tal como se muestra en la Figura 2.6.

La elección del tipo de reactor de electrocoagulación depende de si el modo de operación será discontinuo o continuo y de si se acoplará con una unidad de electroflotación (EF), aprovechando las burbujas generadas en el proceso, o con una etapa de sedimentación.

Para aplicación en potabilización de agua, la opción más conveniente es la de flujo continuo para acoplarlo a la etapa de floculación y sedimentación, como en el caso de la Clarificación Convencional, por lo que la producción de gases debe reducirse a lo menos posible para evitar la desestabilización de los flóculos formados durante el proceso, lo que se consigue manteniendo una baja densidad de corriente [Holt, 2004] y un eficiente sistema de eliminación de gas.

Esta tecnología tiene entre sus ventajas que requiere equipos relativamente simples, es fácil de utilizar y su operación es flexible [Chen *et al*, 2002]; no requiere la adición de

químicos, lo que implica que no hay incremento en el contenido de sales como en el caso del tratamiento químico convencional [Phutdhawong, 2000].

Se alcanza una reducción en la generación de lodos de hasta un 50 %; los flóculos formados por EC son similares a los flóculos producidos por coagulación química, excepto que los primeros tienden a ser mucho más largos, contienen menos agua superficial, son ácido-resistentes y son más estables, por ello pueden ser separados más rápido por filtración [Mollah *et al*, 2001].

La EC tiene la ventaja de remover las partículas coloidales más pequeñas debido a que el campo eléctrico aplicado incrementa su movimiento facilitando la coagulación, además evita el uso de agentes químicos eliminando así el problema de neutralizar el exceso [Mollah *et al*, 2001].

Tal como lo indica la literatura, la electrocoagulación no es una tecnología reciente ya que los primeros estudios reportados datan de finales del siglo XIX, incluso en las primeras décadas del siglo XX se diseñaron plantas de tratamiento para aguas residuales municipales.

Sin embargo, aún cuando fueron puestas en operación, alrededor de los años 30's, estas plantas fueron abandonadas debido a los altos costos de operación y la aparición de todo tipo de coagulantes comerciales relativamente más baratos [Holt, 2004].

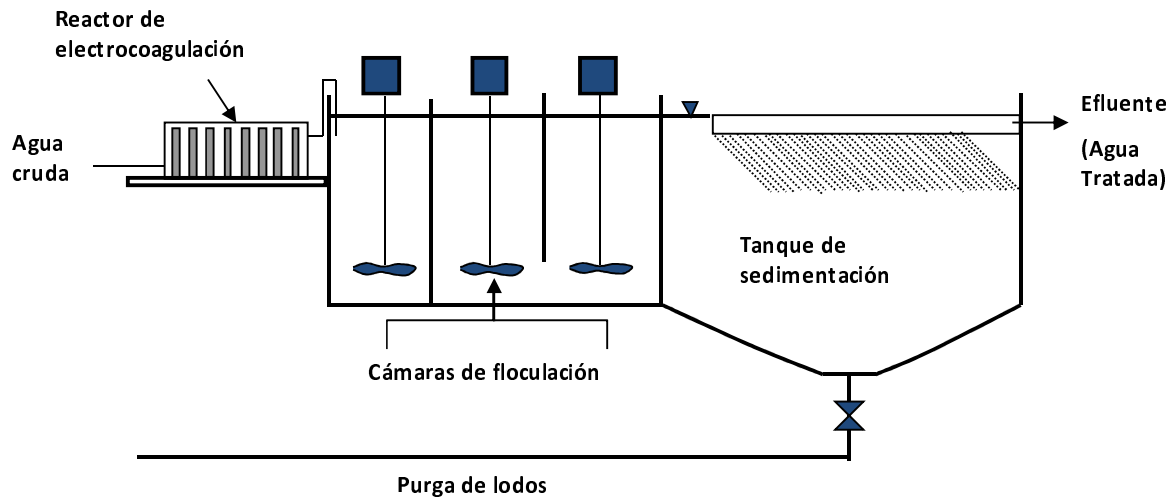
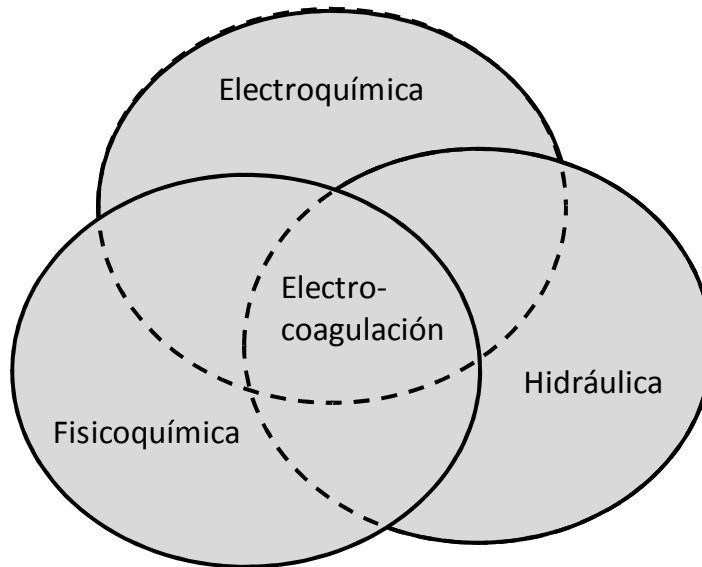


Figura 2.6. Esquema de la electrocoagulación en una unidad de alta tasa.

Actualmente, el interés de esta tecnología se ha renovado con miras al diseño de plantas de tratamiento de operación continua especialmente para aplicaciones industriales particulares; esto aunado a su comprobada habilidad para remover eficientemente diversos contaminantes y a su inherente simplicidad en el diseño y operación del reactor ha provocado que la EC sea nuevamente valorada como una posible tecnología de tratamiento de bajo costo [Holt, 2004].

Una revisión de los trabajos realizados sobre la tecnología EC pone de manifiesto la falta de un procedimiento sistemático para el diseño y operación de reactores electroquímicos. De los reportes de diseños a escala laboratorio, piloto e industrial tanto en unidades independientes como unidades completamente integradas dentro del sistema de purificación ciertamente no hay un diseño de reactor dominante hasta hoy.

Actualmente el diseño a escala industrial de reactores de electrocoagulación se basa en criterios empíricos debido a la falta de modelos disponibles que incluyan los principales factores que permitan su optimización [Chen *et al*, 2002]. Dichos modelos deberán considerar factores que influyen en las etapas fisicoquímica, electroquímica e hidráulica del proceso, así como sus interacciones (Figura 2.7).



**Figura 2.7. Principales aspectos que intervienen en la Electrocoagulación.**

Los factores de la etapa fisicoquímica e hidráulica que intervienen en la coagulación química también influyen en la electrocoagulación puesto que los mecanismos de remoción de contaminantes son los mismos.

Así mismo, una mezcla lenta adecuada permitirá la formación de flóculos que por sus características de estabilidad, de composición y de tamaño e hidratación puedan ser removidos fácilmente por sedimentación. Tales características dependen del tipo de coagulante empleado y de los gradientes de floculación aplicados.

A continuación, se presentan los factores que influyen en la EC, específicamente en la eficiencia de producción de coagulante y en la pasivación.

## **2.7 Factores que influyen en la Electrocoagulación**

Entre los principales factores del diseño de un reactor EC que deben considerarse se encuentran:

### 2.7.1 Material de electrodos

El tipo de material de los electrodos es un factor importante que influye en la eficiencia del tratamiento por electrocoagulación. Estudios realizados con diferentes pares ánodo-cátodo de hierro (Fe-Fe), aluminio (Al-Al) o combinados (Fe-Al) (Al-Fe) demostraron que el par Al-Fe logró remover eficientemente DQO (Demanda Química de Oxígeno), turbiedad y cobre. Sin embargo, se observó que el par (Fe/Fe) produjo hasta 9 veces menos volumen de lodos por volumen de agua tratada en comparación al par (Al-Fe) [Chen & Sheng, 2003].

Los materiales más empleados como electrodos de sacrificio son el aluminio y el hierro [General Environmental Corporation, 1988], sin embargo, la utilización de electrodos de aluminio tiende a ser minimizada con respecto a los de hierro, debido a los problemas de disposición de los lodos conteniendo ese metal y a la alta pasivación de dicho material.

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

El acero inoxidable suele utilizarse como simple conductor de electricidad en conjunto con ánodos de desgaste para promover las reacciones de oxido-reducción, en cambio, el aluminio y hierro son utilizadas como conductores y como electrodos de desgaste.

### 2.7.2 Pasivación de electrodos

La pasivación de los electrodos es uno de los factores que afectan el desempeño de la tecnología de EC y su presencia limita la emisión de iones metálicos debido a que se forma una capa, usualmente de óxido, sobre la superficie del electrodo, lo que



disminuye la eficiencia de tratamiento (debido a la baja adición de coagulantes en la solución) aumentando los costos de operación. [Rios *et al*, 2005].

Estudios sobre el mecanismo de la pasivación anódica en la electrocoagulación han sugerido que esta puede prevenirse invirtiendo la polaridad de los electrodos cada determinado tiempo, adicionando iones cloruro en el medio [Jiang *et al*, 2002], así como manteniendo una turbulencia óptima del mismo.

El uso de nuevos materiales y diferentes tipos de arreglos (serie, paralelo) de electrodos [Pretorious *et al*, 1991; Mameri *et al*, 1998] así como sofisticados modos de operación de los reactores han llevado a minimizar el impacto de la pasivación, aunque se debe admitir que este aspecto es aun visto como un serio limitante para aplicaciones donde se requiere de una tecnología de tratamiento de bajo costo y de mínima operación.

### 2.7.3 Distancia o separación entre electrodos

Es común encontrar en aplicaciones electroquímicas una separación entre electrodos que van desde 0.2 hasta 3 cm [Ratna *et al*, 2004; Gonzalo, 2002], esto depende principalmente del tipo de proceso que se lleve a cabo, es decir, discontinuo o continuo.

La importancia de la separación radica en el voltaje aplicado al sistema, el cual depende de este factor además de la conductividad, la corriente y el área de electrodos. La separación entre electrodos se relaciona también con el gradiente debido a la pérdida de carga hidráulica entre los electrodos.

### 2.7.4 Densidad de corriente

La densidad de corriente influye sobre la generación de burbujas, lo que podría afectar en la eficiencia del reactor y en la sedimentación. De igual manera, influye tanto en el mezclado de la solución como en la transferencia de masa hacia o desde los electrodos.

### 2.7.5 Área de los electrodos

La escala de las aplicaciones electroquímicas es diversa y va desde microelectrodos con área de  $10^{-10} \text{ m}^2$  hasta grandes platos colocados en serie con un área total de electrodos del orden de  $10^4 \text{ m}^2$  [Walsh, 2001]. La corriente total de celda puede variar de  $10^{-9}$  hasta mayores a  $10^6$  amperes.

Las dimensiones de los electrodos es otro factor importante en el diseño de un reactor de electrocoagulación, puesto que la densidad máxima de corriente será menor conforme el área de contacto de los electrodos aumente. Sin embargo, debe tomarse en cuenta que conforme el área de los electrodos aumenta, también lo hace el tiempo de residencia.

Los electrodos que se utilizan en EC varían ampliamente en diseño, tipo de materiales y modo de operación que van de arreglos simples de placas verticales hasta reactores de lechos empacados [Barkley *et al*, 1993; Ogutveren *et al*, 1992;].

### 2.7.6 Gradientes de mezcla rápida

La importancia de este parámetro fue definida anteriormente, pero en este trabajo la aplicación de un valor determinado de  $G\tau$  dependerá principalmente del caudal (Q) y de la separación entre electrodos.

### 2.7.7 Contaminantes presentes en el medio

La electrocoagulación no tiende a remover materiales que no formen precipitados, tales como sodio, potasio, solventes de bajo peso molecular (tolueno, benceno), sin embargo, bajo ciertas condiciones convertirá los iones cloro a gas cloro, nitratos a amonio, o podrá oxidar o reducir ciertos compuestos orgánicos [Walsh, 2001].

Trabajos anteriores [Martín *et al*, 2008] demostraron que la presencia de iones nitratos y sulfatos no afectan la eficiencia de corriente independientemente del pH, siempre y cuando existan cloruros en el medio. Autores como Avsar (2007) mencionan que la presencia de iones cloruro ( $\text{Cl}^-$ ) en un 20 % en el medio reduce los efectos antagónicos de otro iones como el bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ).

Adicionalmente, la presencia de una corriente eléctrica y de cloruros en el agua pueden generar reacciones que provoquen la destrucción de microorganismos patógenos mediante la formación del ácido hipocloroso ( $\text{HOCl}$ ) y del ión hipoclorito ( $\text{OCl}^-$ ).

### 2.7.8 Conductividad

La conductividad ( $\omega$ ) es la propiedad que poseen algunas sustancias de tener electrones libres capaces de desplazarse [Cotterll, 1998]. Durante la conducción de electricidad se pueden presentar las siguientes opciones:

- Conducción sin descomposición de la sustancia
- Conducción con descomposición de la sustancia
- No conducción

Para el caso de la electrocoagulación el mecanismo de conducción de electricidad es por medio de iones disueltos en agua a lo cual se le conoce como conducción de segunda especie, que se da por los compuestos que tienen enlace iónico (cristalinos) solubles en agua. Las disoluciones acuosas o los propios compuestos fundidos, conducen la corriente eléctrica pero al pasar la corriente se rompen los enlaces químicos y se convierten en otras sustancias.

La conductividad de una disolución depende de que tipos de iones estén presentes en la disolución y de su concentración, dándose las siguientes condiciones:

- Si los iones son pequeños se mueven más rápido y conducen mejor la electricidad.
- El ión que posee una carga mayor presenta mayor conductividad de corriente eléctrica.
- Si en una disolución la concentración de iones es demasiado alta, los iones chocan entre sí dificultando el transporte de cargas [Cotterll, 1998].

## 2.8 Diseño de experimentos

El diseño de experimentos se refiere al proceso de planear un experimento para obtener información (datos) de carácter cualitativo o cuantitativo, para posteriormente realizar un análisis estadístico que permita generar conclusiones válidas y objetivas. Así, el campo abarca dos temas interrelacionados: el diseño de experimentos *per se* y el análisis estadístico [Myers & Montgomery, 2002].

Dentro del primero hay 3 principios básicos

1. Replicación: Implica la repetición de un mismo experimento básico o una prueba bajo las mismas condiciones. A cada prueba individual se le llama una réplica. Permite hacer tanto una estimación de error experimental como obtener la media muestral.
2. Aleatorización: Para suponer una distribución independiente de los errores no controlables (factores externos) se recurre a este principio que implica que tanto la asignación del material experimental como el orden en el que se realizan las pruebas individuales son determinadas de manera aleatoria.
3. Bloqueo: Este principio sirve para incrementar la precisión de un experimento. Un bloque es una porción del material experimental que comparte ciertas

condiciones que lo hacen más homogéneo que todo el conjunto de material experimental.

El análisis estadístico se realiza mediante una técnica conocida como Análisis de Varianza (ANOVA) que determina cuantitativamente el efecto del factor o factores y sus interacciones así como el error experimental sobre una o más variables respuesta.

En términos generales, el proceso del diseño de experimentos se basa en un modelo de “caja negra” en el que se tiene variables de entrada que se pueden controlar (factores), que no se pueden controlar (perturbaciones) y variables de respuesta (parámetros de optimización). Una suposición fundamental es que cada factor está relacionado matemáticamente mediante una función de respuesta.

Existen diversos diseños experimentales que se emplean según el tipo de estudio que se desea realizar, es decir, dependerá si el experimento incluye:

- 1.El efecto de un solo factor (A) con distintos niveles o tratamientos (a)
- 2.El efecto de 2 o más factores (A, B, C...) con distintos niveles (a, b, c...) de cada uno.

En el segundo caso, existen dos maneras de realizar el diseño experimental; el primero consiste en estudiar el efecto de cada factor por separado en todos sus niveles, es decir, variando un factor a la vez y manteniendo los demás fijos; aunque esta técnica permite determinar el efecto puntual de cada factor sobre la respuesta observada, falla en no considerar el efecto de una posible interacción entre los diferentes factores. Una interacción es el efecto observado en la respuesta en los niveles de un factor determinado que también lo produce otro factor a diferentes niveles [Montgomery, 2001].

Para corregir la situación anterior, pueden aplicarse los diseños factoriales que consisten en variar todos los factores a la vez asegurando que durante el experimento se estudiarán todas las posibles combinaciones de los factores y sus niveles; el concepto de este tipo de diseños han cobrado importancia en la actualidad por las ventajas que representan [Gutiérrez y Salazar, 2004].

En forma particular los diseños factoriales de la serie  $2^k$  son ampliamente usados en las primeras etapas de una investigación porque permite identificar los principales factores (pudiendo ser 2, 3 o k factores) que afectan la variable respuesta, sirviendo de base para otros diseños más específicos.

El primer diseño de esta serie, aplicado en este trabajo de investigación, es el diseño  $2^2$  que permite probar solo dos niveles, denominados como (-1, +1) ó (-, +) ó (-A, B-) o con cualquier otra nomenclatura, de dos factores (A y B) que incluye tres puntos centrales llamados ceros (0 ó 1/2) porque representan precisamente los puntos medios de los factores sean éstos cualitativos o cuantitativos, los cuales representan una gran ventaja al confirmar si la relación entre los factores es realmente lineal lo que originalmente se supone; además estos puntos centrales permiten determinar el error experimental intrínseco que permite estimar la varianza residual ( $\epsilon$ ). [Montgomery, 2001].

Para el análisis de los resultados obtenidos en este trabajo se utilizó el paquete comercial Statgraphics. Dentro de la información generada por esta herramienta estadística se encuentra el Análisis de Varianza (ANOVA), los efectos de los factores y su interacción sobre los resultados (Diagrama de Pareto) así como el Diagrama de Superficie de Respuesta, que permite observar la tendencia de la respuesta observada por los efectos de los factores a los niveles estudiados.

El análisis ANOVA separa los efectos de cada factor mediante la suma de cuadrados (SS) que dividida entre los grados de libertad correspondientes determina la media cuadrada (MS) de cada uno, que no es más que la varianza asociada a cada factor

respecto a la varianza residual ( $\epsilon$ ) lo que permite observar la significancia de los efectos.

Para saber que tan estadísticamente significativos son respecto al efecto residual se comprueba si la razón  $CM_{\text{efecto}}/CM_{\text{error}}$  (F-Ratio) es demasiado elevado para ser una F de Fisher con los grados de libertad correspondientes, calculándose para ello el estadístico denominado P-value asociado, entre menor sea este Valor-P a 0.05 más fuerte será la evidencia de un efecto significativo del efecto de o de los factores asociados [Villafranca y Zúnica, 2006].

Finalmente, el análisis de ANOVA incluye la determinación del estadístico conocido como Durbin-Watson el cual mide el grado de correlación entre los residuos basado en el orden en el que las pruebas fueron realizadas (el residuo representa el error o la diferencia entre el valor de la respuesta observada y lo que debería de observarse).

Este estadístico tiene un intervalo entre 0 y 4, un valor aproximado a 2 indica escasa correlación, un valor entre 0 y 2 indica una correlación positiva o en su defecto negativa si el valor se ubica entre 2 y 4. El cálculo de Valor-P para este estadístico indica si dicha correlación es significativa, en caso de que sea menor a 0.05.

# METODOLOGÍA

“The  $G$ -value is of limited value in environmental engineering applications, and its use can lead to inadequate and uneconomical designs. It is hoped that an understanding of the fallacies of  $G$ -value will lead to the wider use of more appropriate methods in practise, as well as to broader search for analytical and design tools by researchers.”

(Graber, 1997)



### 3 METODOLOGÍA

Este trabajo de investigación estuvo enfocado en buscar las condiciones óptimas de operación de un sistema piloto de electrocoagulación (EC) para la remoción de arsénico en agua, empleando especies de hierro como coagulantes.

Es importante indicar que la experimentación fue realizada partiendo de los resultados obtenidos en el proyecto interno “Electrocoagulación para remoción de arsénico en agua para consumo humano” [Martín *et al*, 2006 y 2008].

Como se señaló anteriormente, la principal hipótesis asumida fue que el arsénico disuelto en agua puede ser removido mediante su adsorción en la superficie del hidróxido de hierro como principal especie, generado por la oxidación del ión ferroso a férrico y su posterior hidratación.

En este trabajo se estudió la influencia del gradiente de mezcla (aplicado como producto  $G\tau$ ), la separación entre electrodos ( $a$ ), el gradiente ( $G$ ) y tipo de floculación (mecánico o hidráulico), así como la dosis de hierro en la eficiencia del sistema piloto de EC.

Lo anterior fue determinado mediante la eficiencia en la producción de coagulante (FeP %), en la remoción de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %) así como en la disminución de la pasivación de los electrodos bajo diferentes condiciones de operación del reactor de electrocoagulación, trabajando en línea con la etapa de floculación y sedimentación en una planta piloto de clarificación de alta tasa.

Las pruebas experimentales fueron realizadas en el área de potabilización dentro de las instalaciones del laboratorio de hidráulica “Enzo Levi” pertenecientes al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA) ubicado en el municipio de Jiutepec, Morelos.

El agua utilizada en todas las pruebas se extrajo de la red interna del IMTA, la cual se abastece de un pozo cuyas características se presentan en la Tabla 3.1, la conductividad y pH promedio son de 225  $\mu\text{S cm}^{-1}$  y 6.9, respectivamente.

**Tabla 3.1. Calidad del agua de la red del IMTA.**

Parámetro	Valor en $\text{mg L}^{-1}$
Dureza, como $\text{CaCO}_3$	80
SDT	192
Cloruros	1.6
Hierro	0.50
Sílice	45
N-Nitratos	1.90
N-Nitritos	0.007
Sulfatos	15.5
Turbiedad	1.0

Estos parámetros fueron determinados debido a que son los principales que se reportan que pueden influir en el proceso de adsorción del arsénico dentro del floculo de hierro formado, y aunque no se estudió su efecto, la replicación experimental estará sujeta a esta caracterización del agua.

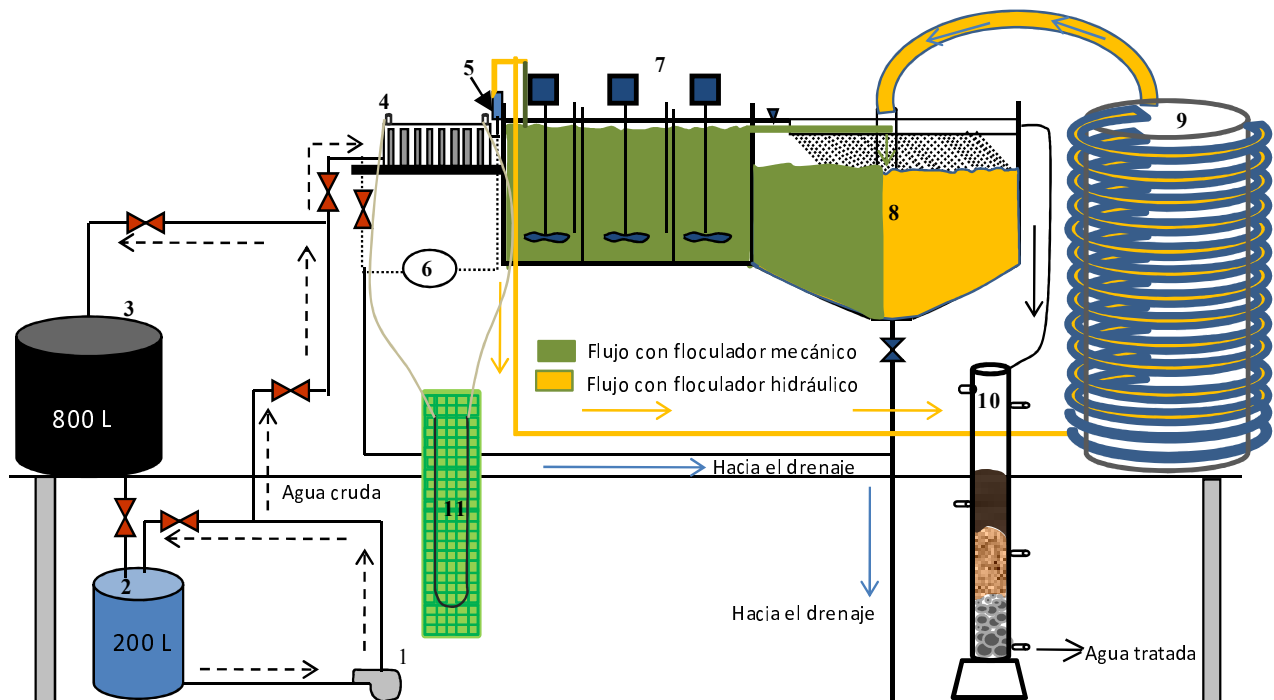
### **3.1 Montaje Experimental**

Para la realización de las pruebas la unidad piloto fue montada como se muestra en la Figura 3.1. Para el arreglo se utilizó tubería de PVC hidráulico de  $\frac{1}{2}$ ". Un tinaco aforado de 800 L adaptado con un flotador sirvió para mantener constante el nivel de agua en el tinaco aforado de 200 L y permitir que una bomba de 0.5 Hp y 3450 rpm, marca SAER Elettropompe, suministrara agua de forma constante al reactor de electrocoagulación.

La configuración hidráulica del sistema permitió controlar el flujo de salida (mediante un rotámetro) del reactor hacia el floculador mecánico o hidráulico, así como la toma de muestras a la salida del reactor, sedimentador y filtro.

Este arreglo además, permitió realizar el lavado químico de los electrodos con ácido clorhídrico al 5 % empleando una bomba peristáltica marca Masterflex. El procedimiento consistía en pasar a través del reactor, un volumen de 2 L de la solución ácida durante cuatro minutos en el sentido del flujo y cuatro más en dirección opuesta, haciendo un total de 8 minutos de lavado para finalizar con un lavado con agua de la llave para eliminar cualquier residuo o impurezas desprendidas de los electrodos.

A continuación se describen los diferentes elementos que componen el tren de tratamiento del sistema de Electrocoagulación mostrado en la Figura 3.1.



**Figura 3.1.** Diagrama del tren de tratamiento de la unidad piloto de electrocoagulación. 1. Bomba centrífuga 2. Tambo de 200 Litros 3. Tinaco de 800 litros 4. Reactor EC 5. Rotámetro 6. Contenedor de HCl al 5 % para lavado de electrodos 7. Floculador mecánico 8. Sedimentador 9. Floculador hidráulico 10. Filtro. 11. Manómetro.

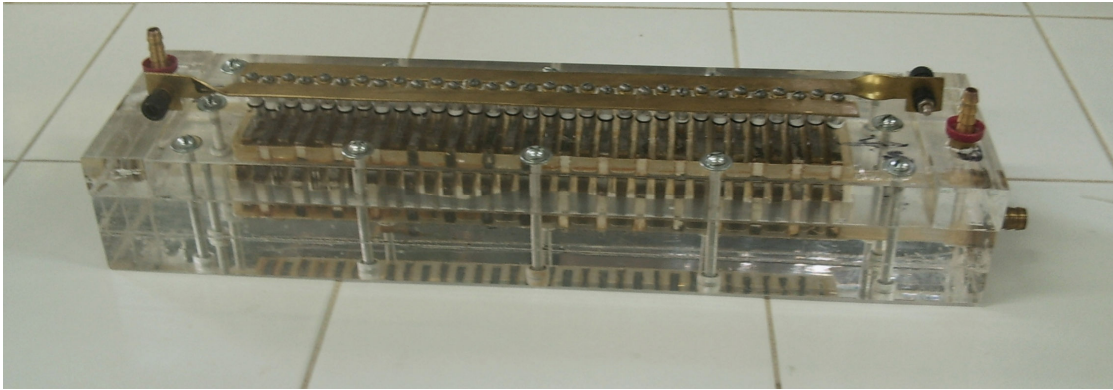
### 3.1.1 Reactor de Electrocoagulación (EC)

Con la finalidad de aplicar diferentes gradientes de mezclado (producto  $G\tau$ ) y tiempos de residencia ( $\tau$ ) iguales o inferiores a un segundo (la eficiencia de la coagulación por adsorción depende en gran medida de esta condición), se construyeron cuatro reactores rectangulares en acrílico, para trabajar a presión mediante flujo pistón y provistos de electrodos en acero al carbón.

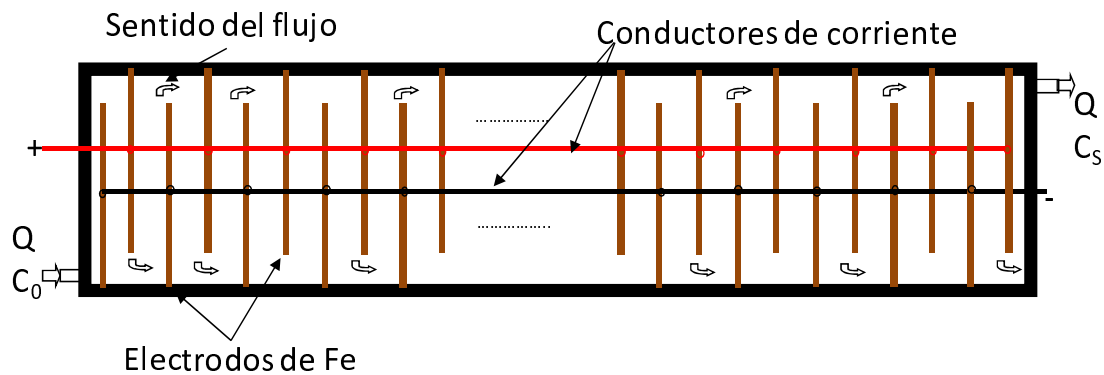
En cada reactor fueron colocados 16 pares de electrodos ( $N_c$ ) conectados en serie con dimensiones de 4 x 2 x 0.46 cm, fabricados de hierro tipo comercial y con una separación (a) entre ellos de 0.2, 0.4, 0.6 y 0.8 cm, respectivamente. En la Figura 3.2 se puede observar uno de los 4 reactores. El área anódica de sacrificio ( $A_{t_e}$ ) proporcionada mediante esta configuración fue de 248 cm<sup>2</sup> y el ancho de cada celda (b) fue de 4.3 cm.

Durante el armado de los reactores se verificaron las dimensiones reales de cada uno de los electrodos así como la separación entre ellos, con la finalidad de establecer el promedio de las condiciones de operación. Es importante mencionar que el diseño de cada uno de los reactores (dimensiones y separaciones de los electrodos) fue realizado partiendo de aquel que proporcionara la mayor eficiencia hidráulica y logrando minimizar las zonas muertas y los cortocircuitos; esto se obtuvo mediante el paquete de cómputo denominado PHOENICS, el cual es una aplicación CFD (Computational Fluid Dynamics) que permite modelar el comportamiento de fluidos prácticamente en cualquier tipo de estructura (Anexo 1).

Para propiciar un flujo pistón, el cual es el más adecuado para disminuir la presencia de zonas muertas y cortos circuitos al interior del reactor, se dividió el reactor con mamparas que eran al mismo tiempo los electrodos de trabajo. Cuanto mayor sea el número de compartimientos, más cercano será el comportamiento al de un flujo pistón perfecto. Se colocaron coples de cobre de 0.9 cm de diámetro para la entrada y la salida del flujo.



a) Reactor de electrocoagulación fabricado en acrílico



b) Esquema General de vista en planta del reactor EC

Figura 3.2. Reactor de electrocoagulación a flujo pistón

Donde:

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

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

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

Bajo estas condiciones hidráulicas cada canal funciona como una celda independiente y el flujo, a medida que va pasando por el reactor, va recibiendo el coagulante aumentando su concentración de hierro con el tiempo. Partiendo de un balance de masa continuo en el reactor, es posible establecer lo planteado en la Ecuación 3.1, Ecuación 3.2 y la Ecuación 3.3 mediante el siguiente procedimiento:

**Ecuación 3.1** Entrada - Salida + Producción - Consumo = Acumulación

**Ecuación 3.2** Entrada + Producción + Entrada = Salida

**Ecuación 3.3**  $QC_0 (\text{mol s}^{-1}) + Vr_A (\text{mol s}^{-1}) = QC_s (\text{mol s}^{-1})$

Donde  $Vr_A$  es la producción de Fe respecto al tiempo a volumen constante, la cual mediante la combinación con la Ley de Faraday (Ecuación 2.11) se obtiene lo establecido en la Ecuación 3.4 siguiente:

**Ecuación 3.4** 
$$\frac{I (\text{C s}^{-1})}{z * F (\text{C mol}^{-1})} = \frac{N (\text{mol})}{t (\text{s})} = r_A (\text{mol s}^{-1} \text{ L}^{-1}) V$$

Donde:

V = volumen del reactor en Litros (L)

$r_A$  = velocidad de reacción de producción de hierro en  $\text{mol s}^{-1} \text{ L}^{-1}$

z = número de electrones intercambiados en la reacción REDOX, adimensional

F = Constante de Faraday igual a 96,485 en  $\text{C mol}^{-1}$

N = moles de hierro producidas (mol)

t = tiempo de reacción en segundos (s)

Por lo tanto, sustituyendo términos se obtiene la Ecuación 3.5:

**Ecuación 3.5** 
$$QC_0 + \frac{I}{zF} = QC_s \quad (\text{mol s}^{-1})$$

Finalmente, despreciando la concentración de hierro a la entrada del reactor, se calcula la concentración del mismo a la salida considerando el número de electrones intercambiados ( $z = 2$  para producción de iones ferrosos), se obtiene la Ecuación 3.6.

**Ecuación 3.6**

$$C_s = \cancel{C_o} + \frac{I}{Q * z * F} = \frac{I (C s^{-1})}{Q (L s^{-1}) * z * F (C mol^{-1})}$$

Puede observarse que la producción de hierro (coagulante) en un reactor electroquímico de modo continuo depende directamente de la corriente e inversamente proporcional al gasto.

La eficiencia electroquímica está basada en la producción de hierro total, puesto que la energía aplicada estequiométricamente sirve para producir  $Fe^{2+}$  y es analíticamente difícil de determinar debido a que se oxida rápidamente a  $Fe^{3+}$ , el cual no puede determinarse.

La Ecuación 3.6 puede ser convertida a unidades de concentración másica, mediante el siguiente procedimiento con el que se obtiene la Ecuación 3.7

**Ecuación 3.7**

$$FeP_{Teó} (mg L^{-1}) = \frac{I (C s^{-1}) \times \frac{1000 mgFe}{1 gFe} \times M (g mol^{-1})}{Q (L s^{-1}) \times z \times F (C mol^{-1})}$$

Donde:

M = Peso molecular del hierro ( $55.8 g mol^{-1}$ )

$FeP_{Teó}$  = Concentración teórica de hierro a la salida del reactor en  $mg L^{-1}$

### 3.1.2 Manómetro de mercurio

El reactor está conectado a un manómetro de mercurio que permite medir la pérdida de carga ( $\Delta H$ ) a través del mismo y, por lo tanto, el gradiente de trabajo dependiendo del gasto o caudal de operación.

En un manómetro diferencial la pérdida de carga entre dos puntos esta representada por la diferencia de presiones entre ellos y es determinada por la diferencia de altura del líquido manométrico. En la Figura 3.3 se observa que por principios de continuidad, la presión en el punto 1 es igual a la del punto 2, por lo tanto, matemáticamente esto se representa mediante la Ecuación 3.8:

$$\text{Ecuación 3.8} \quad P_A - P_B = \gamma_{Hg} (h_1) + \gamma_{H_2O} (h_2) - \gamma_{H_2O} (h_1 + h_2)$$

Mediante la resolución de la ecuación anterior se obtiene el siguiente resultado expresado en la Ecuación 3.9:

$$\text{Ecuación 3.9} \quad \frac{(\Delta P)}{\gamma_{H_2O}} = h_1 \frac{\gamma_{Hg}}{\gamma_{H_2O}} - h_1 = h_1 \left( \frac{\gamma_{Hg}}{\gamma_{H_2O}} - 1 \right) \quad (m \text{ de } H_2O)$$

Lo que a su vez resulta en la Ecuación 3.10 siguiente:

$$\text{Ecuación 3.10} \quad \Delta H = h_1 \left( \frac{\gamma_{Hg}}{\gamma_{H_2O}} - 1 \right) \quad (m \text{ de } H_2O)$$

Donde:

$\Delta P$  = Pérdida de carga en  $N \text{ m}^{-2}$

$\Delta H$  = Pérdida de carga en m de  $H_2O$ .

$h_1$  = Altura total de la columna de mercurio en m, cuando el reactor está operando.



$h_2$  = Altura de la columna de agua al punto de contacto del reactor EC en m

$\gamma_{Hg}$  = Peso específico del mercurio en  $N\ m^{-3}$  igual a 13.6

$\gamma_{H_2O}$  = Peso específico del agua en  $N\ m^{-3}$  igual a 1.0

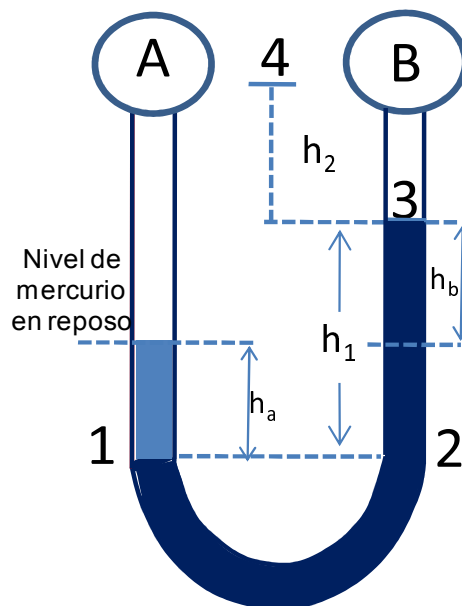
$P_A$  y  $P_B$  = Presiones en los puntos A y B, respectivamente.

$h_a$  y  $h_b$  = Altura del nivel del mercurio en cada tramo registrada durante la operación del reactor, en m.

Además, sustituyendo valores para expresar los metros de mercurio en metros de agua, resulta Ecuación 3.11 siguiente:

**Ecuación 3.11**

$$\Delta H \text{ en m de } H_2O = h_1 * 12.6$$



**Figura 3.3. Esquema de un manómetro diferencial**

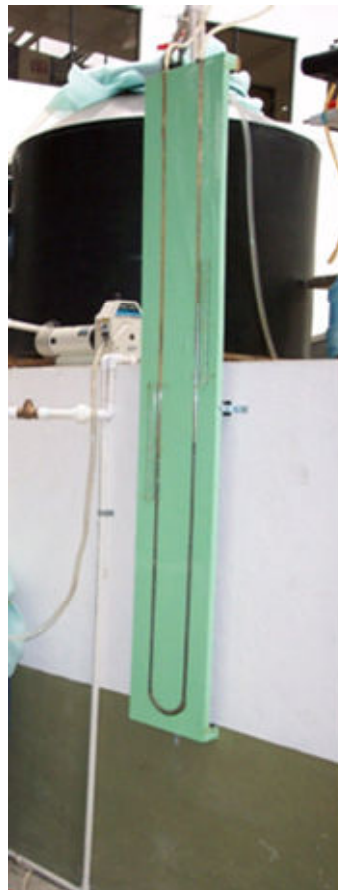
El manómetro fue construido con tubo de acrílico (se eligió este material debido a su resistencia y maleabilidad) en forma de U soportado sobre una tabla de madera de 1.5 m x 0.4 m, utilizando mercurio como líquido de lectura. Para la conexión de las

mangueras se colocaron conectores de 0.4 cm de diámetro en el reactor. El manómetro consta de reglas de plástico graduadas para medir la altura del mercurio en cada una de las secciones rectas del dispositivo como se muestra en al Figura 3.4.

Tomando como base el nivel del mercurio en reposo, la altura total ( $h_1$ ) resulta de la suma de las dos secciones. Considerando lo anterior y sustituyendo valores en la Ecuación 3.11 se obtiene el procedimiento de cálculo de la pérdida de carga en las pruebas expresada mediante la Ecuación 3.12.

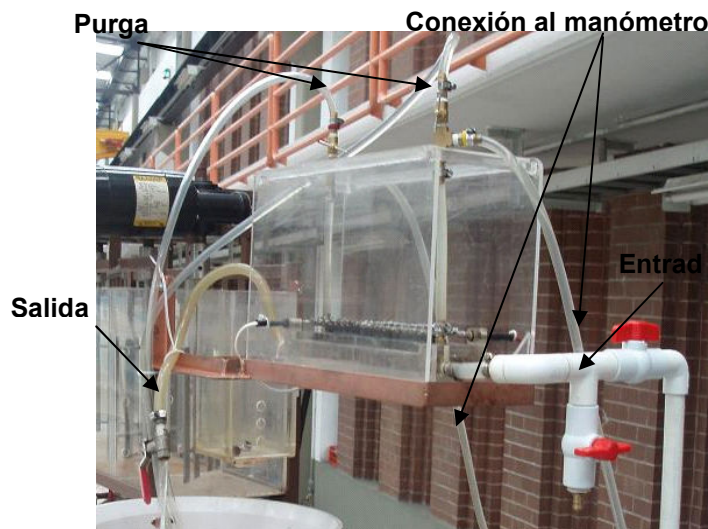
**Ecuación 3.12**

$$(\Delta H \text{ en m de H}_2\text{O}) = (h_a + h_b) * (126)$$



**Figura 3.4. Manómetro diferencial de mercurio**

El reactor también cuenta con una conexión de mangueras que funciona como un sistema de purga que facilita la eliminación de aire y del gas atrapado en el reactor, permitiendo registrar en forma correcta la pérdida de carga ( $\Delta H$ ) en el manómetro diferencial como puede observarse en la Figura 3.5.



**Figura 3.5. Sistema de purga para evitar la interferencia del gas en la medición de la pérdida de carga.**

### 3.1.3 Floculadores

Con fines de estudiar el efecto de los gradientes y del tipo de floculación sobre la eficiencia de remoción de hierro y arsénico, la unidad piloto fue montada con un floculador mecánico y otro hidráulico tal como se muestra en la Figura 3.6.

Mediante pruebas con trazadores (Anexo 2) se estableció el comportamiento hidráulico de los floculadores, con la finalidad de determinar si existían zonas muertas o cortos circuitos con las condiciones de operación establecidas. Adicionalmente, las mismas pruebas de trazadores permitieron establecer el tiempo de residencia real para los dos sistemas.



**Figura 3.6. Montaje experimental de la unidad piloto de clarificación.**

El floculador mecánico estaba compuesto de tres cámaras comunicadas entre sí por una abertura inferior. Cada cámara era de 20 cm de largo x 20 cm de ancho provista de un agitador en forma de paleta acanalada de 20 cm de alto; a su vez cada agitador estaba impulsado por un motor de  $\frac{1}{4}$  de Hp (marca BALDOR industrial motor, 90 V de DC y 2.6 A).

Tal como se muestra en la Figura 3.7 la configuración permitió manejar un caudal de hasta  $1.5 \text{ L min}^{-1}$  mediante un flujo continuo ascendente con la ayuda de mamparas dobles de acrílico colocadas a una altura y una separación entre ellas (H) de aproximadamente 0.5 cm.

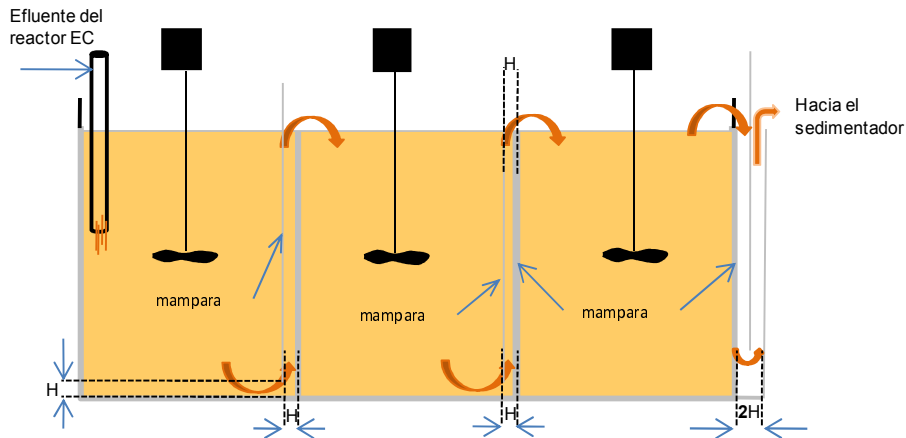


Figura 3.7. Configuración del floculador mecánico de la unidad piloto de clarificación.

El tiempo de residencia en el floculador mecánico fue de aproximadamente 20 minutos para un gasto de  $1.5 \text{ L s}^{-1}$  y un volumen total de 29.64 L con las tres cámaras. La velocidad promedio del agua a través del floculador fue de  $0.025 \text{ m s}^{-1}$ .

En la Tabla 3.2 se presentan los gradientes aplicados para la primera, segunda y tercera cámara que fueron determinados teóricamente considerando las dimensiones de los agitadores (Anexo 2)

Tabla 3.2 Gradientes estudiados con el floculador mecánico

Gradientes de floculación ( $G, \text{s}^{-1}$ )								
$G = 172, 76, 39$			$G = 111, 69, 32$			$G = 85, 43, 15$		
Velocidad angular por cámara (rpm)			Velocidad angular por cámara (rpm)			Velocidad angular por cámara (rpm)		
70	41	26	52	38	23	44	28	14

Para las pruebas con el floculador hidráulico se utilizaron dos configuraciones diferentes, establecidas mediante manguera industrial transparente de tres diferentes diámetros y longitudes, que permitieran fijar los gradientes y los tiempos de residencia deseados para cada cámara similares a los aplicados con el floculador mecánico.

El montaje de la unidad consistió en enrollar los tramos de mangueras sobre una base de 0.6 m de diámetro y 1.8 m de alto, de tal manera que el extremo de mayor diámetro quedara en la parte superior para su conexión con el sedimentador de acrílico.

Se instalaron purgas a la entrada y salida del floculador, para eliminar el gas formado durante el proceso de electrocoagulación. El arreglo hidráulico permitía el lavado del floculador para eliminar incrustaciones e impurezas dentro de las mangueras.

Las dos configuraciones presentadas en la Tabla 3.3 y Tabla 3.4 operaron con un caudal de  $1.5 \text{ L min}^{-1}$  y con un tiempo de residencia promedio total de 21 min.

**Tabla 3.3. Primera configuración de operación del floculador hidráulico.**

Diámetro (pulg)	Diámetro (cm)	Área ( $\text{cm}^2$ )	Longitud (m)	Velocidad (m/s)	Volumen (L)	Gradiente ( $\text{s}^{-1}$ )
$\frac{5}{8}$	1.59	1.98	54.94	0.13	10.87	76
$\frac{3}{4}$	1.91	2.85	37.26	0.09	10.62	39
1	2.54	5.07	23.56	0.07	11.94	14

**Tabla 3.4. Segunda configuración de operación del floculador hidráulico.**

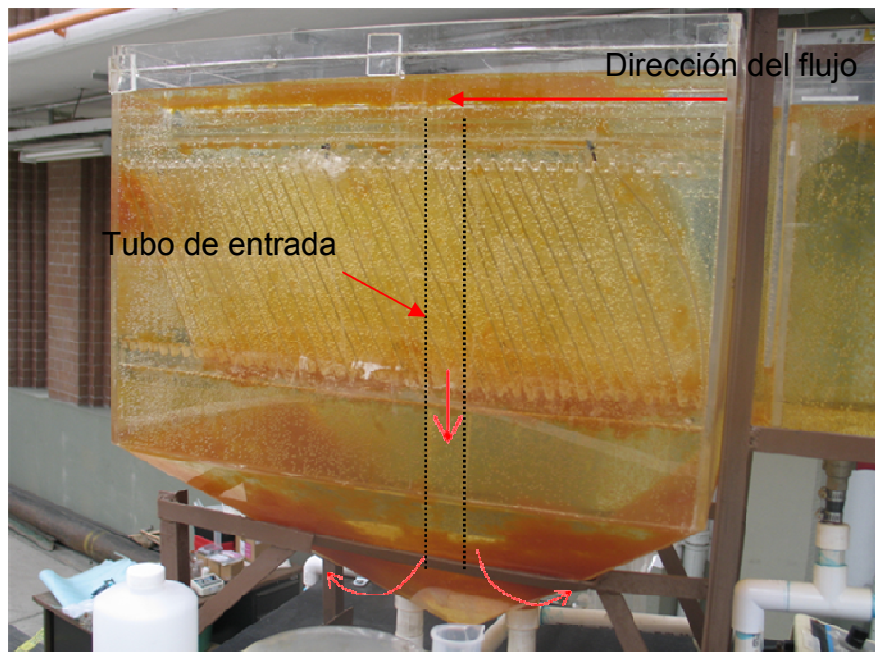
Diámetro (pulg)	Diámetro (cm)	Área ( $\text{cm}^2$ )	Longitud (m)	Velocidad (m/s)	Volumen (L)	Gradiente ( $\text{s}^{-1}$ )
$\frac{1}{2}$	1.27	1.27	71.0	0.20	8.99	172
$\frac{5}{8}$	1.59	1.98	54.94	0.13	10.87	76
$\frac{3}{4}$	1.91	2.85	37.26	0.09	10.62	39

### 3.1.4 Sedimentador de alta tasa

En la planta piloto de electrocoagulación la unidad de sedimentación de alta tasa, mostrada en la Figura 3.8, fue montada con 35 placas de acrílico de 17 cm de largo por 45 cm de ancho, con una inclinación y una separación entre las placas de

aproximadamente  $60^\circ$  y 0.8 cm respectivamente, proporcionando un tiempo de residencia promedio de 35 minutos y un volumen total  $0.066 \text{ m}^3$ .

El caudal proveniente del floculador mecánico ingresaba al sedimentador a través de una interconexión de  $50 \text{ cm}^2$  para ser conducido a través de una canaleta y desembocar en un tubo de entrada de 3.5 cm de diámetro a una velocidad promedio de  $0.018 \text{ ms}^{-1}$ , en donde por gravedad descendía hasta la base del sedimentador para distribuirse por toda la unidad.



**Figura 3.8. Sedimentador de alta tasa de la unidad piloto de electrocoagulación.**

En el caso del floculador hidráulico se adaptó una conexión que permitió al caudal ingresar directamente por el tubo de entrada del sedimentador.

Como en el caso de los floculadores, con el sedimentador también se realizaron pruebas con trazadores para conocer el comportamiento hidráulico de la unidad a las condiciones de operación y configuración establecidas.

A la salida del sedimentador se conectó una manguera para dirigir el agua hasta la columna de filtración.



**Figura 3.9. Vista superior del sedimentador de alta tasa de la unidad piloto de Electrocoagulación.**

### 3.1.5 Unidad de filtración

Con fines de pulimento del efluente del sedimentador, se utilizó un filtro construido con una columna de acrílico de 0.09 m de diámetro, empacada con 0.3 metros de altura de arena y 0.3 metros de antracita tal como se muestra en la Figura 3.12, proporcionando un área transversal de  $0.006361 \text{ m}^2$  para un caudal de  $1.5 \text{ L min}^{-1}$ .

Para esto se realizó un análisis granulométrico de la arena y la antracita para determinar los tamaños de las partículas de cada tipo de material apropiadas para las condiciones de operación del filtro, medidos como coeficiente de uniformidad ( $C_u$ ) y tamaño efectivo ( $T_e$ ).



El coeficiente de uniformidad, definido originalmente por Terzagui y Peck, se utiliza para evaluar la uniformidad del tamaño de las partículas de un lecho filtrante y se expresa como la relación entre  $D_{60}$  y  $D_{10}$ , siendo el primero el diámetro o tamaño por arriba del cual pasa el 60 % del lecho en peso, y el segundo, el diámetro o tamaño por arriba del cual pasa el 10 % de las partículas del lecho.

Un material filtrante con  $C_u$  menor de 2, se considera uniforme. En el límite, si el lecho estuviera formado por esferas perfectamente iguales, su coeficiente sería 1. El tamaño efectivo es la abertura de la malla ideal que deja pasar el 10% del material. Este parámetro tiene su utilidad sabiendo que la resistencia al paso del agua es la misma, cualquier que sea el tamaño del material (hasta  $C_u=5$ ), cuando  $T_e$  es el mismo.

En la Tabla 3.5 y la Tabla 3.6 se presentan los resultados de la granulometría realizada a 200.5 g de la arena y la 200.0 g de antracita, respectivamente. De estos resultados se obtuvo la Figura 3.10 y la Figura 3.11 donde pudo determinarse que con las condiciones de operación del filtro con una carga superficial de  $339.5305 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$  los coeficientes de uniformidad para ambos sustratos son menores a 1.5.

**Tabla 3.5. Análisis granulométrico de la arena de la unidad de filtración.**

Malla No.	Abertura (mm)	Peso retenido (g)	% Peso Retenido	% Peso que pasa
20	0,86	3,2	1,60	98,40
25	0,71	10,2	5,09	93,32
30	0,6	22,0	10,97	82,34
35	0,5	60,9	30,37	51,97
40	0,425	51,8	25,84	26,13
45	0,355	48,7	24,29	1,85
Charola	0	3,5	1,75	0,10

Para filtros rápidos con lechos mixtos se recomiendan cargas superficiales en el intervalo de  $230 - 590 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ , y coeficientes de uniformidad menores de 1.5 [Arboleda, 2002]. La carga superficial es el cociente del caudal en  $\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$  y el área superficial en  $\text{m}^2$ .

Tabla 3.6. Análisis granulométrico de la antracita de la unidad de filtración

Malla No.	Abertura (mm)	Peso retenido (g)	% Peso Retenido	% Peso que pasa
10	2	12,8	6,40	93,60
12	1,7	60,5	30,25	63,35
14	1,4	83,7	41,85	21,50
16	1,18	21	10,50	11,00
18	1	14,9	7,45	3,55
20	0,85	4,7	2,35	1,20
25	0,71	1,5	0,75	0,45
Charola	0	0,7	0,35	0,10

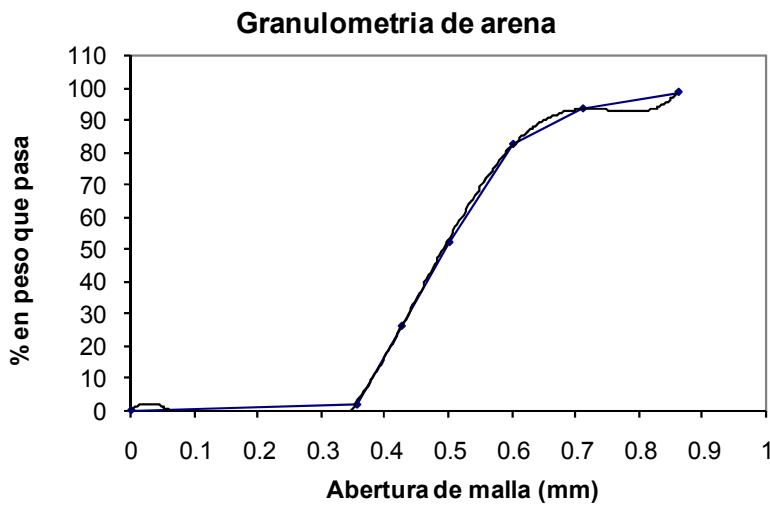


Figura 3.10. Gráfico Granulométrico de la arena de la unidad de filtración.

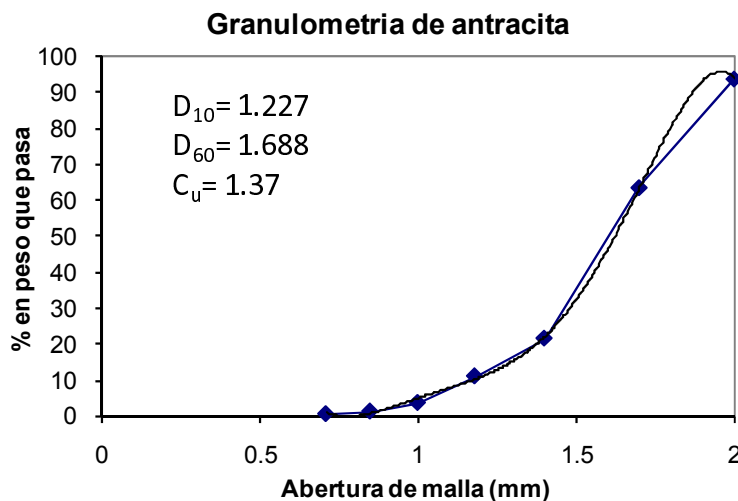


Figura 3.11. Gráfico granulométrico de la antracita de la unidad de filtración.

Para la realización del análisis granulométrico se utilizó un equipo marca: WS Tyler Inc., modelo: RX29, Tipo: Ro-Tap.



**Figura 3.12. Columna de filtración de la planta piloto de Electrocoagulación**

El efluente del sedimentador ingresaba al filtro por la parte superior de la columna bajando por gravedad sobre las paredes hacia el lecho de filtración. Se adaptó un sistema hidráulico de PVC de ½" para la toma de muestras y para el retrolavado del filtro.

### 3.2 Descripción de las pruebas

La operación general de las pruebas en cada corrida experimental fue la siguiente:

El agua sintética se preparaba con las condiciones de conductividad (ajustada mediante sal comercial) y cloro libre requeridas, luego se realizaba el lavado químico del reactor con soluciones de HCl al 5 % para asegurar que la superficie de los electrodos estuviera libre de depósitos; posteriormente se fijaba el gasto requerido hacia el reactor durante el tiempo necesario para que el sistema alcanzara la estabilidad.

Independientemente del flujo establecido en el reactor para asegurar el  $G\tau$  de estudio, el flujo que se derivaba a la etapa de floculación y sedimentación fue siempre de  $1.5 \text{ L min}^{-1}$ , debido a que esta unidad estaba construida para operar a este flujo como máximo, el excedente del reactor se desechaba como purga.

Una vez estabilizado el flujo en el sistema se iniciaba la prueba abriendo el circuito eléctrico mediante la fuente de poder y ajustando la corriente según lo requerido para producir  $10 \text{ mg L}^{-1}$  de hierro durante el tiempo de duración de la prueba. Entre cada corrida experimental se cambiaba la polaridad para asegurar un consumo parejo de los electrodos.

Todas las pruebas se hicieron en presencia de cloro ( $6 - 7 \text{ mg L}^{-1}$ ) para pruebas de electrocoagulación y de ( $1 - 2 \text{ mg L}^{-1}$ ) para pruebas de coagulación química, debido a que en estudios anteriores [Martin *et al*; 2007] se comprobó que la eficiencia del proceso aumentaba significativamente en presencia del mismo.

Aproximadamente a los 10 minutos de iniciada la operación y después cada 60 minutos, se tomaba una muestra para la determinación de los siguientes parámetros:

- Hierro total (FeP) y residual (RFe) por el método 265 FerroVer ( $0 - 3 \text{ mg L}^{-1}$ ) en un espectrofotómetro marca HACH DR/2010.

- Cloro libre por el método 80 de cloro libre DPD para bajo rango ( $0 - 2 \text{ mg L}^{-1}$ ) y el método 88 para alto rango ( $0 - 5 \text{ mg L}^{-1}$ ) en un espectrofotómetro de la marca HACH Modelo DR/2010.
- Conductividad con un equipo marca ORION Modelo 130 y pH inicial y final con un potenciómetro marca ORION Modelo 420.

También se medía con cada toma de muestras:

- Pérdida de carga hidráulica con las lecturas de  $\Delta H$  ( $h_a$  y  $h_b$ ) que se obtenían del manómetro de mercurio, convertidas posteriormente a metros de agua.
- El voltaje requerido ( $V_{\text{aplicado}}$ ) para mantener la corriente de operación, leído directamente en la fuente de poder.
- El gasto de operación medido en el rotámetro, y comparado con determinaciones de volumen en función del tiempo con una probeta y un cronómetro directamente a la salida del reactor.

La dosis de hierro de  $10 \text{ mg L}^{-1}$  se estableció como la óptima para la remoción de  $0.10 \text{ mg L}^{-1}$  de arsénico obtenida mediante una prueba de jarras convencional con cloruro férrico, y se basa en la hipótesis de que si el proceso de electrocoagulación funciona adecuadamente, debe de requerirse cuando mucho la misma cantidad de hierro que en la coagulación química, de lo contrario, se deberán mejorar las condiciones de cada una de las etapas del proceso de electrocoagulación.

La prueba de jarras consistió en determinar el pH y la dosis de hierro (como  $\text{FeCl}_3$ ) óptimos para la remoción de  $100 \text{ ug L}^{-1}$  de arsénico, concentración considerada como representativa de la encontrada en cuerpos de agua subterránea en el país. En cada una de las pruebas el pH inicial fue ajustado con dosis de NaOH para neutralizar el

efecto ácido del cloruro férrico en las dosis aplicadas, y con la finalidad de que el proceso de coagulación se llevara a cabo en el valor del pH deseado.

A continuación se describen las características de cada una de las diferentes pruebas realizadas:

### 3.2.1 Efecto de la separación entre electrodos y la conductividad en la producción y remoción de hierro.

La primera etapa del desarrollo experimental fue realizada partiendo de los resultados obtenidos en un estudio previo [Martin et al, 2007] con un reactor de EC de 25 electrodos y con una sola separación entre electrodos, en donde la variable que presentó mayor efecto fue el  $G\tau$ , alcanzando la máxima eficiencia de producción (FeP%) y remoción de hierro (FeR%) operando a caudales mayores a  $5 \text{ L min}^{-1}$ , con  $G\tau$  superior a 7,000, presencia de  $1 \text{ mg L}^{-1}$  de cloro libre ( $\text{Cl}_2$ ) a la salida del reactor y con valores de corriente de 1.0 a 2.5 A.

Con base en esos resultados se decidió estudiar el efecto de la separación entre electrodos y verificar el de la conductividad sobre FeP% y FeR% aplicando valores de  $G\tau$  más elevados que los que recomienda la literatura.

Por lo que en esta primera etapa se estudió el efecto de la separación entre electrodos (a) de 3 reactores y la conductividad ( $\omega$ ) en la producción (FeP%) y remoción (FeR%) de hierro mediante electrocoagulación, empleando un diseño factorial  $2^2$  con tres puntos centrales totalmente aleatorizado lo que generó un total de 7 pruebas, con las condiciones de prueba indicadas en la Tabla 3.7.

El estudio se enfocó principalmente en determinar las condiciones de operación del reactor que permitieran maximizar tanto FeP% como FeR% y no se utilizó la unidad piloto para la etapa de floculación y sedimentación, en su lugar se utilizó un equipo de

jarras (marca Phippf & Bird Stirred modelo PB-700 Jar Tester) para probar la clarificación convencional bajo condiciones controladas.

En estas pruebas se fijó un valor de  $G\tau$  de aproximadamente 9000, el cual fue seleccionado considerando lo siguiente:

- El caudal máximo de operación que no generara la pérdida de carga máxima del manómetro principalmente para la menor separación entre electrodos.
- La corriente máxima aplicada que no sobrepasara el voltaje máximo de la fuente de poder y sin operar con densidades de corriente muy diferentes, sobre todo a la menor conductividad.
- El caudal mínimo que no aumentara considerablemente el tiempo de residencia sobre todo a la mayor separación entre electrodos.

Debido a lo anterior, en las pruebas del diseño experimental se establecieron diferentes gastos ( $Q$ ) y corrientes ( $I$ ) para cada reactor, para mantener el valor de  $G\tau$  deseado y la dosis de hierro en  $10 \text{ mg L}^{-1}$ , durante un tiempo de prueba de tres horas.

La muestra de agua para la etapa de floculación-sedimentación se extraía a la salida del reactor a los 10 minutos de iniciada la prueba, empleando un vaso de precipitado circular de 500 mL, y se colocaba en el equipo de jarras para someterla a tres diferentes gradientes de floculación durante 7 minutos cada uno, tal como se indican en la Tabla 3.8, y se dejaba sedimentar durante 30 minutos. Finalmente, pasado este tiempo se extraía una muestra del sobrenadante con ayuda de un sifón para la determinación de los parámetros correspondientes.

Tabla 3.7. Condiciones de operación establecidas para el diseño experimental 2<sup>2</sup> de la primera etapa de pruebas.

No. de Exp	Factor 1 Separación entre electrodos (a, cm)		Factor 2 Conductividad ( $\omega$ , uS/cm)		Caudal (Q, L/s)	$G\tau$ de coagulación (adimensional)	Corriente (I, A)	Densidad de corriente (i, A cm <sup>-2</sup> )	Tiempo de residencia ( $\tau$ , s)	Cloro (Cl <sub>2</sub> , mg L <sup>-1</sup> )	Sal (NaCl, Kg/m <sup>3</sup> )
1	-	0.2	-	225	5.61	9,178.20	3.28	0.013	0.73	4.15	0
2	+	0.6	-	225	4.98	9,198.18	2.86	0.012	2.11	4.38	0
3	0	0.4	0	425	7.16	9,111.82	4.08	0.016	1.01	4.28	0.0851
4	0	0.4	0	425	7.12	9,167.84	4.08	0.016	1.02	4.72	0.0851
7	0	0.4	0	425	7.16	9,104.21	4.08	0.016	1.01	4.40	0.0851
6	-	0.2	+	600	5.55	9,276.79	3.21	0.013	0.74	4.70	0.1532
5	+	0.6	+	600	4.98	9,291.88	2.86	0.012	2.11	4.86	0.1532

Tabla 3.8. Condiciones de floculación en equipo de jarras.

Gradientes (s <sup>-1</sup> )	85	57	29
Velocidad angular (rpm)	71	51	31
Tiempo total de floculación (min)	7	7	7



Los resultados del diseño fueron analizados mediante el paquete de cómputo Statgraphics plus versión 5.0 que permite validar estadísticamente el efecto de los factores estudiados.

### 3.2.2 Efecto del tipo y gradiente de floculación en la remoción de hierro

La segunda etapa de pruebas fue diseñada utilizando los resultados obtenidos de la etapa anterior, en donde se observó que las mayores eficiencias de producción de hierro (FeP %) durante las 3 horas de duración de cada prueba se presentaron con la mayor separación entre electrodos y la conductividad más elevada.

El caudal de operación en estas pruebas fue seleccionado con el objetivo de operar con tiempos de residencia menores a 2 segundos así como aplicar valores de  $G\tau$  similares o superiores a los de la etapa anterior para proporcionar mayores fuerzas de arrastre sobre la superficie de los electrodos. La corriente fijada en 3.75 amperes fue constante durante las cinco horas que duraba la prueba, por lo que la densidad de corriente también lo fue en  $0.015 \text{ A cm}^{-2}$ .

Para las pruebas de floculación-sedimentación se derivó  $1.5 \text{ L min}^{-1}$  hacia la planta piloto (caudal máximo de diseño) y el resto del caudal que provenía del reactor se desechaba como purga. En el capítulo anterior se mencionó que una mezcla lenta adecuada permitirá la formación de flóculos que por sus características puedan ser removidos fácilmente por sedimentación, lo que está en función de los gradientes de floculación aplicados en el proceso.

Para evaluar el efecto de la floculación en la remoción de hierro producido en el reactor, se probaron diferentes gradientes de floculación en la unidad hidráulica y en la mecánica, tal como se muestra en la Tabla 3.9. y Tabla 3.10.

Es importante mencionar que en esta etapa, el interés del estudio no se centró en la remoción propiamente del arsénico, sino en la determinación de las condiciones de

operación que optimizaran la producción de hierro así como su floculación y sedimentación, bajo la premisa 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.

Al término de cada prueba se realizó un lavado con agua de la llave de todas las unidades así como un retrolavado del filtro.

Las condiciones de operación de las pruebas realizadas en este subcapítulo se muestran en la Tabla 3.9 y Tabla 3.10.

### 3.2.3 Efecto de la separación entre electrodos en la remoción de arsénico

De las etapas de estudio anteriores se determinaron las condiciones de operación del reactor y de los floculadores que permitieron obtener la mayor eficiencia en la producción y remoción de hierro; en base a esto, la tercera etapa del estudio consistió en analizar la eficiencia en la remoción de arsénico (AsR%) bajo el efecto de la separación entre electrodos.

Mediante disoluciones de arsenato de sodio heptahidratado ( $\text{Na}_2\text{HAsO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ) la concentración de arsénico ( $\text{As}^{+5}$ ) fue ajustada en aproximadamente  $100 \text{ ug L}^{-1}$  en el agua problema, esta concentración de arsénico se ubica dentro de los valores reportados frecuentemente en las zonas del país con problemas de arsénico en fuentes de abastecimiento para agua potable.

El arsénico total inicial y el residual (RAs) se midió mediante un método colorimétrico semi-cuantitativo (kit Arsenator marca Wagtech International) y por adsorción atómica para verificar algunos de los resultados.

Tabla 3.9. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la segunda etapa.

REACTOR EC									
# de Exp	Caudal en el reactor (Q, L min <sup>-1</sup> )	Separación entre electrodos (a, cm)	Gr de coagulación	Corriente (I, A)	Cloro (Cl <sub>2</sub> , mg L <sup>-1</sup> )	Sal (NaCl, Kg m <sup>-3</sup> )	Conductividad (ω, uS cm <sup>-1</sup> )	Tiempo de residencia (s)	G (s <sup>-1</sup> )
1	6.5	0.60	8,446	3.75	6.72	0.188	645	1.51	5,601.
2	6.5	0.60	8,606	3.75	6.96	0.188	645	1.50	5,722.
3	6.5	0.60	10,573	3.75	6.62	0.188	631	1.62	6,540
4	6.5	0.60	8,374	3.75	6.50	0.188	641	1.50	5,569
5	6.5	0.40	8,472	3.75	7.97	0.188	647	1.12	7,595
6	6.5	0.40	9,075	3.75	7.40	0.188	631	1.12	8,114

Tabla 3.10. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la segunda etapa

FLOCULADOR				
# de Exp	Caudal (Q, L min <sup>-1</sup> )	Tipo de floculador	Gradiente de floculación (G, s <sup>-1</sup> )	Tiempo de residencia por cámara (min)
1	1.5	Mecánico	111, 69, 32	6.1, 7.2, 7.07
2	1.5	Mecánico	85, 43, 15	6.1, 7.2, 7.07
3	1.5	Hidráulico	172, 76, 39	7.25, 7.08, 7.96
4	1.5	Hidráulico	85, 43, 15	7.25, 7.08, 7.96
5	1.5	Mecánico	172, 76, 39	6.1, 7.2, 7.07
6	1.5	Hidráulico	172, 76, 39	7.25, 7.08, 7.96

El porcentaje de remoción de arsénico removido (AsR %) tanto en la unidad de sedimentación como en el filtro se determinó respecto a la concentración inicial ajustada en cada prueba. Las condiciones de operación de las pruebas realizadas en este subcapítulo se muestran en la Tabla 3.11 y Tabla 3.12.

### 3.2.4 Efecto de la dosis de hierro en la remoción de diferentes concentraciones de arsénico

Una vez que se obtuvieron las mejores condiciones de operación del reactor para la máxima generación de coagulante (FeP%) y los mejores gradientes de floculación hidráulica para la mayor remoción de hierro (FeR%) y arsénico (AsR%), la penúltima etapa experimental consistió en determinar la máxima concentración de arsénico que podía ser removida con la misma dosis de hierro, partiendo de la relación teórica Fe/As (1:100) obtenida en prueba de jarras.

Por lo anterior, se utilizaron soluciones sintéticas de arsénico pentavalente ( $\text{As}^{5+}$ ) puesto que los procesos fisicoquímicos presentan las mayores eficiencias en la remoción de esta especie de arsénico.

Con este fin se realizaron pruebas que variaron entre 100 y 500  $\mu\text{g L}^{-1}$  con el reactor de 0.4 cm de separación entre electrodos bajo las condiciones de operación descritas en la Tabla 3.13 y con una duración de 4 horas por prueba. Adicionalmente se realizó una prueba sin la presencia de cloro libre para corroborar su efecto en la remoción de arsénico.

En todas las pruebas la etapa de floculación se realizó con un caudal de  $1.5 \text{ L min}^{-1}$  y gradientes de 172, 76,  $39 \text{ s}^{-1}$  con tiempos de residencia de 7.25, 7.08, 7.96 segundos, respectivamente.

Tabla 3.11. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la tercera etapa

REACTOR EC									
# de Exp	Caudal (Q, L min <sup>-1</sup> )	Separación entre electrodos (a, cm)	Gτ de coagulación	Corriente (I, A)	Cloro (Cl <sub>2</sub> , mg L <sup>-1</sup> )	Sal (NaCl, Kg m <sup>-3</sup> )	Conductividad (ω, uS cm <sup>-1</sup> )	Tiempo de residencia (τ,s)	As inicial (μg L <sup>-1</sup> )
1	6.5	0.40	9,075	3.75	7.4	0.188	631	1.12	121.4
2	6.5	0.60	10,573	3.75	6.6	0.188	631	1.62	116.1
3	6.5	0.80	11,394	3.75	6.4	0.188	655	2.09	124.35

Tabla 3.12. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la tercera etapa

FLOCULADOR				
# de Exp	Caudal (Q, L min <sup>-1</sup> )	Tipo de Floculador	Gradiente de floculación (G, s <sup>-1</sup> )	Tiempo de residencia por cámara (min)
1	1.5	Hidráulico	172, 76, 39	7.25, 7.08, 7.96
2	1.5	Hidráulico	172, 76, 39	7.25, 7.08, 7.96
3	1.5	Hidráulico	172, 76, 39	7.25, 7.08, 7.96

Tabla 3.13. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas EC de la cuarta etapa

REACTOR EC									
# de Exp	Caudal (Q, L min <sup>-1</sup> )	Separación entre electrodos (a, cm)	Gτ de coagulación	Corriente (I, A)	Cloro (Cl <sub>2</sub> , mg L <sup>-1</sup> )	Sal (NaCl, Kg m <sup>-3</sup> )	Conductividad (ω, μS cm <sup>-1</sup> )	Tiempo de residencia (s)	As inicial μg L <sup>-1</sup>
1	6.5	0.40	9,075	3.75	7.4	0.188	631	1.12	121.4
2	6.5	0.40	9,319	3.75	6.9	0.188	627	1.13	356.9
3	6.5	0.40	9,287	3.75	5.3	0.188	659	1.11	325.3
4	6.5	0.40	8,968	3.75	5.6	0.188	664	1.12	554.7
5	6.5	0.40	8,810	3.75	0.0	0.188	627	1.12	543.0

### 3.2.5 Comparación de Electrocoagulación y Coagulación Química con cloruro férrico

Existen muchos trabajos que reportan las ventajas de la electrocoagulación sobre la coagulación química (CQ) en la remoción de arsénico en agua y de otros contaminantes, tanto en términos de eficiencia como de costos [Mohan and Pittman, 2007].

En base a lo anterior, en esta última etapa se realizaron pruebas de coagulación química realizadas de tal manera que las condiciones de mezcla rápida, mezcla lenta y sedimentación fueran las mismas a las aplicadas en la electrocoagulación, con el objetivo de poder comparar las eficiencias en remoción de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %).

En estas pruebas la mezcla rápida se aseguró pasando el agua a través del reactor, en ausencia de corriente eléctrica, mediante la inyección de cloruro férrico ( $\text{FeCl}_3$ ) a la entrada al reactor y utilizando el tren de tratamiento completo de la planta piloto de clarificación de alta tasa.

El pH y la dosis óptima de hierro para la remoción de arsénico fue determinada mediante una prueba de jarras convencional utilizando cloruro férrico como coagulante. Este tipo de prueba presenta una serie de problemas que son relativamente difíciles de evitar, entre ellos se encuentra la disminución del pH de reacción al momento de adicionar el coagulante. Esto genera condiciones fisicoquímicas en la etapa de mezcla rápida diferentes a las deseadas, por lo que se debe tratar de neutralizar el efecto del coagulante aumentando previamente el pH del agua al valor requerido.

Para neutralizar el efecto de la acidez del cloruro férrico se ajustó el pH del agua cruda a un valor aproximado de 9.0 mediante disoluciones de hidróxido de sodio (NaOH), lo que permitía un pH en el efluente del reactor casi neutro. Aprovechando el arreglo empleado para el lavado ácido del reactor, la dosificación del coagulante se realizó

mediante una bomba peristáltica trabajando a un gasto de  $1.98 \text{ L min}^{-1}$  con el cual se mantuvo casi constante la concentración de hierro ( $\text{FeP}_{\text{CQ}}$ ) en  $10 \text{ mg L}^{-1}$ .

Las pruebas se realizaron con el objetivo de analizar la eficiencia del proceso de CQ en la remoción de hierro ( $\text{FeR} \%$ ) y en la remoción de arsénico ( $\text{AsR} \%$ ) aplicando las mismas condiciones determinadas como óptimas en las pruebas de Electrocoagulación.

Para estas pruebas se fijó un caudal de  $6.5 \text{ L min}^{-1}$  en la etapa de coagulación dentro del reactor sin aplicar corriente,  $1.5 \text{ L min}^{-1}$  hacia el floculador hidráulico y gradientes de  $172, 76, 39 \text{ s}^{-1}$ , una conductividad de  $600 \text{ uS cm}^{-1}$  y  $2 \text{ mg L}^{-1}$  de cloro libre en el agua cruda para asegurar aproximadamente una concentración de  $1 \text{ mg L}^{-1}$  en el efluente.

Es importante mencionar que la conductividad fue ajustada únicamente con la intención de mantener las mismas condiciones que en las pruebas EC y no porque fuera necesario para el proceso de coagulación.

Adicionalmente se realizaron pruebas sin cloro para determinar su efecto sobre el proceso. Las condiciones de operación establecidas en estas pruebas se presentan en la Tabla 3.14. Al término de cada prueba se realizó un lavado con agua de la llave de todas las unidades así como un retro-lavado del filtro.

Finalmente, es importante señalar que todas las pruebas se realizaron utilizando al reactor EC como unidad de mezcla rápida y con la separación entre electrodos de  $0.4 \text{ cm}$ , que demostró ser la mejor opción de operación del sistema en las pruebas de electrocoagulación de las etapas anteriores.



Tabla 3.14. Condiciones de operación establecidas durante las pruebas de Coagulación Química.

REACTOR (UNIDAD DE MEZCLA RÁPIDA)									
# de Exp	Caudal (Q, L min <sup>-1</sup> )	Separación entre electrodos (a, cm)	Gr de coagulación	Conductividad ( $\omega$ , uS cm <sup>-1</sup> )	Cloro (Cl <sub>2</sub> , mg L <sup>-1</sup> )	Sal (NaCl, Kg m <sup>-3</sup> )	Base (NaOH, Kg m <sup>-3</sup> )	Tiempo de residencia (s)	As inicial $\mu\text{g L}^{-1}$
1	6.5	0.40	8,433	590	2.19	0.15	0.1155	1.11	532.5
2	6.5	0.40	8,546	655	2.18	0.15	0.1155	1.12	521.9
3	6.5	0.40	8,332	659	0.0	0.15	0.1155	1.12	530.0
4	6.5	0.40	7,931	635	0.0	0.15	0.1155	1.12	530.0

### 3.3 Cálculo de costos por tipo de proceso en función de la remoción de hierro y arsénico

El costo total para el proceso de Electrocoagulación y Coagulación Química fue calculado considerando los conceptos presentados en la Tabla 3.15 y bajo el siguiente procedimiento:

**Tabla 3.15. Conceptos considerados para la determinación de costos**

Electrocoagulación (EC)	Coagulación Química con FeCl <sub>3</sub> (CQ)
Consumo de energía	Consumo de energía
Consumo de cloro	Consumo de cloro
Consumo de sal	Consumo de sal
Consumo de electrodos	Consumo de FeCl <sub>3</sub>
	Consumo de NaOH

#### 3.3.1 Costo de energía

Para el costo de la energía por metro cúbico de agua tratada se consideraron la potencia eléctrica ( $P_e$ ) requerida para fijar la corriente de estudio y la potencia hidráulica disipada tanto en el reactor ( $P_r$ ) como en el floculador mecánico ( $P_{fm}$ ) o hidráulico ( $P_{fh}$ ), expresadas en unidades de kW-h dia<sup>-1</sup> y relacionadas mediante la Ecuación 3.13.

El costo de energía (\$P) fue considerado en \$ 1.34 por kW-h. Debido a que la eficiencia energética de los dispositivos jamás es del 100%, en los cálculos de potencia fue considerada una eficiencia promedio de 80% [Chapman, 1998; Kosow, 1996].

**Ecuación 3.13**

$$\text{Costo de energía } (\$ m^{-3}) = \frac{[P_e + P_r + P_{fm} + P_{fh}] (kW - h \text{ dia}^{-1}) \times \frac{100}{80} \times \$P \left( \frac{\$}{kW - h} \right)}{Q \frac{L}{s} \times \frac{86400 s}{1 \text{ dia}} \times \frac{1 m^3}{1000 L}}$$

El procedimiento de cálculo de cada término fue de la siguiente manera:

### 3.3.1.1 Potencia eléctrica del reactor ( $P_e$ )

La potencia eléctrica se calcula como el producto de la corriente (I) en amperes por el voltaje (V) en volts, mediante la Ecuación 3.14 siguiente:

#### Ecuación 3.14

$$P_e (kW - h \text{ dia}^{-1}) = I (A) \times V (V) = I \left( \frac{C}{s} \right) \times V \left( \frac{J}{C} \right) = 1 W \times \frac{J}{W s} \times \frac{1 kW - h}{3.6 \times 10^6 J} \times \frac{86400 s}{1 \text{ dia}}$$

### 3.3.1.2 Potencia hidráulica del reactor ( $P_r$ )

La Ecuación 3.15 [Giles et al; 2004, ] relaciona la potencia en unidades de Hp en un sistema hidráulico mediante el caudal (Q) y la pérdida de carga ( $\Delta H$ ), lo que permite hacer un reordenamiento de variables y puesto que un Hp equivale a 746 W, la potencia hidráulica en el reactor fue calculada mediante la Ecuación 3.16:

#### Ecuación 3.15

$$P_r (Hp) = \frac{Q \left( \frac{L}{s} \right) \times \Delta H (m)}{76}$$

#### Ecuación 3.16

$$P_r (kW h dia^{-1}) = \frac{Q \left(\frac{L}{s}\right) \times \Delta H (m H_2O)}{76} \times \frac{746 W}{1 Hp} \times \frac{J}{Ws} \times \frac{86400 s}{1 dia} \times \frac{1 kW - h}{3.6 \times 10^6 J}$$

### 3.3.1.3 Potencia del floculador mecánico ( $P_{fm}$ ):

El cálculo de la potencia en el floculador mecánico se obtuvo como el producto del gradiente ( $G$ ) x la viscosidad dinámica x volumen de cada cámara ( $0.0988 m^3$ ), partiendo de la Ecuación 3.17 siguiente:

#### Ecuación 3.17

$$G^2 (s^{-2}) = \frac{P_{fm} (W)}{\mu \left(\frac{Kg}{m * s}\right) \times V_c (m^3)}$$

Despejando el término  $P_{fm}$  obtenemos la siguiente Ecuación 3.18

#### Ecuación 3.18

$$P_{fm} (kW - h dia^{-1}) = G^2 (s^{-2}) \times \mu \left(\frac{Kg}{m * s}\right) \times V_c (m^3) = \frac{Kg * m^2}{s^3} = 1 W \times \frac{J}{W * s} \times \frac{kW - h}{3.6 \times 10^6 J} \times \frac{86400 s}{dia}$$

### 3.3.1.4 Potencia del floculador hidráulico ( $P_{fh}$ )

La potencia en el floculador hidráulico con un caudal de  $1.5 L min^{-1}$  fue calculada empleando la Ecuación 3.19 siguiente:

#### Ecuación 3.19

$$P_{fh}(kW - h \text{ dia}^{-1}) = \frac{Q\left(\frac{L}{s}\right) \times \Delta H(m H_2O)}{76} \times \frac{746 W}{1 Hp} \times \frac{J}{W s} \times \frac{86400 s}{1 \text{ dia}} \times \frac{1 kW - h}{3.6 \times 10^6 J}$$

### 3.3.2 Costo de cloración

Para la dosificación de cloro libre ( $Cl_2$ ), se empleó hipoclorito de sodio en solución al 13 %, con un precio de \$3.99 por Kg de solución + IVA del 16%. Por lo que el costo de cada miligramo de cloro fue calculado empleando la Ecuación 3.20 siguiente:

#### Ecuación 3.20

$$\text{Costo } gCl_2 (\$ mg^{-1}) = \$Cl_2\left(\frac{\$}{Kg \text{ Soln}}\right) \times 1.16 \times \frac{100 Kg \text{ Soln}}{13 Kg Cl_2} \times \frac{1 Kg Cl_2}{1 \times 10^6 mg Cl_2}$$

Finalmente, considerando la dosificación de cloro durante cada prueba, el costo total por cloración resulta expresado por la Ecuación 3.21 siguiente:

#### Ecuación 3.21

$$\text{Costo por clorar } (\$ m^{-3}) = Cl_2\left(\frac{mg}{L}\right) \times \text{Costo } gCl_2\left(\frac{\$}{mg}\right) \times \frac{1000 L}{1 m^3}$$

### 3.3.3 Costo por sal

El costo por ajustar la conductividad del agua con sal (NaCl, Kg m<sup>-3</sup>) fue calculado considerando un costo (\$sal) de \$2.35/ Kg de sal, expresado mediante la Ecuación 3.22 siguiente:

### Ecuación 3.22

$$\text{Costo sal} (\$ m^{-3}) = NaCl \left( \frac{Kg}{m^3} \right) * \$sal \left( \frac{\$}{kg} \right)$$

### 3.3.4 Costo de electrodos

Los electrodos fueron elaborados de acero 1018 con una pureza del 98.5 % y con un costo del material (\$Acero) de \$ 40.0/ Kg de material puro + IVA; por lo que el costo fue calculado a partir del hierro promedio total producido para la duración de cada prueba (FeP<sub>prom</sub>) y considerando que durante el cambio de placas no se aprovecha alrededor del 16 % del material, matemáticamente expresado por la Ecuación 3.23 siguiente:

### Ecuación 3.23

$$\text{Costo de electrodos} (\$ m^{-3}) = FeP_{prom} \left( \frac{mg}{L} \right) \times \$Acero \left( \frac{\$}{Kg} \right) \times 1.16 \times \frac{1 Kg}{1 \times 10^6 mg} \times \frac{1000 L}{1 m^3} \times \frac{1}{0.985} \times \frac{1}{0.84}$$

### 3.3.5 Costo por coagulante

El coagulante dosificado en las pruebas de coagulación química se preparó mediante disoluciones de cloruro férrico grado reactivo (40 % en peso) con un costo de \$6.17/Kg + 16 % de IVA, por lo que el costo de cada gramo de hierro (\$FeP<sub>CQ prom</sub>) fue obtenido mediante la siguiente Ecuación 3.24 siguiente:

### Ecuación 3.24

$$\$FeP_{CQprom} \left( \frac{\$}{mg Fe} \right) = \frac{\$}{Kg soln} \times \frac{100 Kg soln}{40 Kg FeCl_3} \times \frac{162.19 Kg FeCl_3}{55.84 Kg Fe} \times \frac{1 Kg Fe}{1 \times 10^6 mg Fe}$$

Finalmente, considerando el hierro promedio total dosificado durante cada prueba ( $FeP_{CQprom}$ ), el costo total de dosificación resulta en la Ecuación 3.25:

### Ecuación 3.25

$$Costo de FeCl_3 (\$ m^{-3}) = FeP_{CQprom} \left( \frac{mg Fe}{L} \right) \times \frac{1000 L}{1 m^3} \times \$FeP_{CQprom} \left( \frac{\$}{mg Fe} \right) \times 1.16$$

### 3.3.6 Costo por ajuste de pH

Finalmente, el costo por la adición de solución de hidróxido de sodio (\$base) para neutralizar el efecto ácido del coagulante se calculó considerando \$3.63/Kg, utilizando la Ecuación 3.26 siguiente:

### Ecuación 3.26

$$Costo de NaOH (\$ m^{-3}) = NaOH \left( \frac{Kg}{m^3} \right) * \$base \left( \frac{\$}{Kg} \right)$$

## 3.4 Cálculo teórico del voltaje requerido para fijar la corriente de estudio

El voltaje teórico (Ecuación 3.27) a través de la celda electroquímica se determinó [Ostanina *et al.*, 2000] mediante la diferencia de potencial ( $\Delta E^\circ$ ) del ánodo ( $E_a$ ) y el cátodo ( $E_c$ ), la caída de voltaje óhmico a través del electrolito ( $\Delta V_{electrolito}$ ), la caída de

voltaje a través del cuerpo del electrodo ( $\Delta V_{\text{electrodo}}$ ) y a través de los contactos eléctricos ( $\Delta V_{\text{configuración}}$ ):

**Ecuación 3.27** 
$$\Delta V_{\text{Teó}} (\text{Volts}) = \Delta E^{\circ} + \Delta V_{\text{electrolito}} + \Delta V_{\text{electrodo}} + \Delta V_{\text{configuración}}$$

El Potencial Estándar de Oxidación ( $\Delta E^{\circ}$ ) producto de la diferencia de potencial entre el ánodo y el cátodo se determina en base al potencial REDOX estándar para el proceso de oxidación del hierro metálico a hierro ferroso (Reacción 2.2) y es importante principalmente en determinaciones analíticas, su valor es de 0.440 V.

La caída de voltaje óhmico a través del electrolito está determinada, de acuerdo a la Ley de Ohm, por la densidad de corriente ( $i$ ), que se calcula dividiendo la corriente aplicada ( $I$ ) entre el área superficial anódica ( $A_{te}$ ), la separación entre el ánodo y cátodo ( $a$ ) y la conductividad del electrolito, esto matemáticamente expresa por la Ecuación 3.28 siguiente:

**Ecuación 3.28**

$$\Delta V_{\text{electrolito}} (\text{Volts}) = \frac{i (A \text{ cm}^{-2}) * a (cm)}{\omega (\mu S \text{ cm}^{-1})} \times \frac{1 \times 10^6 \mu S}{S}$$

La conductividad del electrolito impacta directamente en la cantidad de energía que es requerida para el proceso electroquímico. Esta ecuación muestra que reduciendo la resistencia en el electrolito, sin necesidad de cambiar la corriente, es posible disminuir la cantidad de energía requerida. Aunque la ventaja de adicionar sal para aumentar la conductividad del agua se ve reflejada en la disminución del voltaje aplicado, una limitante es el costo que puede representar.

La caída de voltaje a través del cuerpo de los electrodos ( $\Delta V_{\text{electrodo}}$ ) es importante cuando la aplicación de la corriente se hace en un solo punto del mismo y el electrodo



es relativamente grande, por esto se buscó una configuración y tamaño de los electrodos que permitieran la correcta distribución de la corrientes a través de toda la superficies de los mismos.

La caída de voltaje a través de la conexión depende de su longitud ( $L_c$ ) y de la corriente que circula a través de la misma, además de la resistividad del material empleado ( $R_c$ ), esto queda expresada mediante la Ecuación 3.29:

**Ecuación 3.29**

$$\Delta V_{\text{configuración}} (\text{Volts}) = R_c (\text{ohm m}^{-1}) * L_c (m) * I (A)$$

La resistividad del alambre de cobre (tipo AWG12) utilizado para la conexión entre la fuente de poder y los electrodos es de  $0.0052 \Omega/\text{m}$ . En este caso, al disminuir la longitud del conector o al aumentar el área del mismo, se reduce el voltaje requerido para pasar la misma corriente.

La ecuación final empleada para calcular el voltaje teórico de cada prueba fue la que se expresa en la Ecuación 3.30 siguiente:

**Ecuación 3.30**

$$\Delta V_{\text{Teó}} (\text{Volts}) = 0.440 (\text{Volts}) + \frac{i (A \text{ cm}^{-2}) * a (cm) * 1 \times 10^6}{\omega (\mu\text{S cm}^{-1})} + R_c (\text{ohm m}^{-1}) * L_c (m) * I (A)$$

# RESULTADOS

The scientist does not know what you're looking for  
does not understand what it is.

Claude Bernard (1813-1878) Fisiólogo francés

## **4 RESULTADOS**

### **4.1 Efecto de la separación entre electrodos y la conductividad en la producción y remoción de hierro**

El análisis de los resultados del diseño experimental totalmente aleatorizado se realizó mediante el paquete estadístico Statgraphics plus versión 5.0 distribuido por StatPoint Technologies, inc, ingresando los datos del área sombreada de la Tabla 4.1.

Este programa estadístico permite establecer diferentes diseños experimentales y analizar información generada de una manera simple y rápida, así como aplicaciones de probabilidad. Se divide en cuatro módulos que permiten seleccionar opciones, entre las que se encuentran aplicaciones de regresión lineal simple o multifactorial, diseños experimentales de una sola variable o multifactorial, con estudios ANOVA y diferentes tipos de gráficos para la visualización de la información, que incluyen superficies de respuesta, gráficos de Pareto y diagrama de efectos por interacción de factores.

A través de este programa estadístico se analizó el efecto de los factores sobre cada una de las variables respuesta seleccionadas, esto es, la eficiencia en la producción (FeP %) y en la remoción (FeR %) de hierro, cuyos resultados se presentan a continuación:

Tabla 4.1. Resultados del diseño experimental 2<sup>2</sup>.

# Exp	Factor 1 (a, separación entre electrodos)	Factor 2 ( $\omega$ , Conductividad)	Variable Respuesta 1 (FeR %)	Variable Respuesta 2 (FeP %)	FeP (mg L <sup>-1</sup> )	RFe (mg L <sup>-1</sup> )
1	0.2	225	92.46	102.03	10.35	0.78
2	0.6	225	81.71	99.86	9.95	1.82
3	0.4	425	90.81	103.47	10.23	0.94
4	0.4	425	89.34	101.89	10.13	1.08
5	0.4	425	89.75	102.67	10.15	1.04
6	0.2	600	94.40	103.14	10.35	0.58
7	0.6	600	83.74	101.87	10.15	1.65

# Exp	V <sub>aplicado</sub> (Volts)	V <sub>teó</sub> (Volts)	pH <sub>i</sub>	pH <sub>f</sub>	Cloro aplicado (Cl <sub>2</sub> , mg L <sup>-1</sup> )	Sal (NaCl, Kg m <sup>-3</sup> )	Conductividad real ( $\omega$ , mS cm <sup>-1</sup> )	Pérdida de carga ( $\Delta H$ , cmH <sub>2</sub> O)	Costo \$ m <sup>-3</sup>
1	14.35	12.43	7.53	7.60	4.15	0	240	1,063.44	1.01
2	30.25	29.98	7.56	7.61	4.38	0	235	369.18	1.22
3	17.95	16.33	7.85	7.71	4.28	0.0851	434	754.74	1.25
4	17.85	16.41	7.56	7.49	4.72	0.0851	425	759.78	1.26
5	18.05	15.91	7.58	7.40	4.40	0.0851	436	753.48	1.25
6	6.50	5.24	7.53	7.94	4.70	0.1532	589	1,074.78	1.26
7	12.7	12.49	7.74	7.76	4.86	0.1532	585	376.74	1.32

#### 4.1.1 Producción de hierro (FeP %)

Los resultados de la Tabla 4.1 muestran que en algunos casos la producción de hierro resultó mayor al 100 %; al respecto algunos autores [Mameri *et al*; 2001] han señalado que este fenómeno se debe a que el paso de una corriente eléctrica provoca reacciones fisicoquímicas en el cátodo que contribuyen a la disolución del hierro.

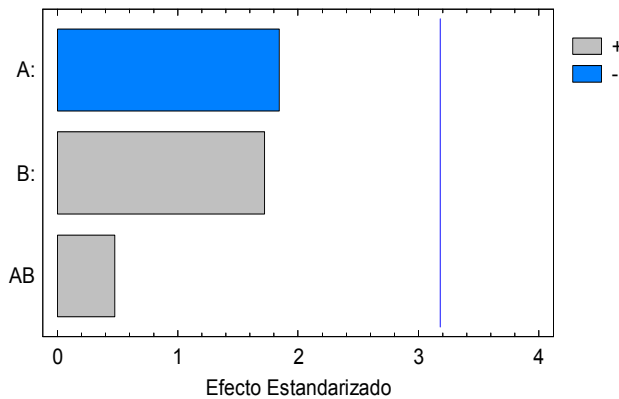
Los resultados del análisis de varianza (ANOVA) determinó que ninguno de los dos factores tuvo un efecto estadístico significativo a los niveles estudiados y para un nivel de confianza del 95%, como se presenta en la Figura 4.1, así como tampoco hubo efecto por interacción de factores, tal como puede visualizarse en la Tabla 4.2.

**Tabla 4.2. Análisis de Varianza (ANOVA) del Diseño 2<sup>2</sup> para FeP %.**

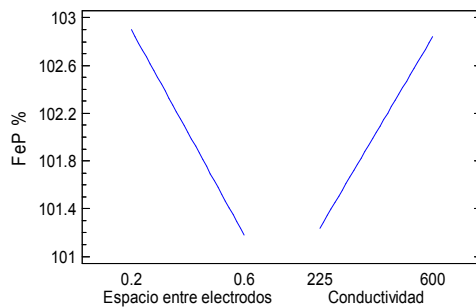
Fuente	Suma de Cuadrados (SS)	Grados de libertad	Media cuadrada (MS)	F <sub>o</sub>	Valor-P
<b>A: Separación entre electrodos</b>	2.97562	1	2.97562	3.41	0.1621
<b>B: Conductividad</b>	2.58625	1	2.58625	2.96	0.1838
<b>AB</b>	0.198025	1	0.198025	0.23	0.665
<b>Error (ε)</b>	2.62084	3	0.873613		
<b>Total</b>	8.38074	6			
$R^2 =$				68.7274	
Prueba de Durbin-Watson =				Valor-P=0.7344	

Para comprobar la hipótesis de que existe algún efecto de los factores, el análisis ANOVA determinó al estadístico denominado Valor-P, el cual es una comparación de F<sub>o</sub> de cada factor respecto a una F de Fisher (valores no mostrados en la Tabla 4.2) con los grados de libertad correspondientes, confirmando esta hipótesis para aquellos valores inferiores a 0.05.

El valor de  $R^2$  en el análisis ANOVA indica el porcentaje de ajuste del modelo de predicción generado por el propio programa respecto a los datos reales obtenidos. La Prueba de Durbin-Watson (DW) sirve para determinar si existe algún efecto por el orden de las pruebas realizadas, siendo significativo cuando Valor-P es menor de 0.05.

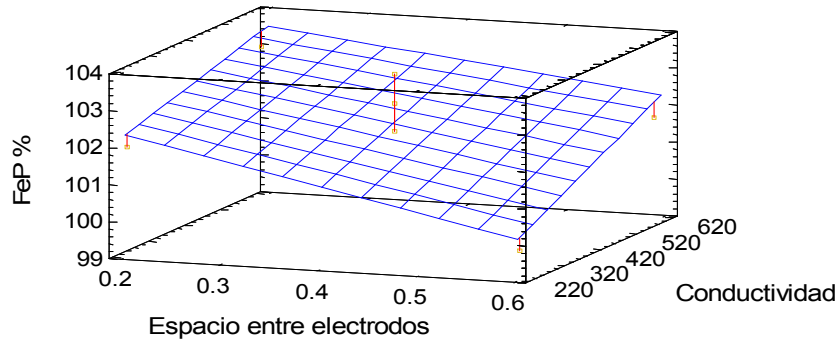


**Figura 4.1** Gráfico de Pareto por efecto estandarizado de la separación entre electrodos (Factor A), conductividad  $\Omega$  (Factor B) e interacción (AB) de los factores sobre FeP %.



**Figura 4.2.** Gráfico de interacción entre factores y el efecto sobre la respuesta FeP %.

Los resultados indican que a las condiciones experimentales, ni la separación entre electrodos ni la conductividad tienen un efecto estadístico significativo en la producción de hierro (FeP %); sin embargo, si se observa una cierta tendencia del incremento de la eficiencia de producción de hierro al disminuir la separación entre electrodos y aumentar la conductividad, tal como se muestra en la Figura 4.3.



**Figura 4.3. Superficie de respuesta de la FeP % en función del espaciamiento entre electrodos y la conductividad.**

Es importante indicar, que la superficie de respuesta de este diseño experimental, es resultado de toda una serie de análisis experimentales previos realizados en el trabajo de Martin et al, 2007, y que como se indicó anteriormente, sirvió de base para establecer la metodología experimental de este trabajo.

#### 4.1.2 Remoción de hierro (FeR %)

Del análisis ANOVA presentada en la Tabla 4.3 se observa que únicamente la separación entre electrodos (factor A) tiene efecto significativo sobre la remoción de hierro (FeR%), puesto que su efecto numérico (SS) es mayor, y de la comparación de su estadístico  $F_0$  respecto a la F de Fisher, con los grados de libertad correspondientes, se determinó que su valor-P es menor a 0.05, indicando que tienen un efecto significativo con un nivel de confianza del 95%.

En este caso el valor de  $R^2$  indica que el modelo generado por el programa se ajusta en un porcentaje mayor al 94 % respecto a los datos obtenidos. La Prueba de Durbin-Watson (DW) determinó que el efecto debido a la aleatoriedad de realización de las corridas experimentales es no significativo, puesto que el Valor-P es mayor de 0.05.

Tabla 4.3. Análisis de Varianza (ANOVA) del Diseño 2<sup>2</sup> para FeR %.

Fuente	Suma de Cuadrados (SS)	Grados de libertad	Media cuadrada (MS)	F <sub>o</sub>	Valor-P
<b>A: Separación entre electrodos</b>	114.597	1	114.597	50.28	<b>0.0058</b>
<b>B: Conductividad</b>	4.37212	1	4.37212	1.92	0.2601
<b>AB</b>	0.002025	1	0.002025	0	0.9781
<b>Error</b>	6.83717	3	2.27906		
<b>Total</b>	125.808	6			
R <sup>2</sup> =			0.945654		
Prueba de Durbin-Watson =			Valor-P=0.3549		

En la Figura 4.4 puede observarse el efecto estandarizado de cada factor y en la Figura 4.5 la ausencia de interacción entre las variables sobre la respuesta. De la primera se observa que la separación entre electrodos es el principal factor que influye en FeR%, aunque a separación constante la conductividad ayuda a mejorar la eficiencia pero a un nivel estadísticamente no significativo.

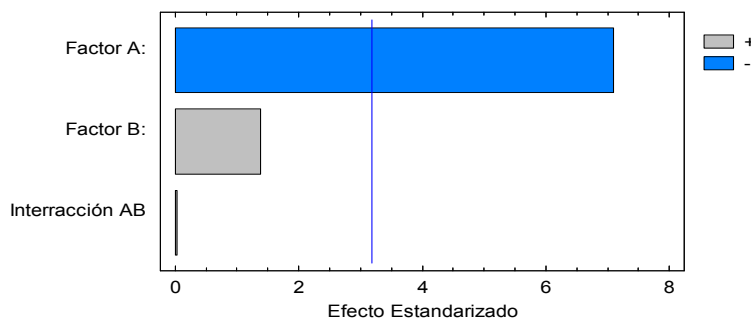
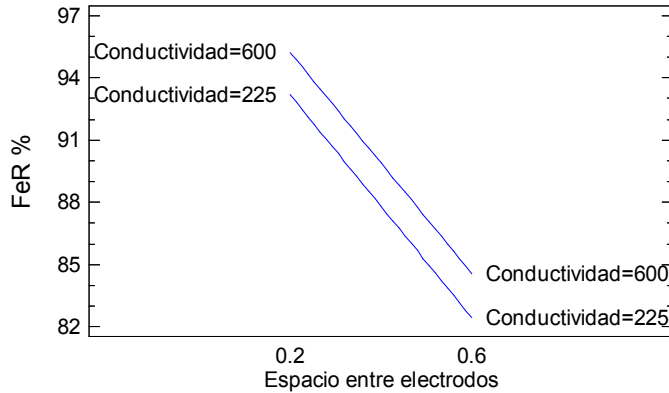


Figura 4.4. Gráfico de Pareto por efecto estandarizado de la separación entre electrodos, (Factor A), conductividad Ω (Factor B) y de la interacción (AB) de los factores sobre FeR %.

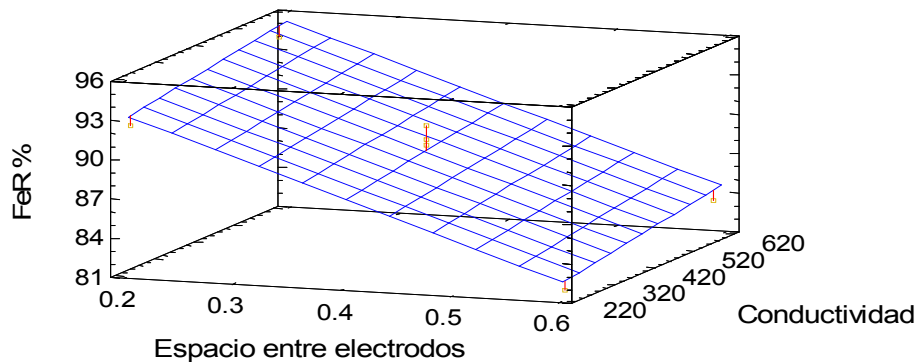




**Figura 4.5. Gráfico de interacción entre factores y el efecto sobre la respuesta FeR %.**

Los resultados indican que a las condiciones experimentales (niveles de los factores), la separación entre electrodos es el único factor predominante en la FeR %, en donde la menor separación (0.2 cm) reportó la mayor eficiencia pero la mayor pérdida de carga.

De la Figura 4.6 puede establecerse que las condiciones óptimas de remoción de hierro mediante electrocoagulación con floculación-sedimentación en equipo de jarras son una separación de 0.2 cm entre electrodos y una conductividad de 600  $\mu\text{S cm}^{-1}$ .



**Figura 4.6. Superficie de respuesta de la FeR % en función del espaciamiento entre electrodos y la conductividad.**

En la Figura 4.7 se muestra el comportamiento en la eficiencia de producción de hierro durante las tres horas de duración de las pruebas, y puede observarse que en todas las pruebas la eficiencia de producción de hierro se mantuvo prácticamente constante durante los primeros 10 minutos de operación (tiempo en el que se extrajo la muestra para la prueba de jarras), pero conforme el tiempo transcurrió, FeP% disminuyó gradualmente haciéndose más evidente en las pruebas con menor separación entre electrodos y sobre todo en las que tenían baja conductividad.

Particularmente en el reactor de 0.2 cm de separación entre electrodos, se presentó el problema de taponamiento entre los electrodos por los hidróxidos formados, lo que hizo difícil mantener el caudal constante durante las 3 horas de prueba y disminuyó significativamente la producción de hierro.

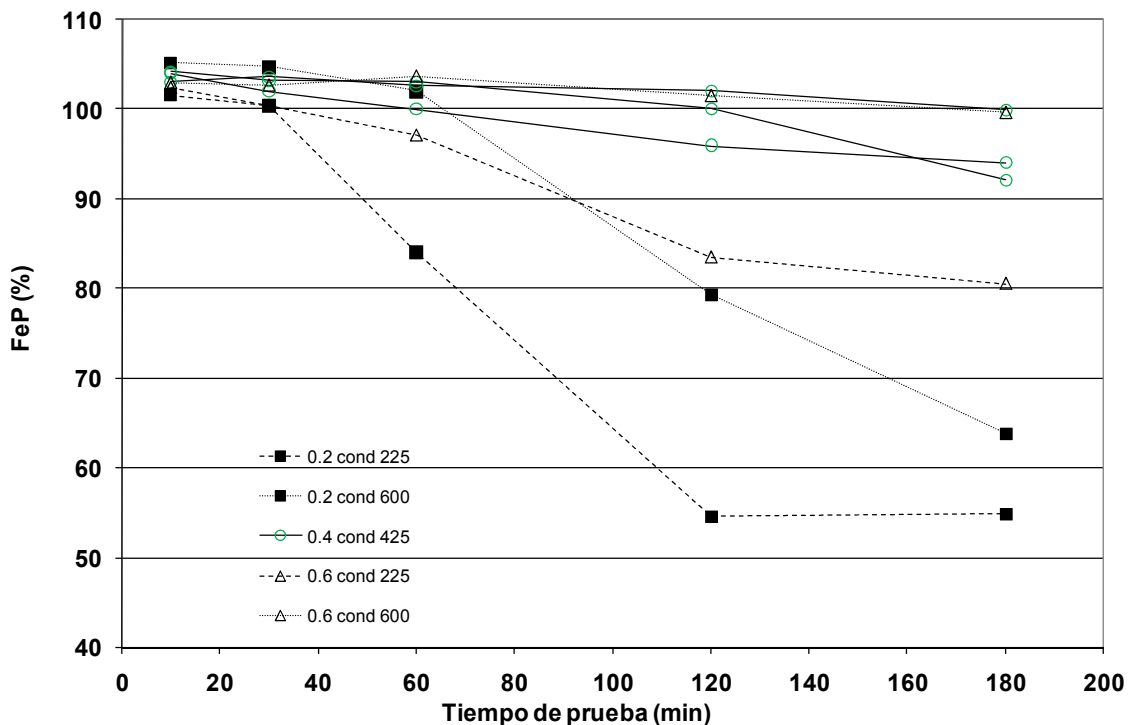


Figura 4.7. Efecto de la conductividad y de separación entre electrodos sobre la eficiencia de producción de hierro.

El problema de taponamiento para el reactor de 0.2 cm de separación se observó como un significativo incremento en la pérdida de carga ( $\Delta H$ ) tal como se presenta en la Figura 4.8.

Con las otras separaciones también se observó un incremento de la  $\Delta H$ , siendo la menos significativa para la separación de 0.6 cm, tal como se esperararía, puesto que a mayor separación entre electrodos hay menos resistencia al flujo pero también mayor caída de potencial eléctrico.

Adicionalmente, en la Figura 4.9 se observa que la eficiencia de producción de hierro (FeP %) dependen principalmente de la pérdida de carga independientemente de la conductividad del agua.

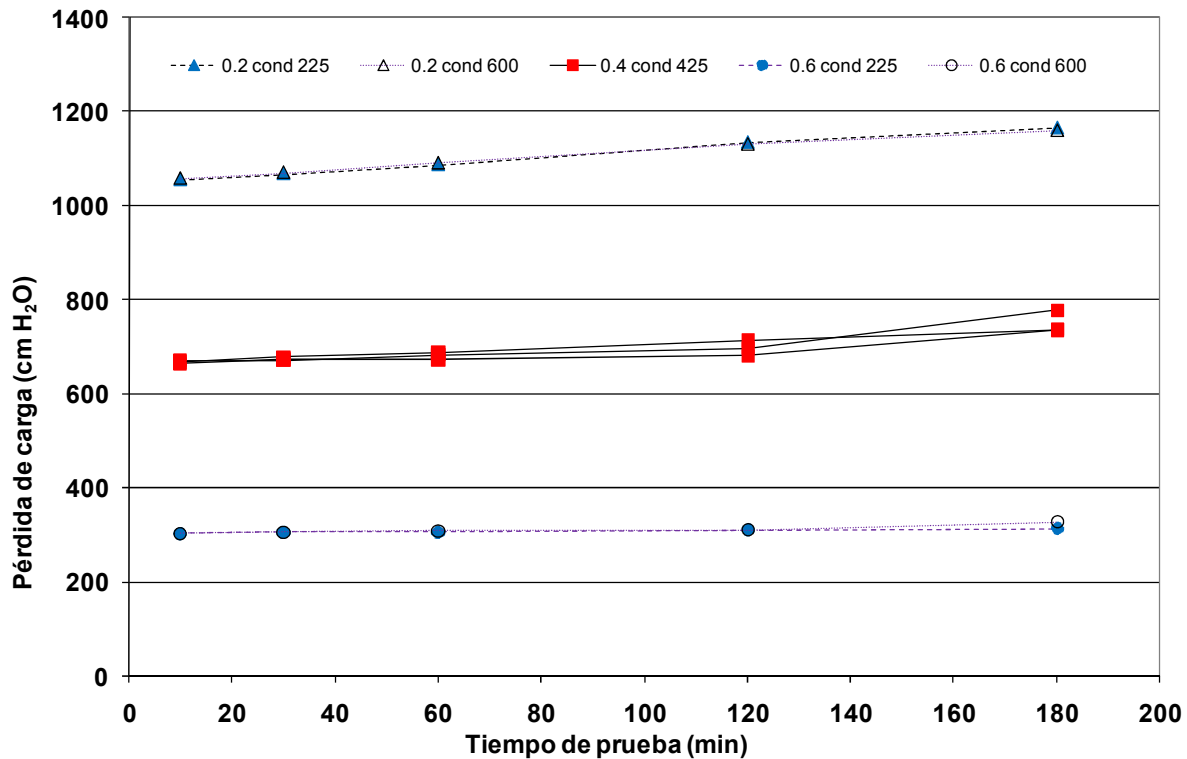
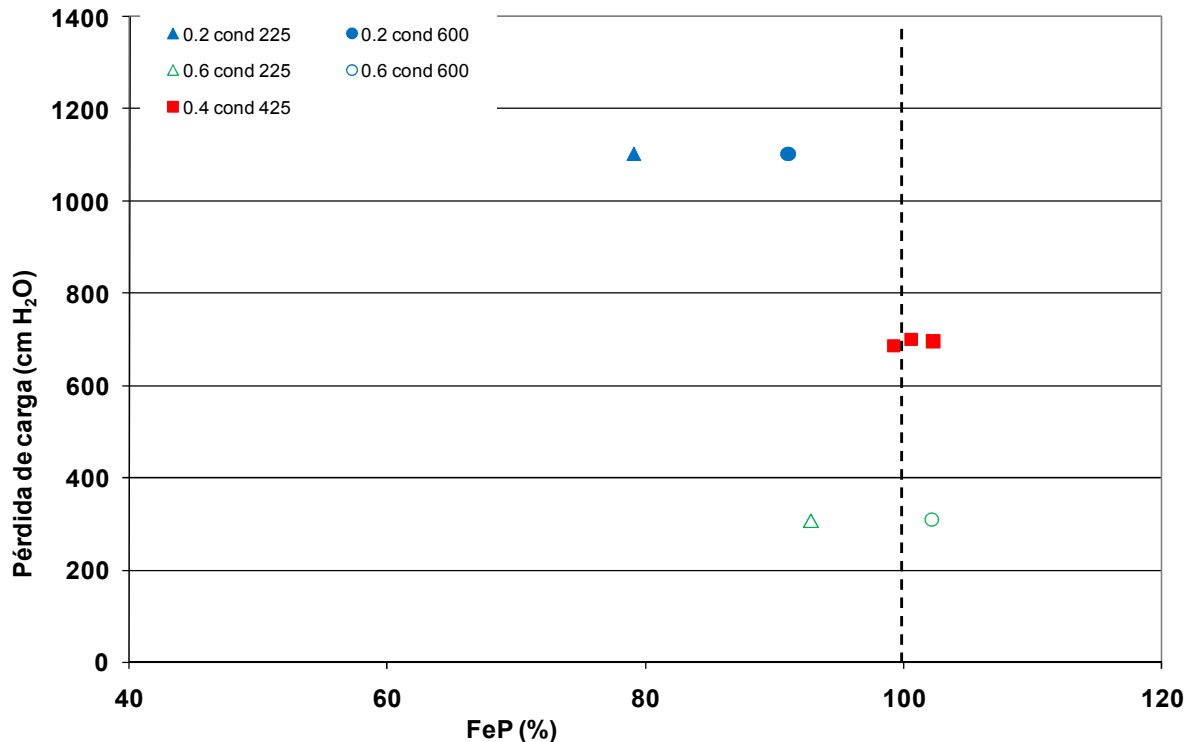


Figura 4.8. Pérdida de carga durante las pruebas EC del diseño 2<sup>2</sup>.

Estos resultados sugieren que la pasivación de los electrodos se debe al aumento de la pérdida de carga y no a la formación de una capa resistiva en los electrodos, porque el voltaje disminuyó en lugar de aumentar aún cuando la corriente permaneció constante.



**Figura 4.9. Efecto de la pérdida de carga y de la conductividad sobre FeP % del diseño 2<sup>2</sup>, considerando el promedio de las lecturas tomadas durante las tres horas de duración de la prueba.**

El voltaje de operación ( $V_{\text{aplicado}}$ ) se mantuvo constante e incluso disminuyó ligeramente durante el tiempo de operación, con excepción de uno de los centros, por lo que puede decirse que la pasivación de los reactores no se debe a la formación de una capa aislante sobre los electrodos, como se observa en la Figura 4.10.

Por otro lado, la importancia de la conductividad es que disminuye el voltaje requerido para fijar la corriente de trabajo y por lo tanto los costos de energía eléctrica, sin embargo, aumentar la conductividad mediante la adición de sal implica también un costo de proceso que hay que tomar en cuenta.

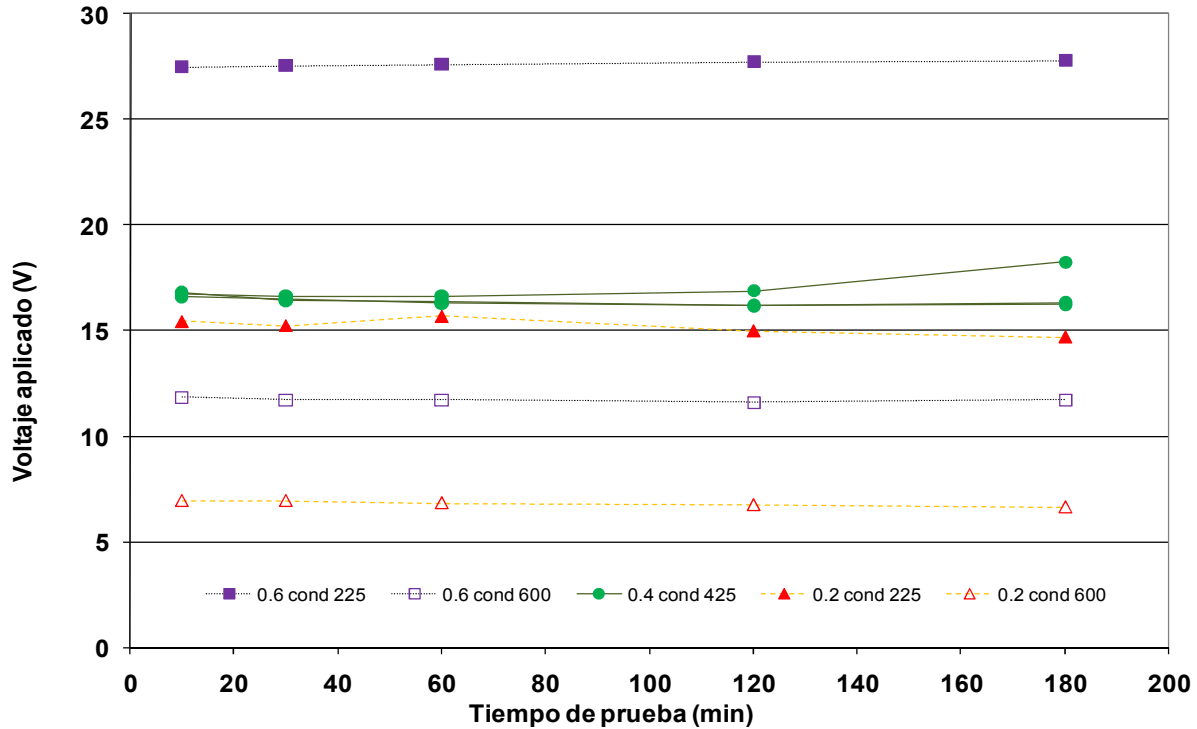


Figura 4.10. Voltaje de operación durante las pruebas del diseño 2<sup>2</sup>.

En la Figura 4.11 se presenta la comparación del voltaje real aplicado respecto al voltaje teórico para mantener la corriente requerida para producir  $10 \text{ mg L}^{-1}$  de hierro, lo que permite evaluar el ajuste del modelo matemático (Ecuación 3.30). Puede observarse que el mejor ajuste se obtiene cuando la separación entre electrodos es mayor y principalmente a mayores conductividades.

Adicionalmente, de los resultados de la Tabla 4.1 puede observarse que el pH prácticamente no cambió lo que representa una ventaja en la calidad del efluente, esto es debido al esfuerzo cortante generado por el paso del caudal que retira el hierro generado sobre la superficie de los electrodos y permite que las reacciones de formación del floculo sean rápidas y descartando algún remanente o exceso de hierro que podría provocar la acidez del agua tratada.

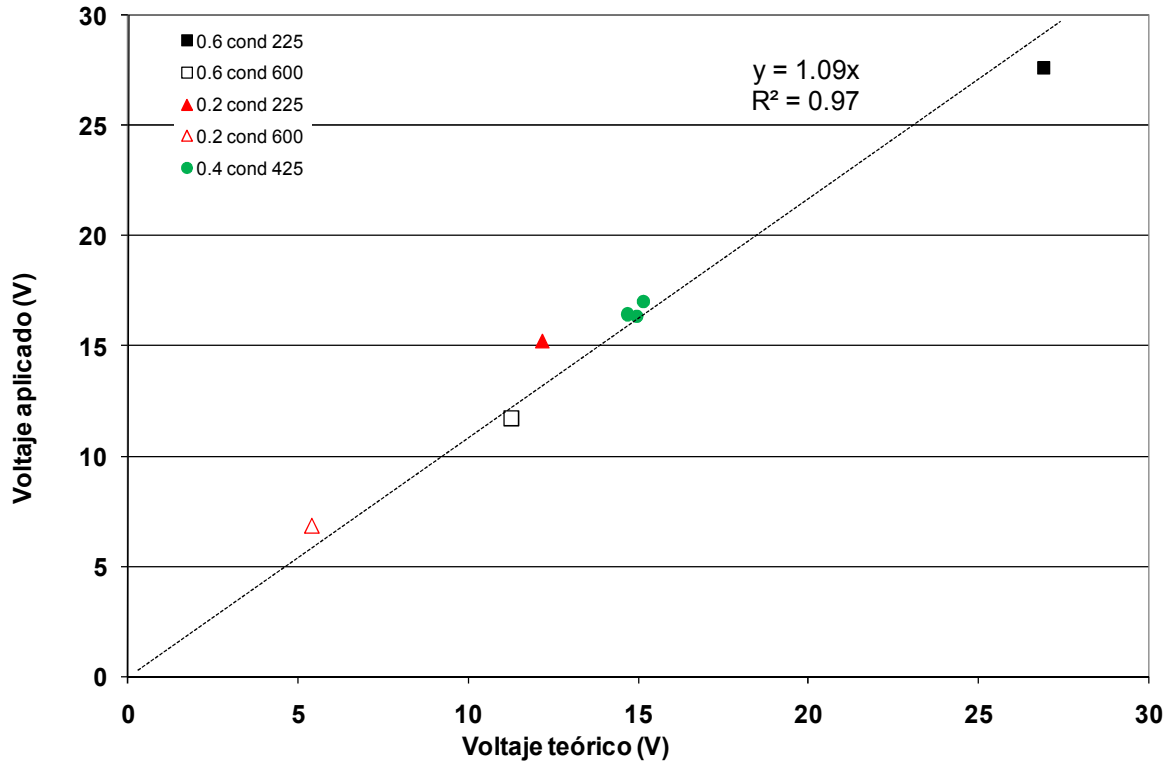


Figura 4.11. Comparación del voltaje teórico y el voltaje de operación del diseño 2<sup>2</sup>.

#### 4.2 Efecto del tipo y gradiente de floculación en la remoción de hierro (FeR %).

A continuación se presentan los resultados obtenidos en la eficiencia de remoción de hierro (FeR %) en función del gradiente y tipo de floculación, como se muestra en la Tabla 4.4. Los valores reportados son el promedio de los datos registrados durante cada hora de duración de cada una de las pruebas.

En la Figura 4.12 se observa que la remoción de hierro (FeR%) a la salida del sedimentador y del filtro, en función de dos diferentes gradientes hidráulicos de floculación y con una separación de electrodos de 0.6 cm, mejora con gradientes altos, cuyo efecto es más significativo en el efluente del sedimentador.

La tendencia en los resultados fue la misma en el caso del floculador mecánico con la misma separación entre electrodos y dos diferentes gradientes, tal como se muestra en la Figura 4.13; aunque es importante mencionar que a los mismos gradientes de floculación las eficiencias fueron mayores en la unidad hidráulica, como se visualiza en la Figura 4.14.

Los resultados sugieren que gradientes altos de floculación son indispensables para lograr mejores eficiencias de remoción de hierro (FeR%), además con las mismas condiciones de operación el desempeño del floculador hidráulico es superior al mecánico. Posiblemente, esto se deba a que el flujo en una unidad hidráulica circular, como las mangueras en este caso, permite un mezclado tanto radial como axial más efectivo a diferencia de un floculador mecánico que puede provocar retomezclados que pueden romper el flóculo.

Adicionalmente, puede observarse que la unidad de filtración es necesaria para alcanzar concentraciones residuales de hierro (RFe) inferiores a  $0.25 \text{ mg L}^{-1}$ , como lo establece la NOM-127-SSA1-1994 en su modificación, publicada en el 2000 en el Diario Oficial de la Federación.

Tabla 4.4. Resultados obtenidos con diferentes gradientes y tipo de floculación.

REACTOR										
# de Exp	Separación entre electrodos (a, cm)	V <sub>aplicado</sub> (Volts)	V <sub>teó</sub> (Volts)	pH <sub>i</sub>	FeP (mg L <sup>-1</sup> )	FeP <sub>teó</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	FeP (%)	Pérdida de carga inicial (ΔH, cmH <sub>2</sub> O)	Potencia hca (P <sub>r</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )	Potencia eléctrica (P <sub>e</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )
1	0.6	14.0	14.18	7.82	9.90	10.06	98.45	435.3	0.11	1.26
2	0.6	13.25	14.18	7.74	9.86	10.03	98.34	453.18	0.12	1.19
3	0.6	15.00	15.20	7.81	9.90	10.02	98.84	636.3	0.16	1.35
4	0.6	13.25	14.26	7.79	9.97	10.03	99.42	429.15	0.11	1.19
5	0.4	11.3	10.20	7.23	9.85	10.01	98.37	592.2	0.15	1.01
6	0.4	11.6	10.44	7.75	9.62	10.04	95.81	677.63	0.17	1.04

# de Exp	Tipo de Floculador	FLOCULADOR	Potencia hca (P <sub>f</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )	SEDIMENTADOR			FILTRO			Costo \$ m <sup>-3</sup>
		Gradiente de floculación (G, s <sup>-1</sup> )		RFe (mg L <sup>-1</sup> )	FeR% (%)	pH	RFe (mg L <sup>-1</sup> )	FeR% (%)	pH	
1	Mecánico	111, 69, 32	0.0039	0.98	90.10	7.88	0.07	99.32	7.93	1.48
2	Mecánico	85, 43, 15	0.0020	1.536	84.43	7.86	0.08	99.21	7.85	1.48
3	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.353	96.44	7.80	0.06	99.42	7.83	1.50
4	Hidráulico	85, 43, 15	0.0022	0.72	92.78	7.79	0.12	98.83	7.80	1.47
5	Mecánico	172, 76, 39	0.0079	0.755	92.34	7.34	0.05	99.51	7.35	1.49
6	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.29	96.96	7.96	0.04	99.61	7.98	1.46



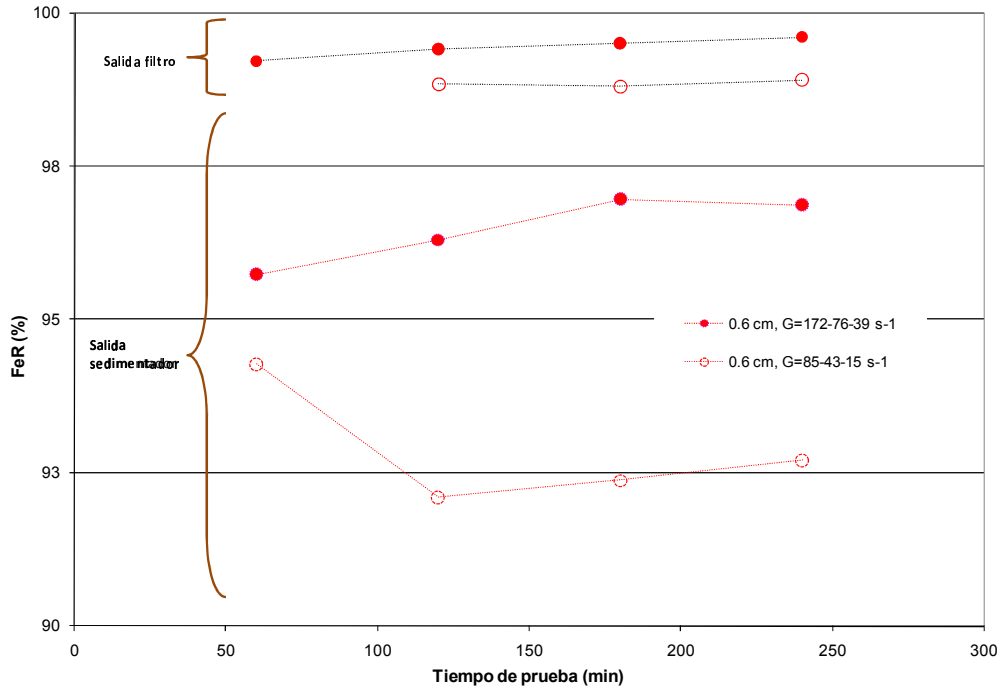


Figura 4.12. Eficiencia de remoción de Fe en función del gradiente de mezcla en floculador hidráulico.

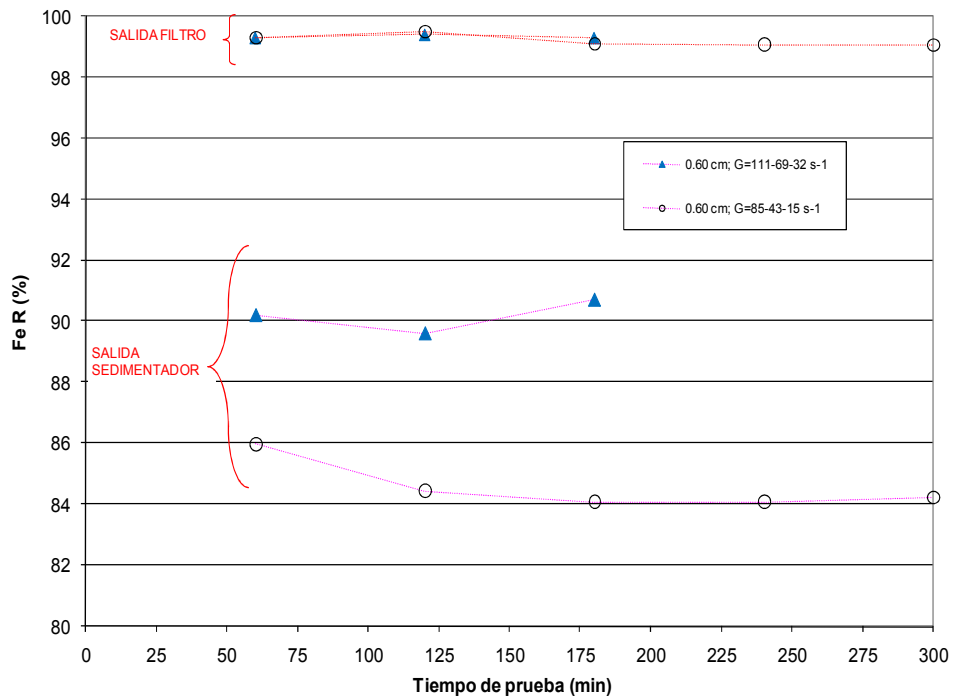
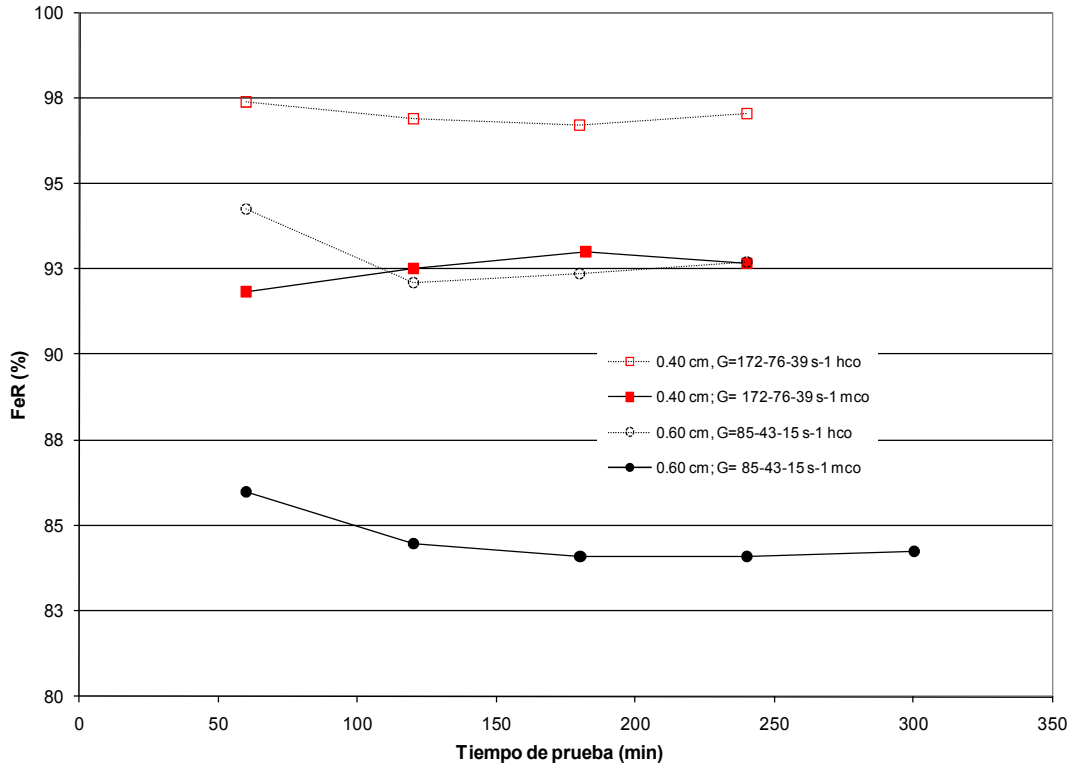


Figura 4.13. Eficiencia de remoción de Fe en función del gradiente de mezcla en floculador mecánico.



**Figura 4.14. Comparación en la remoción de Fe a la salida del sedimentador mediante gradientes de floculación hidráulicos y mecánicos.**

### 4.3 Efecto de la separación entre electrodos en la remoción de arsénico

Los resultados de la etapa anterior mostraron que los gradientes de floculación hidráulicos de  $172-76-39 \text{ s}^{-1}$  fueron los mejores en la remoción de hierro para las separaciones entre electrodos que se estudiaron, por lo que en la Tabla 4.5 se presentan los resultados obtenidos en la eficiencia de remoción de arsénico (AsR %) en función de la separación entre electrodos bajo las condiciones descritas de operación presentadas en la Tabla 3.9 y Tabla 3.10 en el capítulo de metodología.

Tabla 4.5. Resultados obtenidos en la remoción de arsénico (AsR%) con diferentes separaciones entre electrodos durante las pruebas EC de la tercera etapa de estudio.

REACTOR										
# de Exp	Separación entre electrodos (a, cm)	V <sub>aplicado</sub> (Volts)	V <sub>teó</sub> (Volts)	pH <sub>i</sub>	FeP (mg L <sup>-1</sup> )	FeP <sub>teó</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	FeP (%)	Pérdida de carga (ΔH, cmH <sub>2</sub> O)	Potencia hca (P <sub>r</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )	Potencia eléctrica (P <sub>e</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )
1	0.40	11.60	10.44	7.75	9.62	10.04	95.81	677.63	0.17	1.04
2	0.60	15.0	15.00	7.81	9.90	10.02	98.84	636.3	0.16	1.35
3	0.80	18.66	19.10	7.75	9.60	10.01	95.86	570.6	0.15	1.68

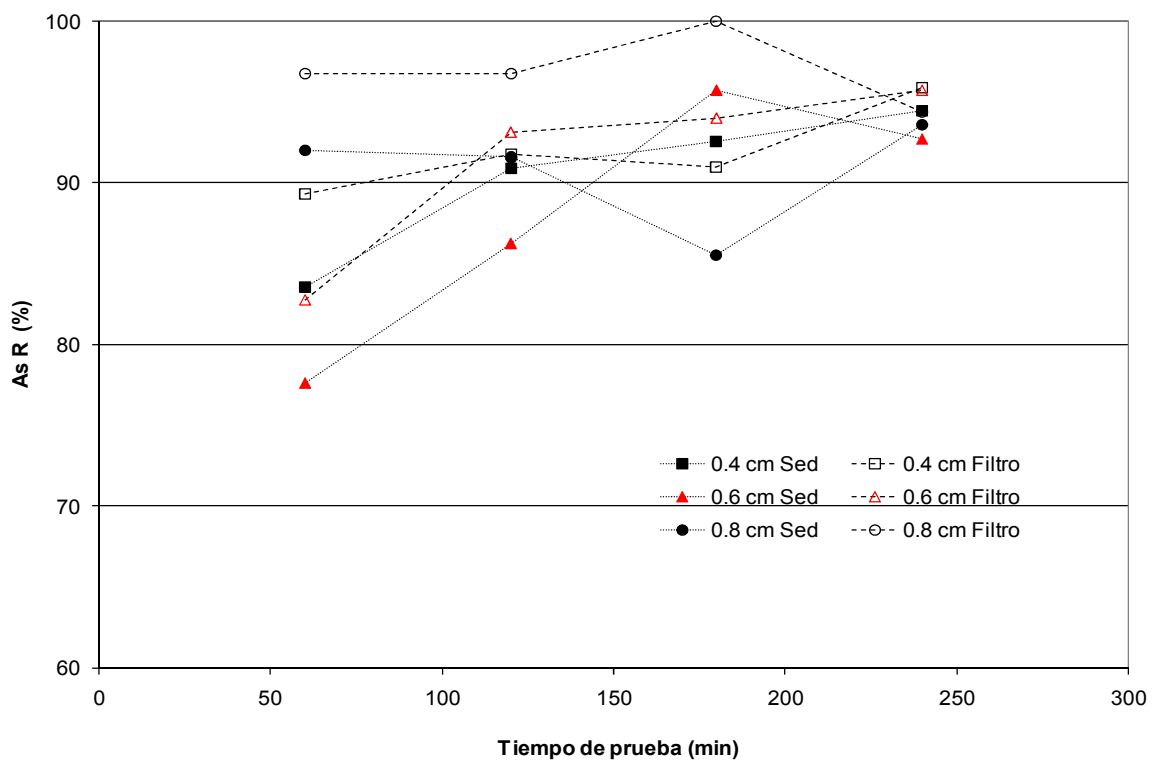
FLOCULADOR				SEDIMENTADOR				
# de Exp	Tipo de Floculador	Gradiente de floculación (G, s <sup>-1</sup> )	Potencia hca (P <sub>r</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )	RFe (mg L <sup>-1</sup> )	FeR% (%)	RAs (μg L <sup>-1</sup> )	AsR%* (%)	pH
1	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.29	96.96	11.68	90.38	7.96
2	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.35	96.44	13.88	88.05	7.80
3	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.29	97.00	10.50	91.56	7.76

FILTRO						COSTOS				
# de Exp	RFe (mg L <sup>-1</sup> )	FeR% (% <sup>-1</sup> )	RAs (μg L <sup>-1</sup> )	AsR% (%)	pH	Costo energía (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo cloro (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo sal (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo de electrodos (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo total \$ m <sup>-3</sup>
1	0.04	99.61	9.75	91.97	7.98	0.13	0.05	0.4418	0.09	1.463
2	0.06	99.42	10.00	91.39	7.83	0.16	0.05	0.4418	0.10	1.503
3	0.05	99.44	4.00	96.78	7.80	0.20	0.05	0.4418	0.09	1.538

\* Las eficiencias de remoción (AsR %) fueron calculadas en base a la concentración inicial de arsénico en agua cruda.

Los resultados (Figura 4.15) sugieren que existe una relación directa entre el tiempo de prueba y la eficiencia en la remoción de arsénico, puesto que conforme el tiempo transcurrió AsR % fue incrementándose gradualmente para las tres separaciones entre electrodos estudiadas, obteniéndose remociones promedio similares con todas las separaciones.

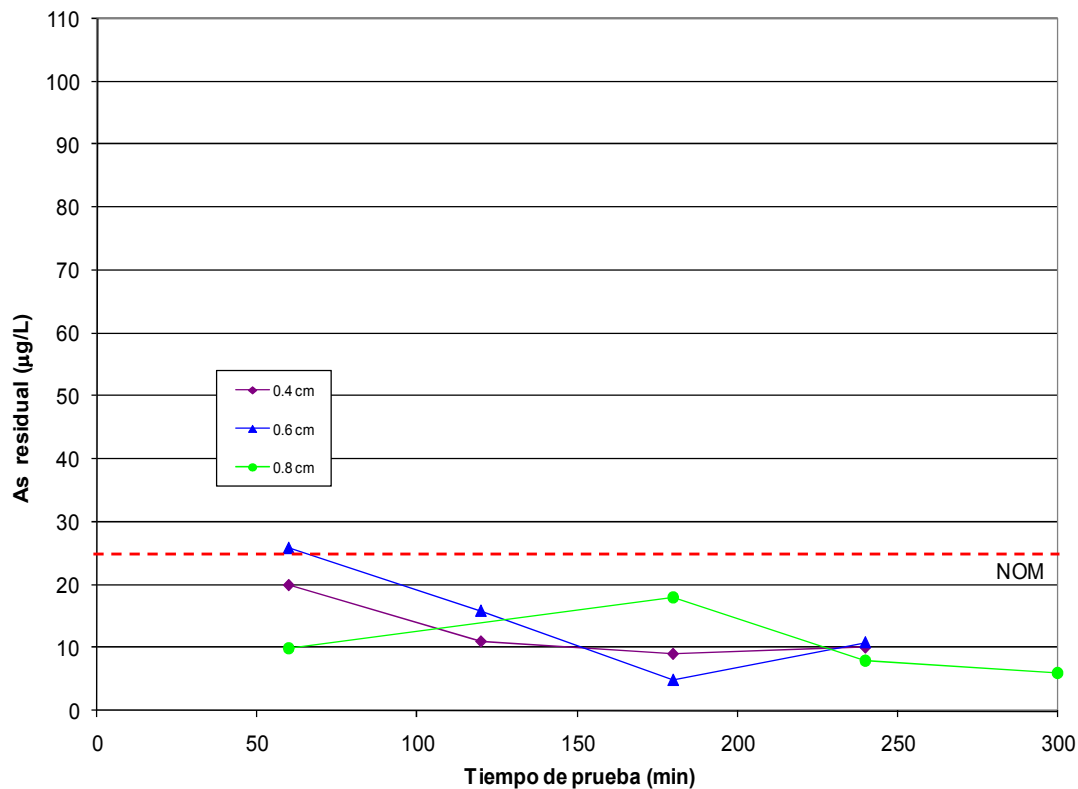
Este efecto podría deberse al efecto absorbente del manto de lodos cuyo volumen aumenta conforme el tiempo de prueba.



**Figura 4.15. Eficiencia en la remoción de arsénico utilizando floculador hidráulico  $G=172-76-39 \text{ s}^{-1}$  durante las pruebas EC de la tercera etapa.**

En la Figura 4.16 y Figura 4.17 se presenta la concentración de arsénico residual a la salida del sedimentador y del filtro, respectivamente; se observa que para todos los casos se cumple con el límite máximo permisible de la norma.

Un hecho que se pudo observar (Figura 4.12) es que el filtro retiene la mayor parte del hierro residual que no se elimina en el sedimentador, ayudando a mejorar la calidad del efluente, pero esta unidad no retiene nada del arsénico disuelto que no logra ser adsorbido por los flóculos de hierro (Figura 4.18), y aunque la remoción Fe-As no es estequiométrica, ya que cada tipo de flóculo tiene su propia y definida capacidad de adsorción, la relación 96-92 es superior a los resultados reportados con sales de hierro como coagulantes.



**Figura 4.16. Arsénico residual a la salida del sedimentador a diferente separación entre electrodos, con As inicial de  $100 \mu\text{g L}^{-1}$  y utilizando floculador hidráulico con  $G= 172-76-39 \text{ s}^{-1}$ .**

1.

Aunque todos los reactores presentaron en promedio el mismo rendimiento, es importante visualizar que dentro de estas condiciones de operación existe aquella que proporciona la mayor eficiencia tanto hidráulica como eléctrica, puesto que una mayor

separación entre electrodos reduce la pérdida de carga hidráulica pero incrementa el voltaje total de operación y su correspondiente efecto inverso a menor separación.

En este sentido, también en la Figura 4.18 puede observarse que con el reactor de 0.4 cm de separación entre electrodos se obtienen las mayores remociones de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %) y además el costo por metro cúbico de agua tratada fue también el menor. Por esta razón todas las pruebas de la siguiente etapa se realizaron únicamente con este reactor.

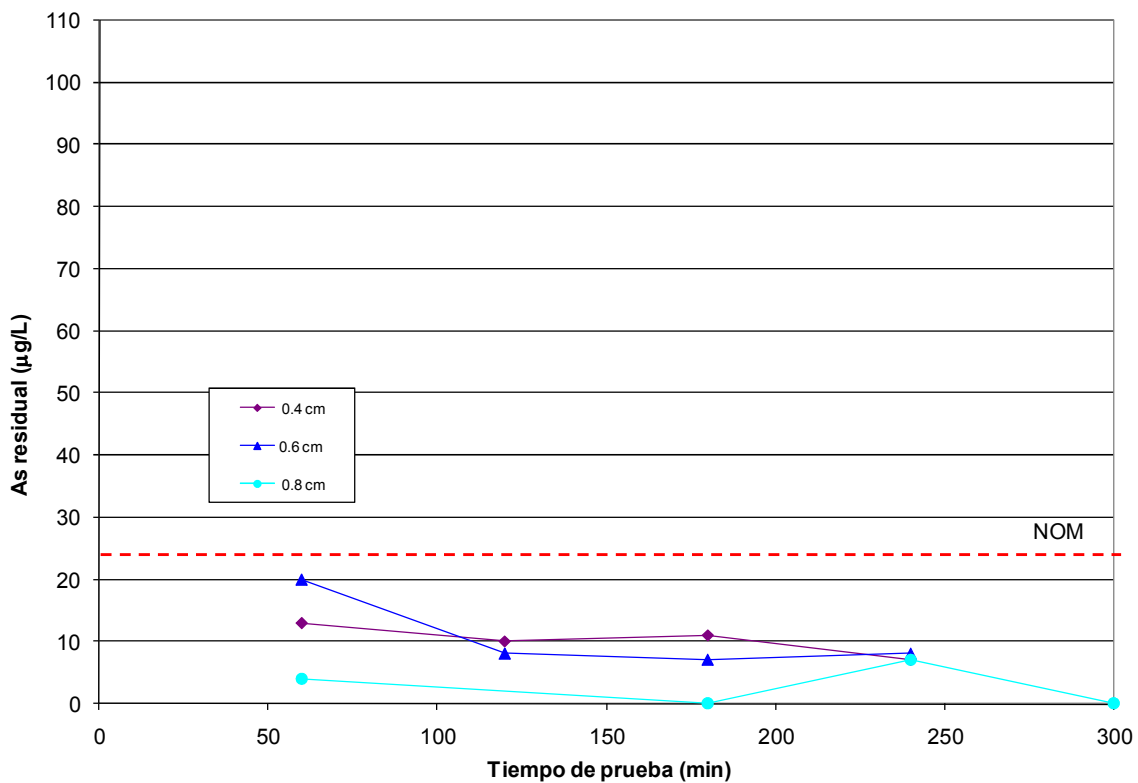


Figura 4.17. Arsénico residual a la salida del filtro a diferente separación entre electrodos, con As inicial de  $100 \text{ ug L}^{-1}$  y utilizando floculador hidráulico.

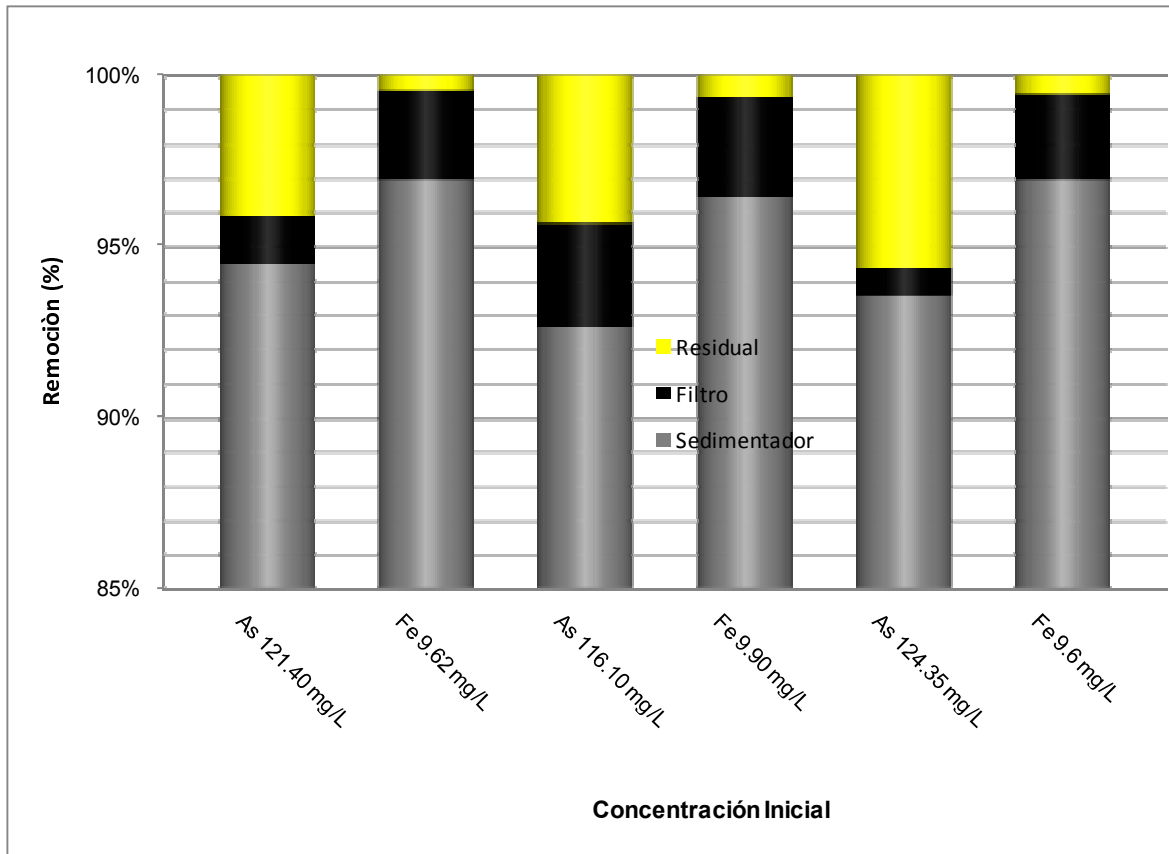


Figura 4.18. Comparación de las eficiencias de remoción de arsénico y hierro a diferentes separaciones entre electrodos.

#### 4.4 Efecto de la dosis de hierro en la remoción de diferentes concentraciones de arsénico

Los resultados obtenidos durante el desarrollo de estas pruebas se presentan en la Tabla 4.6.

En la Figura 4.19 se presenta las concentraciones residuales de arsénico en el efluente del sedimentador donde puede observarse que hasta concentraciones de  $350 \mu\text{g L}^{-1}$ , con la misma dosis de hierro se cumple con los límites máximos permisibles de la norma.

En la misma figura puede observarse que análogamente a lo que sucede con la remoción del hierro, la presencia de cloro es un factor predominante en la remoción de arsénico.

Adicionalmente, al analizar la calidad del efluente en el sedimentador se observó la disminución del arsénico residual con el paso del tiempo, lo que podría deberse a la formación del lecho de lodo en la unidad, lo cual aumenta la eficiencia de remoción del arsénico al pasar el agua a través de él.

Algo muy interesante que se observó al analizar la calidad del efluente en el filtro, tal como se muestra en la Figura 4.20, fue el hecho de que para todos los casos, las concentraciones residuales de arsénico fueron inferiores a lo especificado por la norma, aunque el interés principal fue remover la mayor cantidad posible de arsénico en el sedimentador.

Esto sugiere que el arsénico ya se encontraba ligado a los flóculos, pero que estos no tenían el tamaño adecuado para ser removidos en el sedimentador, por lo tanto, se requiere mejorar la formación de los flóculos, ya sea modificando las condiciones de mezcla lenta o añadiendo un polímero de ayuda durante la floculación.



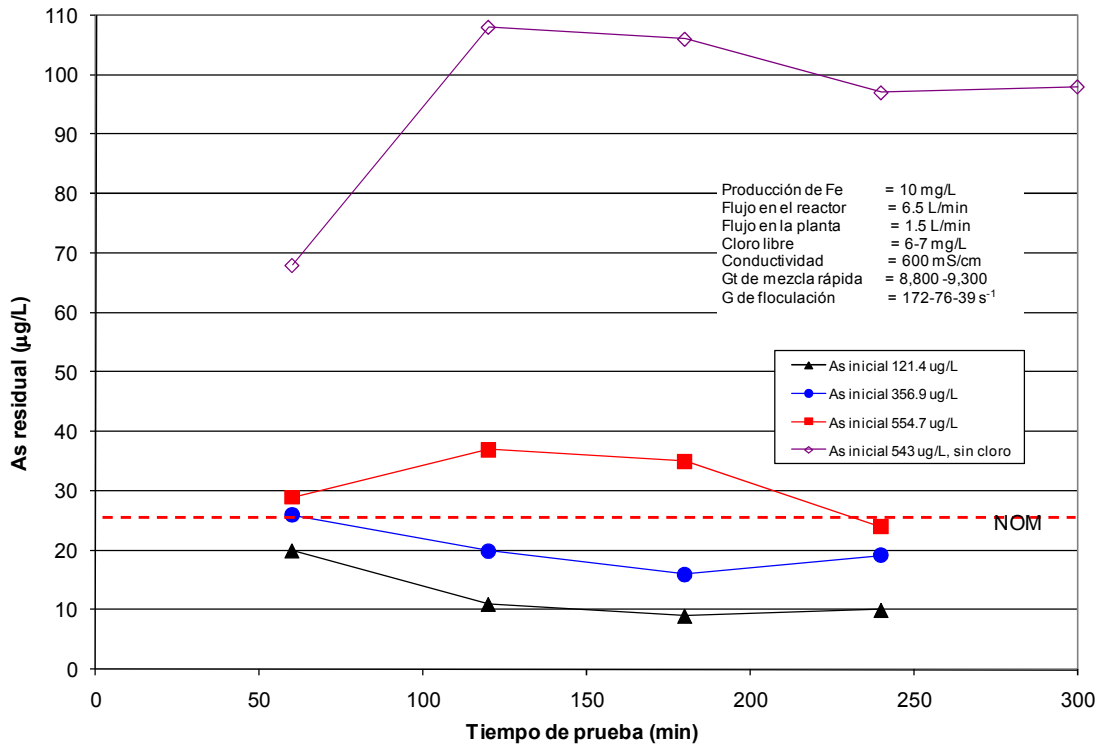
Tabla 4.6. Resultados obtenidos en la cinética de remoción de arsénico (AsR %) con diferentes concentraciones.

REACTOR											
# de Exp	Separación entre electrodos (a, cm)	V <sub>aplicado</sub> (Volts)	V <sub>teó</sub> (Volts)	pH <sub>i</sub>	FeP (mg L <sup>-1</sup> )	FeP <sub>teó</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	FeP (%)	Pérdida de carga (ΔH, cmH <sub>2</sub> O)	Potencia hca (P <sub>r</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )	Potencia eléctrica (P <sub>e</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )	As inicial (μg L <sup>-1</sup> )
1	0.40	11.60	10.44	7.75	9.62	10.04	95.81	677.628	0.17	1.04	121.4
2	0.40	10.76	10.50	7.8	9.69	10.12	95.79	709.17	0.18	0.97	356.9
3	0.40	10.34	10.02	7.7	9.82	9.98	98.35	713.664	0.18	0.93	325.3
4	0.40	10.10	9.95	7.66	9.76	10.08	96.85	659.232	0.17	0.91	554.7
5 sin cloro	0.40	11.85	10.51	7.32	9.53	10.03	95.05	639.24	0.16	1.07	543.0

# de Exp	Tipo de Floculador	FLOCULADOR		SEDIMENTADOR				pH
		Gradiente de floculación (G, s <sup>-1</sup> )	Potencia hca (P <sub>r</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )	RFe (mg L <sup>-1</sup> )	FeR% (%)	RA <sub>s</sub> (μg L <sup>-1</sup> )	AsR%* (%)	
1	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.29	96.96	11.68	90.38	7.96
2	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.30	96.88	22.70	93.64	7.81
3	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.30	96.92	20.30	93.76	7.69
4	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.26	97.31	31.25	94.37	7.70
5 sin cloro	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073	0.96	89.91	95.40	82.43	7.31

\* Las eficiencias de remoción (AsR %) fueron calculadas en base a la concentración inicial de arsénico en agua cruda.

Tabla 4.6. (continuación)										
FILTRO						COSTOS				
# de Exp	RFe (mg L <sup>-1</sup> )	FeR% (%)	RA <sub>s</sub> (µg L <sup>-1</sup> )	AsR% (%)	pH	Costo energía (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo cloro (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo sal (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo de electrodos (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo total \$ m <sup>-3</sup>
1	0.04	99.61	9.75	91.97	7.98	0.218	0.188	0.442	0.539	1.388
2	0.04	99.61	14.00	96.08	7.82	0.208	0.188	0.442	0.543	1.381
3	0.05	99.54	8.50	97.39	7.77	0.199	0.188	0.442	0.551	1.379
4	0.05	99.51	14.25	97.43	7.79	0.194	0.188	0.442	0.547	1.371
5 sin cloro	0.12	98.72	70.25	87.06	7.33	0.220	0.00	0.329	0.535	1.197



**Figura 4.19. Arsénico a la salida del sedimentador con diferentes concentraciones iniciales y la misma dosis de Fe, utilizando floculador hidráulico.**

Para verificar lo anterior, durante la prueba experimental con arsénico inicial de 356.9 ug L<sup>-1</sup> se tomaron muestras del agua cruda a la salida del reactor (Reactor), floculador (floc), sedimentador (Sed) y del filtro, para determinar arsénico total y disuelto, esto último filtrando a través de membrana de 0.45 µm.

En la Figura 4.21 se puede observar que la mayor parte del arsénico ya se encuentra ligado a los flóculos desde que el agua sale del reactor, lo que confirma que es necesario mejorar las etapas de floculación y sedimentación.

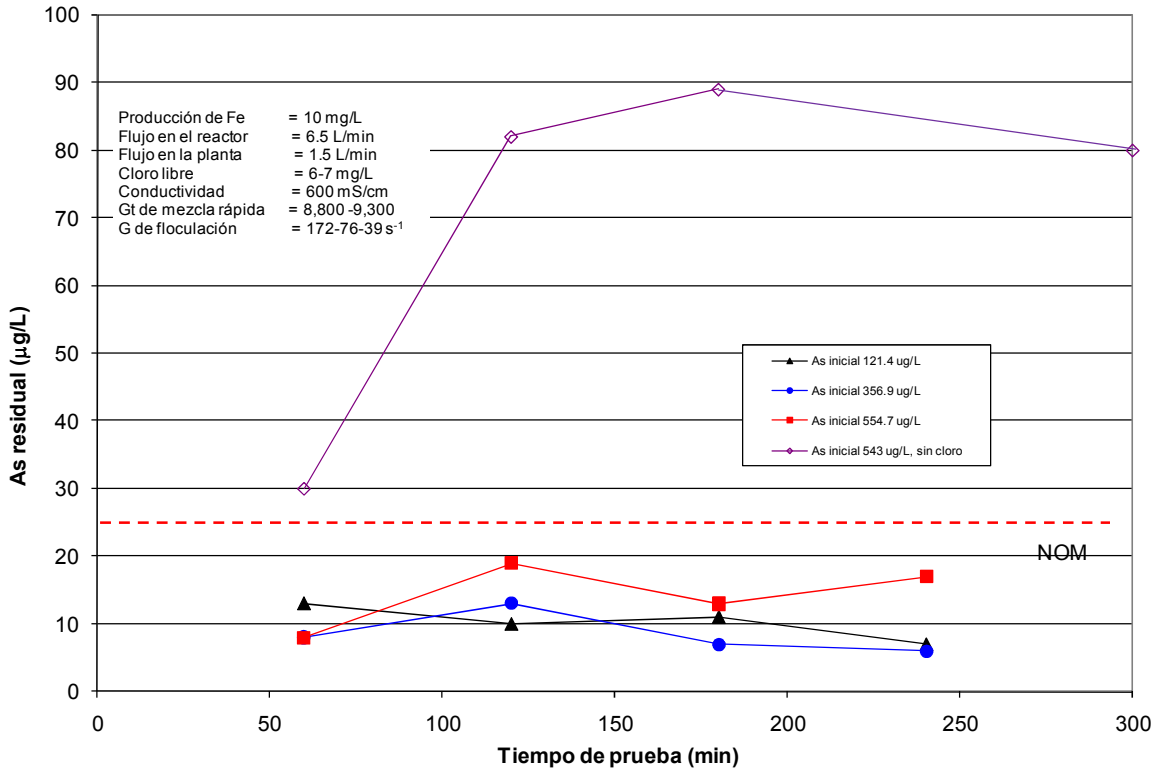


Figura 4.20. Arsénico a la salida del filtro a diferentes concentraciones iniciales con la misma dosis de Fe utilizando floculador hidráulico.

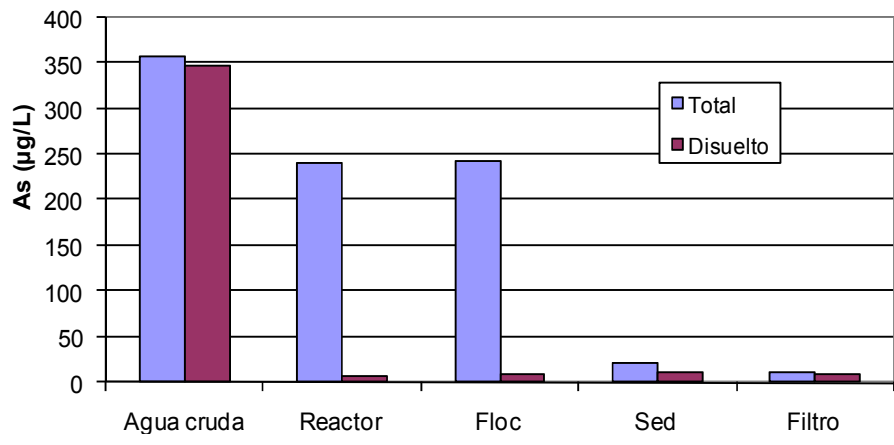


Figura 4.21. Arsénico total y disuelto por etapa del tren del proceso EC. As inicial=356.9 µg L<sup>-1</sup> y floculador hidráulico.

#### 4.5 Comparación de Electrocoagulación y Coagulación Química con cloruro férrico.

A continuación se presentan los resultados de las pruebas de Coagulación Química (CQ) con  $\text{FeCl}_3$  utilizando todo el tren de tratamiento de la planta piloto y empleando las mejores condiciones de operación del floculador hidráulico, presentada en la Tabla 4.7. Los valores representan el promedio de los datos obtenidos durante cada una de las pruebas.

##### 4.5.1 Dosificación y remoción de hierro (FeR %)

A diferencia de la Electrocoagulación, en la Coagulación Química la dosificación de hierro dependió de la condiciones de operación del sistema, principalmente el bombeo de la solución concentrada de  $\text{FeCl}_3$  en el punto de entrada del reactor, utilizado como unidad de mezcla rápida, en donde el flujo pistón generó deficiencias en el mezclado; lo que no permitió homogenizar la solución y mantener por esto la dosis de hierro de aproximadamente  $10 \text{ mg L}^{-1}$ .

Lo anterior provocó una mayor concentración promedio de hierro que la aplicada en Electrocoagulación y aunque en las pruebas EC se presentó el problema de pasivación que provocó una disminución en la producción de hierro conforme al tiempo, la dosis de hierro solo dependió de la corriente y del gasto aplicado.

En la Figura 4.22 se presenta la comparación entre pruebas CQ y EC en la adición de hierro bajo las mismas condiciones de operación y puede observarse que mediante Coagulación Química se dosificó en promedio mayor cantidad de hierro que con las pruebas EC.

Esto podría significar un mayor gasto de reactivo, así como un incremento en la concentración de sólidos disueltos reflejado, a su vez, como un incremento en la

conductividad, sin mencionar la variación en el pH de coagulación, como puede visualizarse en la Figura 4.23.

Tanto la separación entre electrodos de 0,4 como de 0.6 cm, que permitieron gradientes de mezcla rápida diferentes, no fueron suficientes para homogenizar la mezcla del  $\text{FeCl}_3$  con el agua cruda.

Otro factor que se debe considerarse es la aplicación del cloro en el proceso, ya que en la EC sirve para oxidar el  $\text{Fe}^{2+}$  producido electroquímicamente a  $\text{Fe}^{3+}$  y parece no ser afectada por la calidad del agua; mientras que con la CQ la dosificación del coagulante férrico pudo ser además afectada por la presencia de iones competidores.

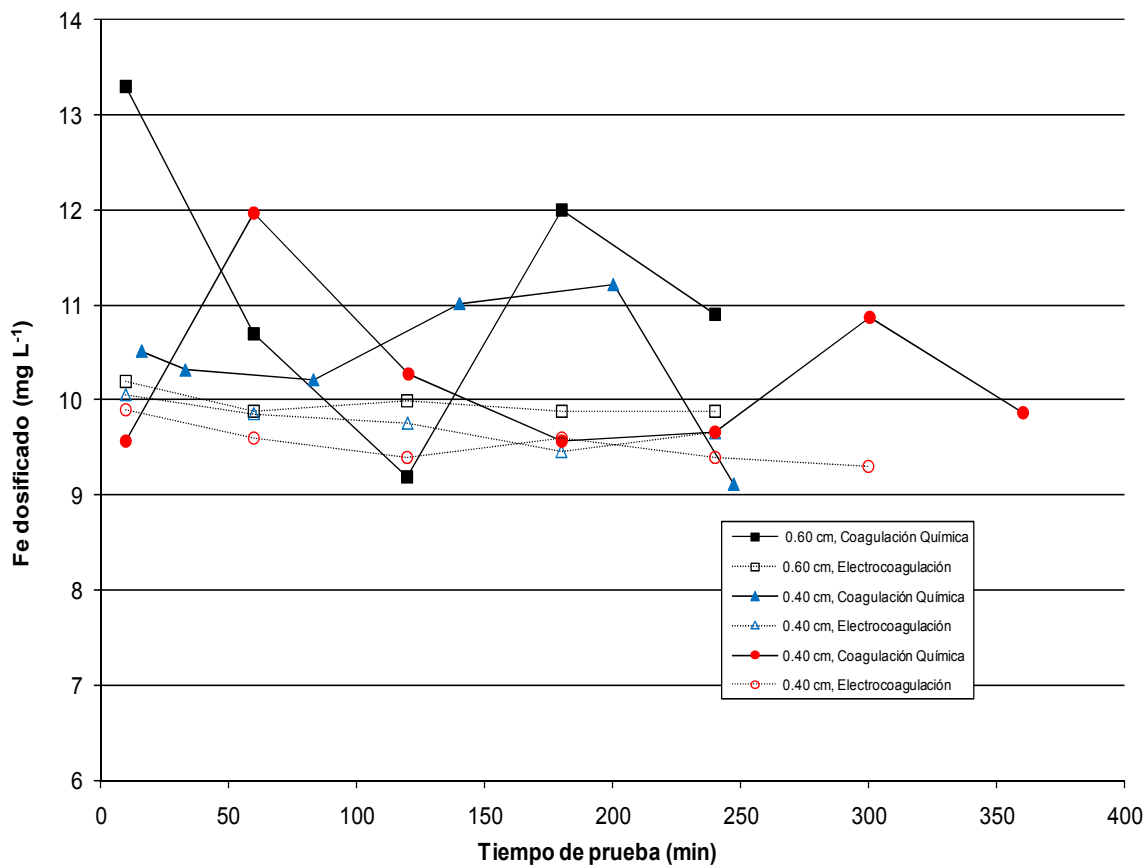


Figura 4.22. Comparación de CQ vs EC en la dosificación de hierro.

Respecto a la remoción de hierro de la Figura 4.24 puede observarse que las eficiencias fueron superiores aplicando CQ, aunque es importante señalar que en la mayoría de las pruebas la dosis promedio de hierro fue superior a las aplicadas mediante EC.

En el caso de dosis de  $9.33 \text{ mgL}^{-1}$  y  $9.76 \text{ mg L}^{-1}$  para CQ y EC, respectivamente, los porcentajes de FeR % fueron muy similares con valores de 97.43 % y 97.33 %, lo anterior indica que a dosis constantes, la Electrocoagulación es igualmente eficiente que la Coagulación Química. Además los resultados indican que la presencia de cloro libre influye muy poco en la FeR % mediante CQ al contrario de EC cuya presencia es fundamental.

Los resultados señalan, por lo tanto, que el cloro actúa directamente sobre las características del flóculo producido por EC y no sobre el aspecto electroquímico del reactor; puesto que determina la eficiencia de oxidación del ión ferroso ( $\text{Fe}^{2+}$ ) a férrico ( $\text{Fe}^{3+}$ ), que no parece ser afectada por la calidad del agua; contrario a lo que los resultados sugieren para el proceso de Coagulación Química.

Tabla 4.7. Resultados obtenidos en la remoción de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %) con Coagulación Química.

FLOCULADOR							
# de Exp	pH	FeP <sub>cq</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	Pérdida de carga (ΔH, cmH <sub>2</sub> O)	Potencia hca (P <sub>r</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )	Tipo de Floculador	Gradiente de floculación (G, s <sup>-1</sup> )	Potencia hca (P <sub>f</sub> , kW-h dia <sup>-1</sup> )
1	7.08	9.33	587.6	0.15	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073
2	6.93	10.40	601.9	0.15	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073
3	7.46	10.26	572.8	0.15	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073
4	6.77	10.99	518.3	0.13	Hidráulico	172, 76, 39	0.0073

SEDIMENTADOR						FILTRO				
# de Exp	RFe (mg L <sup>-1</sup> )	FeR % (%)	Ras (μg L <sup>-1</sup> )	AsR %* (%)	pH	RFe (mg L <sup>-1</sup> )	FeR % (%)	RAs (μg L <sup>-1</sup> )	AsR % (%)	pH
1	0.24	97.41	39.5	92.58	7.18	0.04	99.63	22.60	95.76	7.12
2	0.21	98.01	14.56	97.21	6.94	0.06	99.45	11.33	97.83	7.07
3	0.19	98.13	77.17	85.44	7.00	0.04	99.66	68.20	87.13	7.09
4	0.21	98.12	55.20	89.58	6.92	0.04	99.67	38.00	92.83	7.04

\* Los valores de AsR fueron cálculos en base al arsénico inicial presente en agua cruda

COSTOS						
# de Exp	Costo energía (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo cloro (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo sal (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo de FeCl <sub>3</sub> (\$ m <sup>-3</sup> )	Costo de NaOH (\$ m <sup>-3</sup> )	\$ m <sup>-3</sup>
1	0.028	0.078	0.353	0.314	0.133	0.905
2	0.029	0.078	0.353	0.350	0.133	0.941
3	0.027	0.0	0.353	0.345	0.133	0.858
4	0.025	0.0	0.353	0.369	0.133	0.879



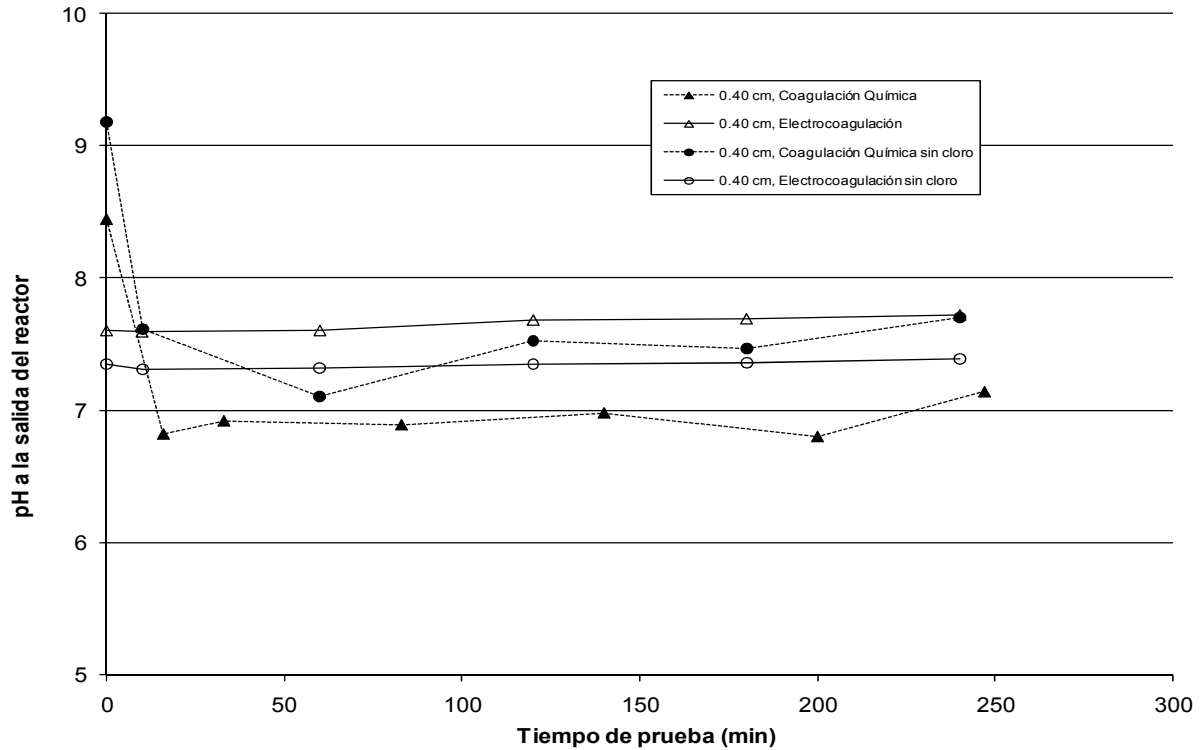
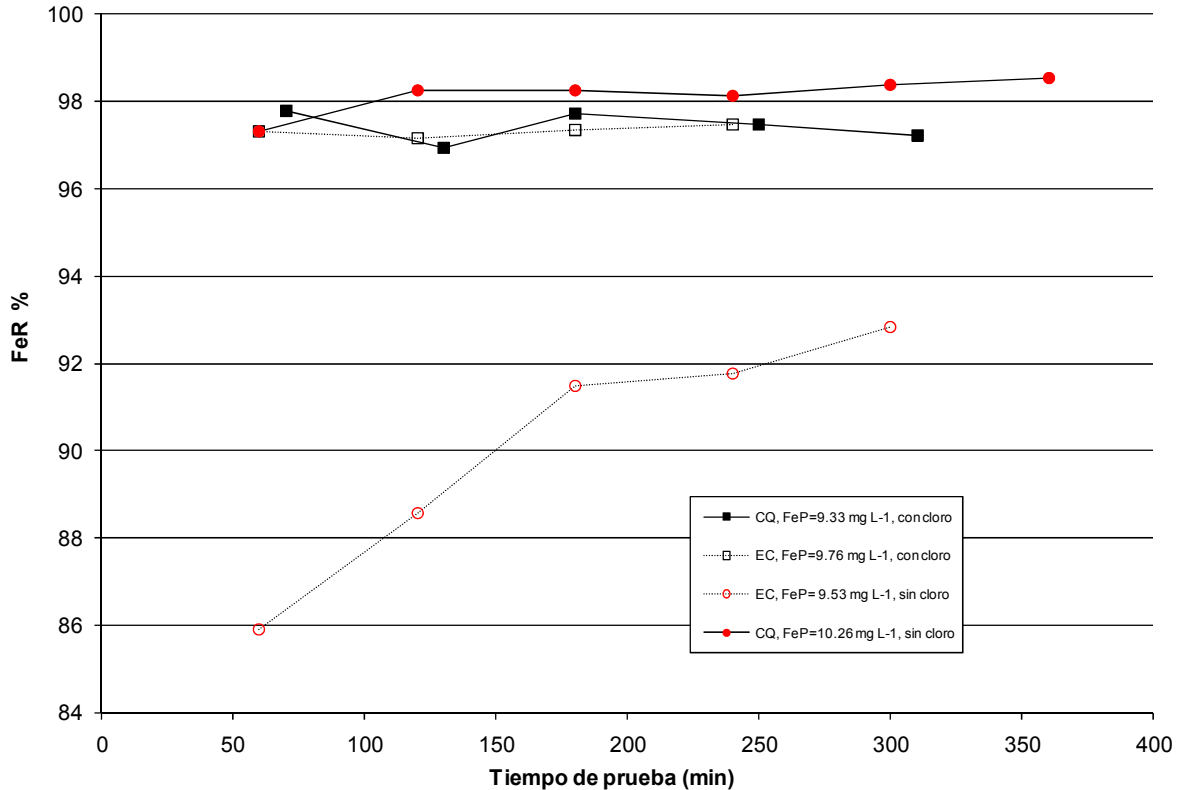


Figura 4.23. pH a la salida del reactor con Electrocoagulación y Coagulación Química.

De manera similar con las pruebas EC, en la mayoría de los casos la remoción de hierro parece incrementarse a través del tiempo, esto es debido a que el manto de lodos producido mediante CQ tiene un efecto positivo en la formación de los flóculos y por lo tanto en la remoción de hierro y por lo tanto del arsénico.

Aunque el filtro funciona como unidad de pulimento, en ambos procesos contribuyó en aumentar la eficiencia de remoción de hierro y arsénico.



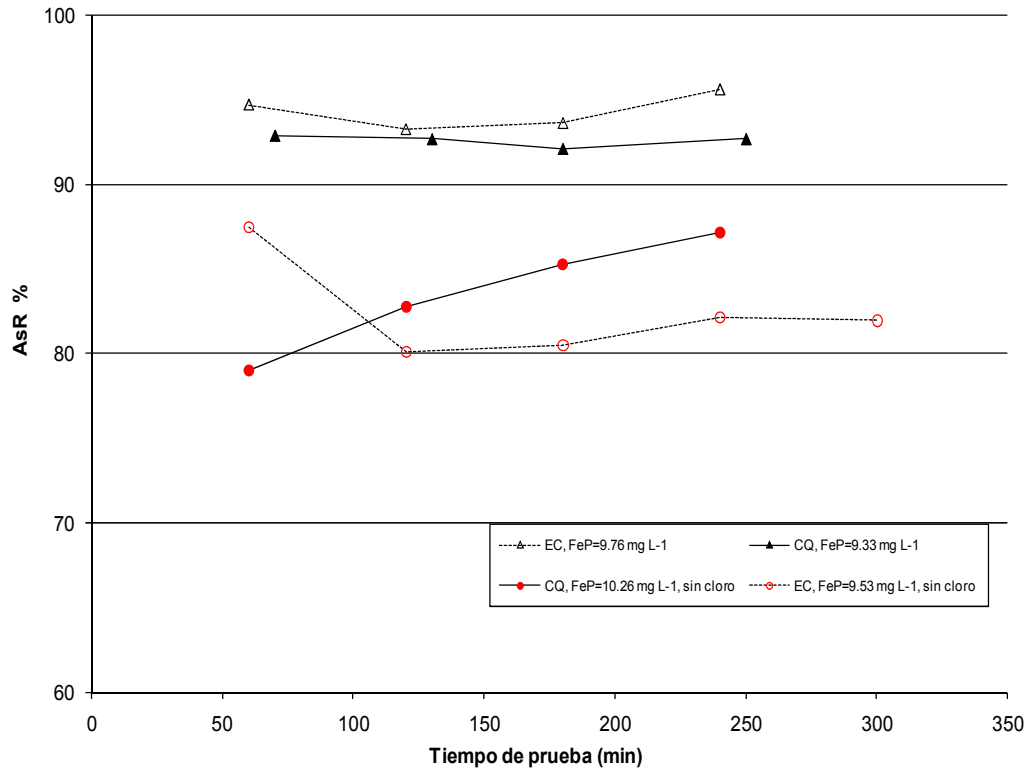
**Figura 4.24. Comparación en la remoción de hierro (FeR%) a la salida del sedimentador mediante CQ y EC con 0.4 cm de separación de electrodos, 500  $\mu\text{g L}^{-1}$  de arsénico, 600  $\mu\text{S cm}^{-1}$  y gradientes de floculación de 172, 76, 39  $\text{s}^{-1}$ .**

#### 4.5.2 Remoción de arsénico (AsR %)

En la Figura 4.25 se presentan las eficiencias de remoción de arsénico (AsR %) en el sedimentador, la tendencia en los resultados con las pruebas Ec es similar a lo observado con FeR %, tal como se podría esperar, puesto que durante este trabajo se asumió que si el hierro se removía eficientemente lo mismo pasaría con el arsénico.

Sin embargo, con una separación entre electrodos de 0.40 cm, con dosis promedios de FeP de 9.33  $\text{mg L}^{-1}$  y 9.76  $\text{mg L}^{-1}$  para CQ y EC, respectivamente, los porcentajes de AsR % fueron de 92.6 % y 94.5 %, y que considerando las variaciones observadas en la dosificación de cloruro férrico que no son diferencias significativas; los resultados

presentados en la la figura anterior indican que la presencia de cloro influye solo en forma particular en la remoción de arsénico (AsR %) tanto en CQ como en EC.



**Figura 4.25. Comparación en la remoción de arsénico (AsR %) a la salida del sedimentador mediante CQ y EC.**

Lo que parece indicar que las condiciones de floculación deben de mejorar para optimizar la producción la formación de un flóculo capaz de adsorber la mayor cantidad de arsénico, que no logra ser retenido en el filtro.

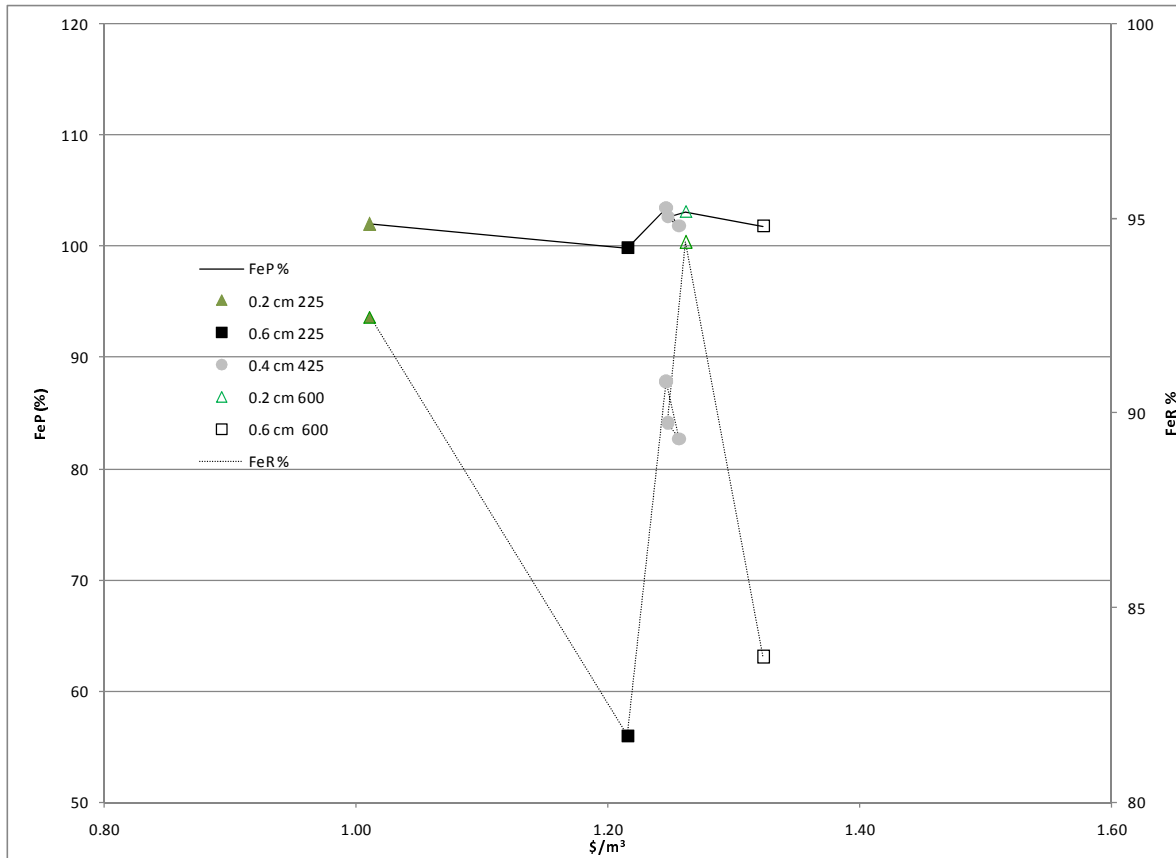
## 4.6 Costos por tipo de proceso en función de la remoción de hierro y arsénico

### 4.6.1 Costos de producción (FeP %) y remoción de hierro (FeR %) a diferentes aperturas de electrodos y conductividades.

Para el caso del diseño 2<sup>2</sup>, en la Figura 4.26 puede observarse que la conductividad, además de influir de manera importante en la producción de hierro, es un factor primordial en el costo del proceso, sin embargo, es importante señalar que en estos casos el aumento del costo al aumentar la conductividad se debe al hecho de tener que agregar sal comercial.

En sistemas reales, una conductividad naturalmente alta permitirá disminuir los costos debido a la disminución de la resistencia al paso de la corriente, y no se plantea la opción de agregar sal porque no sería ni técnica ni económicamente viable.

Los resultados muestran que una separación entre electrodos de 0.2 cm con 600 uS cm<sup>-1</sup> y 0.4 cm con 425 uS cm<sup>-1</sup> de conductividad, resultan más eficientes, en términos de FeP % (Eje principal); aunque esta última separación es la más barata, por que la cantidad de sal es menor, aún cuando el voltaje requerido para fijar la corriente es mayor.

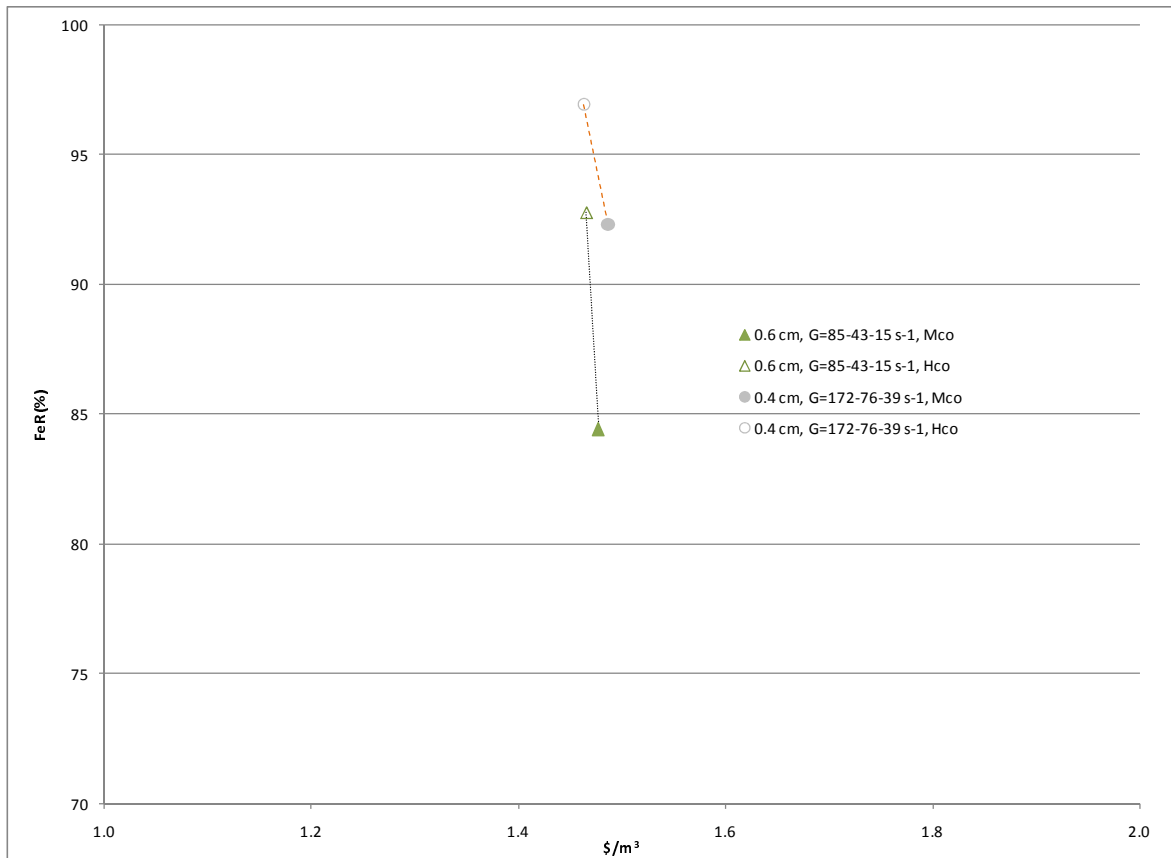


**Figura 4.26. Costos de producción y remoción de hierro a diferentes aperturas de electrodos y conductividades.**

En cuanto a la eficiencia de remoción de hierro (FeR%) (Eje secundario) y los costos asociados, se observa que resulta más eficiente trabajar con menores separaciones, pero con separaciones de 0.2 cm se observó que el reactor se pasiva por acumulación excesiva de depósitos entre los electrodos. Por tal motivo, las condiciones más aceptables, en términos de FeP %, FeR% y costos, serían con separaciones arriba de 0.2 cm.

#### 4.6.2 Costos de remoción de hierro (FeR %) en función del tipo y gradiente de floculación

En la segunda etapa de pruebas se observó que las eficiencias de remoción fueron mayores aplicando gradientes altos de floculación y principalmente mediante unidades hidráulicas.

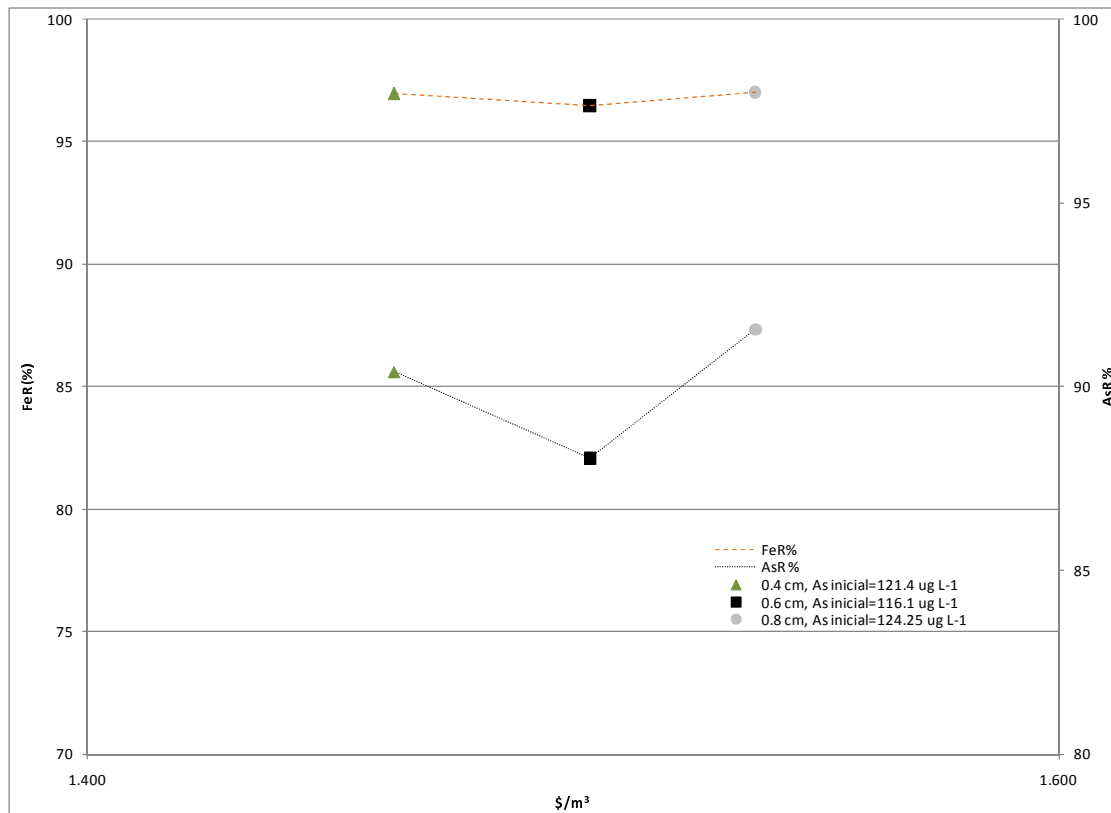


**Figura 4.27. Costos de remoción de hierro (FeR %) en la etapa de sedimentación en pruebas de EC en planta piloto en función del tipo y gradiente de floculación..**

Los resultados en términos de costos para ambos tipos de floculación se presentan en la Figura 4.27. Puede observarse que aunque los costos por m<sup>3</sup> de agua tratada en promedio son similares para ambos tipos de floculación, las mayores eficiencias de remoción de hierro (FeR %) se observan con gradientes hidráulicos altos y específicamente para la separación entre electrodos de 0.4 cm.

#### 4.6.3 Costos de remoción de arsénico en función de la separación entre electrodos

De la Figura 4.28 puede observarse que con gradientes hidráulicos de 172, 76, 39  $s^{-1}$ , la eficiencia promedio de remoción de hierro (FeR %) es muy similar para las 3 separaciones entre electrodos, pero en términos de remoción de arsénico (AsR %), la de 0.4 cm y 0.8 cm presentaron las mayores eficiencias, aunque la menor separación presentó el menor costo por  $m^3$  de agua tratada.



**Figura 4.28. Costos de remoción de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %) en la etapa de sedimentación en pruebas de EC en planta piloto en función de la separación entre electrodos.**

#### 4.6.4 Costos de remoción de arsénico (AsR %) en función de la dosis de hierro con diferentes concentraciones de arsénico

Tal como se describió anteriormente, en la penúltima etapa las condiciones de operación fueron similares en todas las pruebas y sin considerar aquella sin cloro, el costo por metro cúbico de agua tratada fue similar, tal como se observa en la Figura 4.29.

Las diferencias entre costos, se debieron a variaciones incontrolables en la pérdida de carga y el voltaje aplicado entre pruebas.

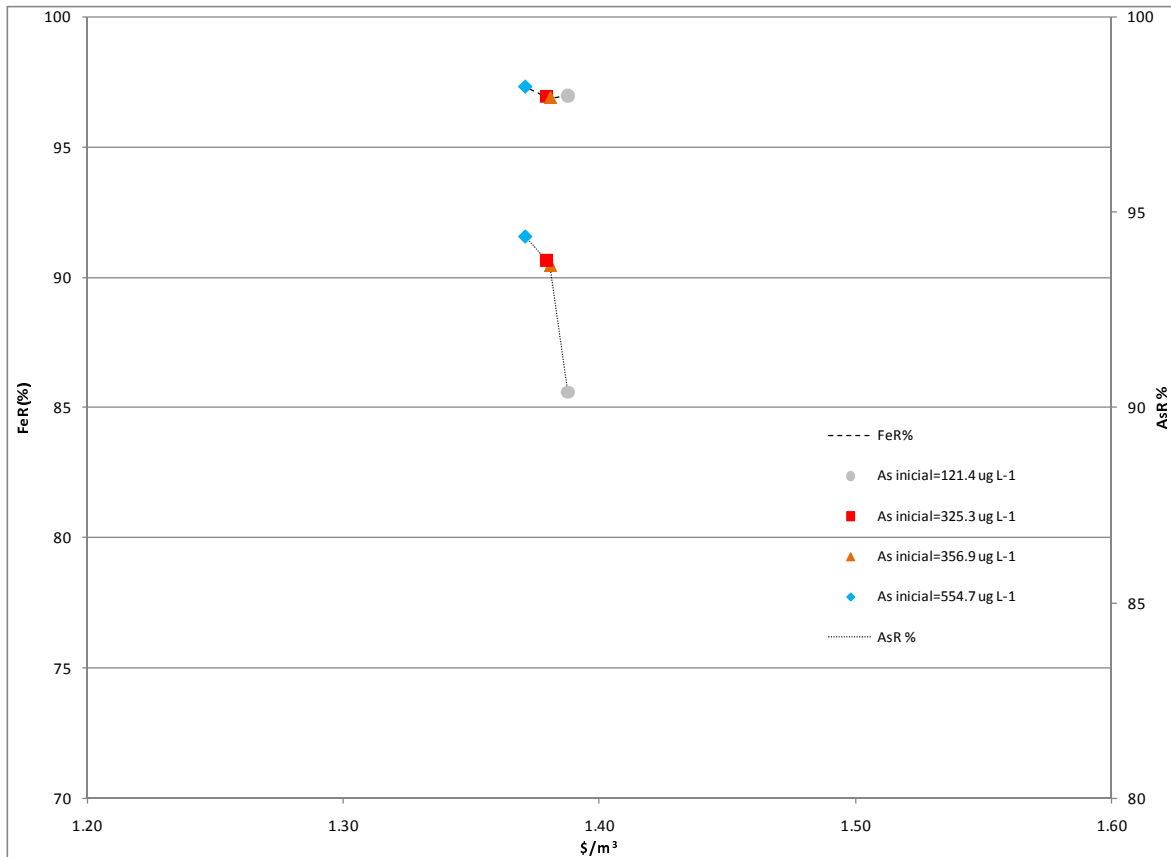


Figura 4.29. Costos de remoción de hierro (FeR %) y arsénico (AsR %) en la etapa de sedimentación en pruebas de EC en planta piloto, con diferentes concentraciones de arsénico y reactor de 0.4 cm.



Puede observarse que mediante la dosificación constante de  $10 \text{ mg L}^{-1}$  de hierro, su remoción (FeR %) tiende a ser ligeramente favorecida conforme la dosis inicial de arsénico se incrementa y el proceso resulta más barato; por consiguiente, un comportamiento similar se observa en la eficiencia de remoción del arsénico (AsR %).

#### 4.6.5 Comparación de costos de remoción de hierro y arsénico mediante Electrocoagulación y Coagulación Química con cloruro férrico

En la Figura 4.30 se presenta el costo de operación por tipo de proceso en función de la remoción de arsénico a la salida del sedimentador, los resultados indican que a dosis de hierro similares aplicados o generados en el medio y con las condiciones hidráulicas y fisicoquímicas de operación del sistema aplicadas en este trabajo, según sea el caso, la electrocoagulación es más eficiente para remover arsénico en agua para consumo humano, siempre que haya cloro libre en el medio, con un costo en promedio igual respecto a la coagulación química.

Es importante señalar que para las pruebas con coagulación química se consideró el costo de la sal agregada para el ajuste de la conductividad, y aunque el proceso no lo necesita fue considerada para evitar enmascarar su efecto durante la eficiencia de remoción de hierro y arsénico.

La presencia de sal también ayuda a disminuir el consumo de energía al aumentar la conductividad, además cuando hay cloruros en el agua y en presencia de corriente eléctrica, se pueden presentar reacciones de formación de especies desinfectantes, tales como ión hipoclorito ( $\text{OCl}^-$ ) y ácido hipocloroso ( $\text{HOCl}$ ).

Adicionalmente, puede observarse que mediante Electrocoagulación la eficiencia de remoción del hierro (FeR %) mejora cerca de un 10% mediante la presencia de cloro libre implicando un 15 % más en el costo por metro cúbico de agua tratada, que en promedio es similar al costo obtenido mediante Coagulación Química.

Respecto a la remoción de arsénico (AsR %) la presencia de cloro en el sistema EC permite obtener hasta un 4 % más de remoción que la Coagulación Química bajo las mismas condiciones de operación y costos similares.

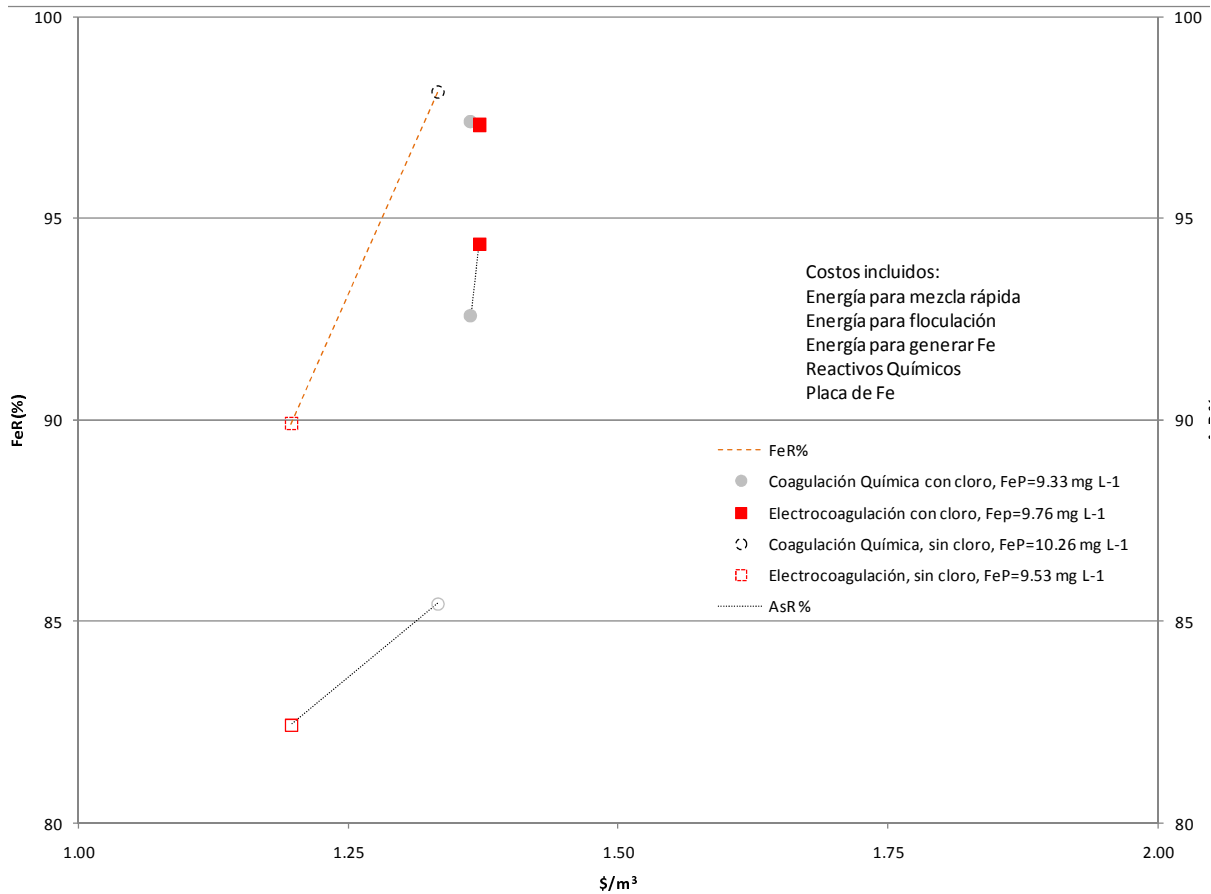


Figura 4.30. Comparación de costos de operación EC vs CQ en función de la remoción de As con 550 ug/L de As Inicial.

# CONCLUSIONES

## CONCLUSIONES

La Electrocoagulación (EC) es un proceso alternativo de tratamiento comparable a la coagulación convencional, con posibilidades de aplicación para la remoción de arsénico en agua para uso y consumo humano. Sin embargo, debe considerarse que el proceso es más complejo técnicamente, ya que los requerimientos de instalaciones y personal especializado son mayores.

Respecto a los objetivos planteados en este trabajo y bajo las condiciones experimentales aplicadas, los resultados sugieren lo siguiente:

Las mejores condiciones de operación que generaron las mayores eficiencias electroquímicas e hidráulicas del reactor EC, incluyen la separación entre electrodos de 0.4 cm, conductividades de aproximadamente 600  $\mu\text{S}/\text{cm}$ , densidades de corriente de 0.015  $\text{A}/\text{cm}^2$ , caudales superiores a 5.0 L/min y gradiente de mezcla (Gt) superiores a 9,000.

Para obtener eficiencias en la producción de coagulante (FeP %) cercanas al 100%, los resultados además sugieren mantener la pérdida de carga en el reactor EC con flujo pistón inferiores a los 7 metros de  $\text{H}_2\text{O}$ .

Es importante señalar, que durante el tiempo de prueba transcurrido (3 horas) se observó pasivación, pero ésta se observó como un incremento en la pérdida de carga ( $\Delta H$ ) y no

a la formación de una capa resistiva en la superficie de los electrodos, puesto que el voltaje disminuyó en lugar de aumentar aún cuando la corriente permaneció constante.

Como se estableció, los factores electroquímicos, hidráulicos y fisicoquímicos de un sistema EC están interrelacionados, una menor separación entre electrodos reduce el consumo de energía eléctrica necesario para la producción de coagulante, sin embargo genera una mayor pérdida de carga.

La conductividad del agua afecta directamente la eficiencia electroquímica y su incremento mediante la adición de sal eleva los costos de operación del proceso, además de incrementar la concentración de sólidos disueltos en el agua tratada.

El trabajo realizado por Martín et al; 2006 y 2008 reportó que densidades de corriente en el intervalo de 0.012-0.018 A/cm<sup>2</sup> son los recomendados para evitar la pasivación electroquímica de los electrodos, manifestada por la formación de una capa resistiva en la superficie de los electrodos, lo que provoca un consumo mayor de potencial para producir la misma dosis de coagulante a corriente constante.

Adicionalmente, dentro del intervalo de 7-8 en el pH del agua cruda pareció no influir en los resultados mediante Electrocoagulación; pero con las pruebas de Coagulación Química las variaciones por la dosificación del coagulante y por lo tanto del pH pudo quedar enmascarado respecto a su efecto en la eficiencia de remoción del hierro o de arsénico, en donde se utilizó al reactor EC como unidad de mezcla rápida.

En lo que respecta a la remoción de hierro (RFe) y arsénico (RAs) residual, los resultados sugieren aplicar gradientes de floculación, principalmente mediante unidades hidráulicas, en 3 etapas con 172, 76, 39 s<sup>-1</sup> y con tiempos de prueba superiores a las 3 horas. Bajo estas condiciones es posible alcanzar remociones de RFe y RAs en una relación de 98:92 hasta con dosis inicial de 500 ug/L de arsénico pentavalente (As<sup>5+</sup>) y dosis constante de 10 mg/L de Fe, medido como hierro total. Adicionalmente, un filtro rápido de antracita-arena es necesario para alcanzar en el efluente concentraciones de hierro y arsénico residual que cumplan con la NOM-127-SSA1-1994.

Un parámetro muy importante para alcanzar las eficiencias de remoción de hierro y arsénico es el cloro presente en el agua, el cual no influye significativamente en la eficiencia de producción de hierro (FeP %) pero si en su remoción por la oxidación, junto con el arsénico, en las etapas de floculación y sedimentación.

En el proceso EC, el cloro actúa como oxidante del Fe<sup>2+</sup> a Fe<sup>3+</sup> para su posterior hidratación y formación del flóculo encargado de remover el propio hierro y el arsénico disuelto, pero en las pruebas de CQ el coagulante químico ingresa como Fe<sup>3+</sup>, por lo que al parecer, el cloro favorece el proceso de formación del flóculo, inhibiendo a los iones (cationes-aniones) presentes en el agua cruda y que podrían competir por los sitios de absorción activos en la superficie del flóculo. Además, bajo condiciones específicas el paso de la corriente en agua puede convertir los iones cloruros (Cl<sup>-</sup>) en cloro (Cl<sub>2</sub>) lo que podría contribuir al proceso, generando una reducción de microorganismos patógenos en el agua tratada.

Como se estableció previamente, el gradiente de velocidad en el mezclado o el  $G\tau$  aplicados en este trabajo, fueron los mejores obtenidos en trabajos anteriores, pero la configuración de los reactores no permitió separar los efectos del gradiente y del tiempo de residencia, por lo que deben realizarse estudios posteriores con reactores de diferentes tamaños que operen con diferentes tiempos de residencia y el mismo gradiente.

Finalmente, en términos de costos y considerando únicamente los generados por el proceso per se, la Electrocoagulación es similar a la Coagulación Química, pero con la ventaja que a costos iguales (\$ 1.3 / m<sup>3</sup>) la producción de lodos es menor.

Sin embargo, para su implementación como un sistema continuo de remoción de arsénico en agua a mediana o gran escala, será necesario considerar los requerimientos técnicos adicionales, ya que la tecnología EC es más especializada en su funcionamiento.

# **ANEXOS**



## ANEXOS

### Paquete de Cómputo PHOENICS

Con la finalidad de determinar el óptimo diseño de los reactores de electrocoagulación, se llevaron a cabo una serie de corridas en el paquete de cómputo PHOENICS, el cual permite modelar el comportamiento de fluidos en casi cualquier tipo de estructura.

PHOENICS es una aplicación CFD (Computational Fluid Dynamics) multipropósito pensada para la resolución de problemas complejos en el ámbito de la dinámica de fluidos. Dentro de las características técnicas de PHOENICS destaca la incorporación de un sistema gráfico interactivo 3D para el diseño y la visualización de todo tipo de geometrías, control de las soluciones obtenidas y sus datos.

Por lo tanto se decidió aplicar el paquete para determinar la dirección y la velocidad del flujo dentro del reactor; lo que permitió identificar la presencia de zonas muertas en las paredes del reactor.

Los datos proporcionados al paquete fueron las dimensiones del reactor y de los electrodos, caudal, así como la dirección de la entrada y salida del flujo. En la Figura A31 se presenta los resultados de la primera corrida con 32 pares de electrodos de dimensiones de 4 x 2.3 x 0.46 cm y una separación de 0.2 cm, puede observarse que con esta configuración se presentó el problema de zonas muertas indicadas por las bajas velocidades del flujo tanto en las paredes de los electrodos y de las paredes de acrílico del reactor.

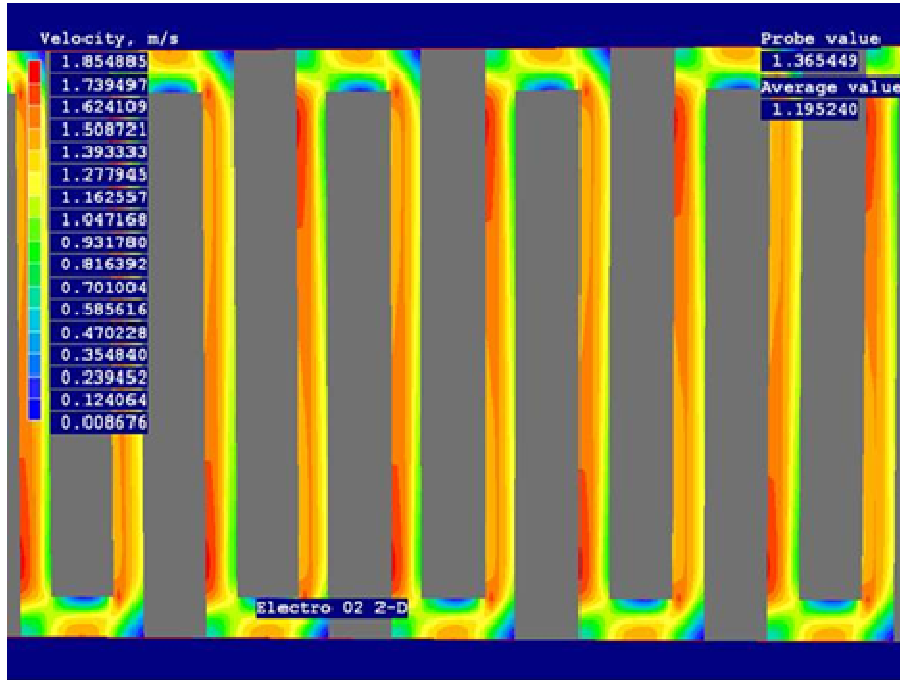


Figura A31. Primera configuración del reactor EC de 0.2 cm determinada mediante PHOENICS (Vista en Planta).

En la Figura A32 se presentan los resultados de una segunda configuración, con la que finalmente se llevaron a cabo las pruebas en este trabajo de investigación, con la misma separación y número de electrodos pero con dimensiones de 4 x 2 x 0.46 cm.

Puede observarse que con esta configuración se logró reducir significativamente las zonas muertas que se encontraban en las paredes del reactor, lo que beneficia el funcionamiento de los electrodos. El espaciamiento entre éstos es otro de los factores que ayudan a un mejor comportamiento hidráulico.

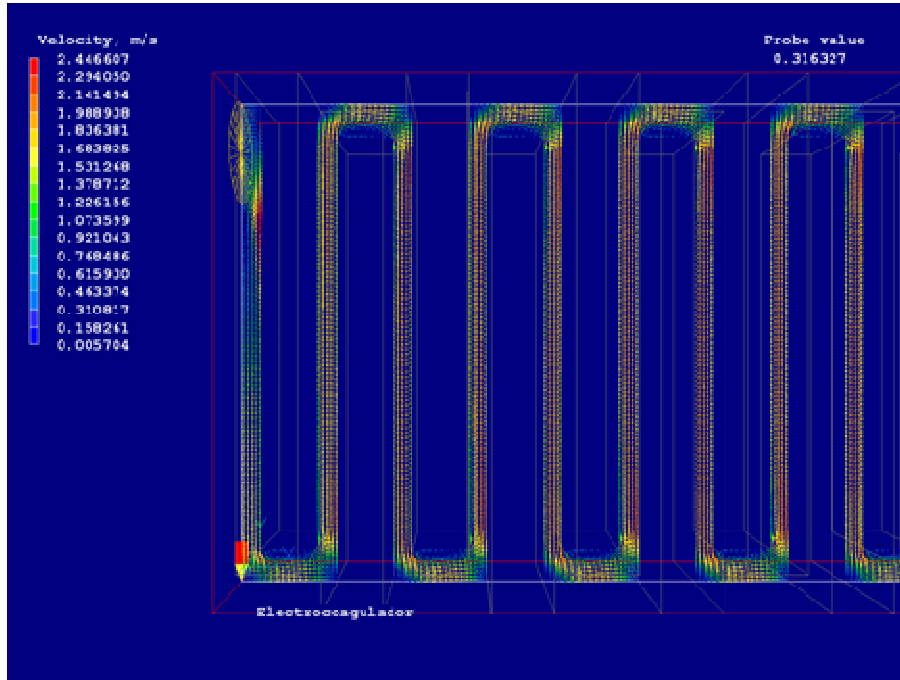


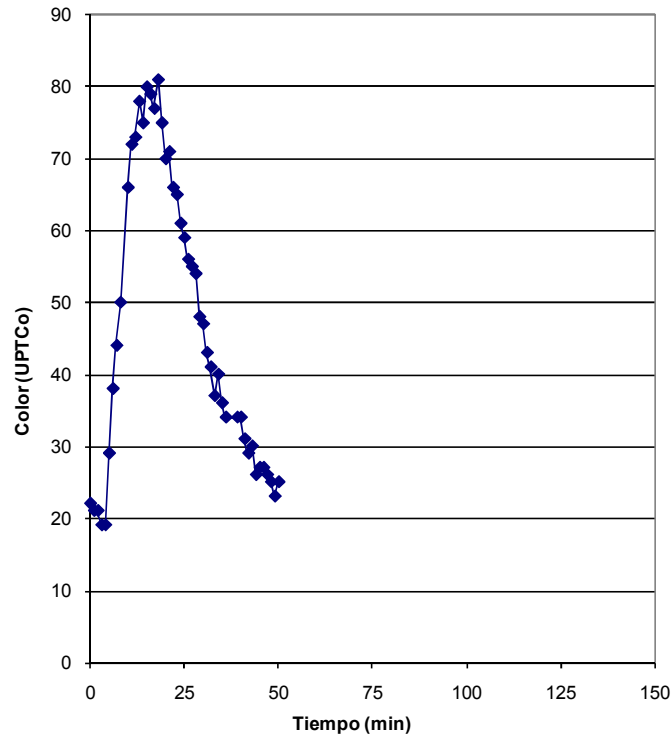
Figura A32. Segunda configuración del reactor EC de 0.2 cm determinada mediante PHOENICS (Vista Planta).

### Prueba de trazadores de los floculadores

Para determinar el comportamiento hidráulico de los floculadores, se realizaron pruebas de trazadores con 30 mL de solución de azul de metileno al 0.5 % en peso, inyectada al sistema mediante una jeringa y la prueba se cronometró todo el tiempo, monitoreando color real, con un espectrofotómetro marca HACH 2000, método 120.

Los resultados de la prueba de trazadores para el floculador mecánico (Figura A33) con un caudal de  $1.5 \text{ L min}^{-1}$  y con la configuración descrita en el capítulo 3.1.2, muestran la existencia de zonas muertas y cortocircuitos, aunque con esta configuración se lograron reducir al mínimo respecto a la que originalmente tenía, adicionalmente se determinó que el tiempo de residencia promedio en la unidad fue de 22.74 minutos.

Tiempo	Color
t, min	Upt/Co)
0	22
1	21
2	21
3	19
4	19
5	29
6	38
7	44
8	50
10	66
11	72
12	73
13	78
14	75
15	80
16	79
17	77
18	81
19	75
20	70
21	71
22	66
23	65
24	61
25	59
26	56
27	55
28	54
29	48
30	47
31	43
32	41
33	37
34	40
35	36
36	34
39	34
40	34
41	31
42	29
43	30
44	26
45	27
46	27
47	26
48	25
49	23
50	25



**Figura A33. Prueba de trazadores para el floculador mecánico con mamparas ( $h=0.5$  cm) y un caudal de  $1.5 \text{ L min}^{-1}$ .**

En la Tabla A1 se presentan los criterios de diseño del floculador hidráulico, donde únicamente los 4 primeros diámetros fueron considerados en el diseño en los dos tipos de configuraciones.

A continuación se presentan los resultados de la prueba de trazadores para la primera configuración del floculador hidráulico, con 5/8, 3/4 y 1 pulgada de diámetros de manguera.

**Tabla A1. Criterios de diseño de los floculadores hidráulicos\*.**

Diámetro	Diámetro	Longitud	Volumen	Área	Tiempo de residencia	Tiempo de residencia	Caudal	v	Gradiente
pulg	cm	m	L	cm <sup>2</sup>	( $\tau$ , seg)	( $\tau$ , min)	(Q, L min <sup>-1</sup> )	m s <sup>-1</sup>	(G, s <sup>-1</sup> )
1	2.54	23.6	11.94	5.07	477.52	7.96	1.50	0.05	14.00
3/4	1.91	37.3	10.62	2.85	424.80	7.08	1.50	0.09	39.00
5/8	1.59	54.9	10.87	1.98	434.98	7.25	1.50	0.13	76.00
1/2	1.27	71.0	8.99	1.27	359.76	6.00	1.50	0.20	172.00
1/3	0.89	170.0	10.55	0.62	422.09	7.03	1.50	0.40	473.00

\* El diámetro de 1/3 de pulgada en realidad no se utilizó, únicamente fue calculado mediante un modelo computacional en Excel para evidenciar que era poco práctico probar gradientes de floculación mayores.

Para calcular los gradientes en cada tramo de manguera de los floculadores hidráulicos, se determinó la pérdida de carga real mediante la conexión de la entrada y salida a un piezómetro, esta pérdida de carga real sirvió para calibrar un modelo computacional (teórica) que se va ajustando a partir de la modificación del coeficiente de rugosidad.

Los resultados para un caudal de 1.5 min<sup>-1</sup> y un coeficiente de rugosidad de 1.4 X10<sup>-1</sup>, se muestran en la Figura A34, el error entre la pérdida de carga real y teórica fue de un 16 %.

Tiempo min	Color (Upt/Co)
0	17
2	16
4	19
6	18
8	16
10	16
12	16
14	16
16	15
18	17
19	101
20	402
21	404
22	241
23	107
24	54
25	30
26	28
27	18
28	20
29	12
30	15

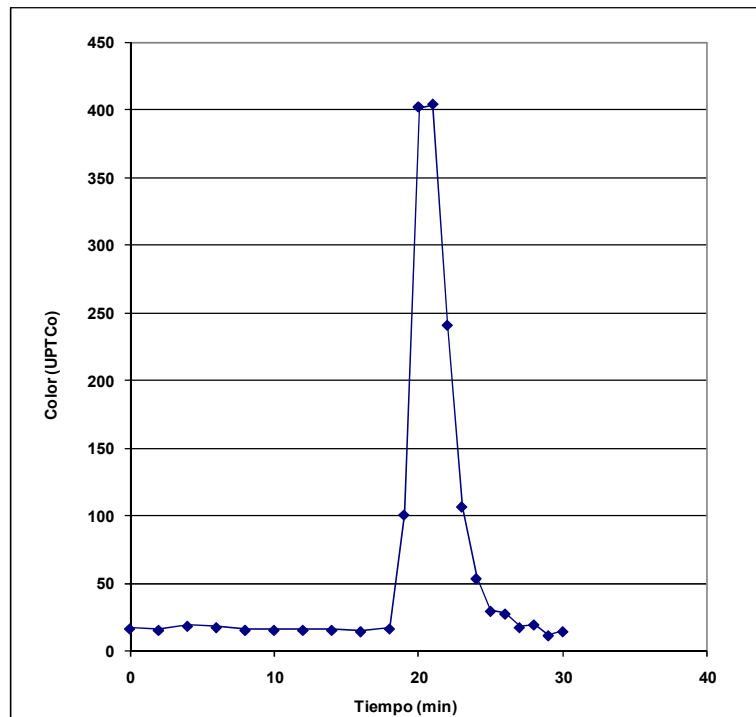


Figura A30. Prueba de trazadores para el floculador hidráulico (configuración 1) con un caudal de  $1.5 \text{ L min}^{-1}$ .

**BIBLIOGRAFÍA**

Ahmann, D.; Krumholz, L.R.; Hemond, H.F.; Lovley, D.R.; Morel, F.M.M. (1997). Microbial mobilization of arsenic from sediments of the Aberjona watershed, *Environmental, Science and Technology*, 31: 2923-2930.

Altundogan, H.S.; Altundogan, S.; Tümen, F.; Bildik, M. (2002). Arsenic adsorption from aqueous solutions by activated red mud. *Waste Management*, 22: 357-363.

Arboleda, J. (2000). Teoría y Práctica de la Purificación del Agua. Ed. McGraw Hill Tomos I y II, 3<sup>ra</sup> Edición.

Argaman, V.; Kaufman, W. J. (1970). Turbulence and flocculation. *ACSE Journal of the Sanitary Engineering Division, Proceedings*. Estados Unidos.

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

Bache, H. D.; Gregory, R. (2007). *Flocs in Water Treatment*. IWA Publishing.

Barkley, N. P.; Farrell, C. W.,; Gardner-Clayson, T. W. (1993). Alternating Current Electrocoagulation for Superfund Site Remediation. EPA Risk Reduction Engineering Laboratory and Electro-Pure Systems, Inc. Estados Unidos.

Baruth, E. E. (2005). *Water Treatment Plant Design*. 4ta. edición, American Water Works Association. Ed. Mc Graw Hill Handbooks.

Bodek, I.; Lyman, W.J.; Reechl, W.F.; Rosenblatt, D.H. (1998). *Environmental Inorganic Chemistry: Properties, Processes and Estimation Methods*. Ed. Pergamon Press, Estados Unidos.

Borho, M.; Wilderer, P. (1996). Optimized removal of arsenate (III) by adaptation of oxidation and precipitation processes to the filtration step. *Water Science Technology*, 34: 25-31.

Brewster, M. D.; Lashinger, M.N. (1992). Arsenic removal using electrochemically generated iron in conjunction with hydrogen peroxide addition. 46<sup>th</sup> Purdue Industrial Waste Conference Proceedings, páginas: 339-346.

Bril, H.; Floc'h, J-P (2002). Le devenir des métaux provenant des anciennes mines, l'exemple du Massif Central Français. *Géologues*, 131: 233-241.

Carmona M.; Khemis M.; Leclerc, Jean-P.; Lapique, F. (2006). A simple model to predict the removal of oil suspensions from water using the electrocoagulation technique. *Separation and Purification Technology*, 38: 11-41.

Chapman, Stephen J. (1998). Máquinas eléctricas. 2<sup>a</sup> Edición, Editorial Mc-Graw Hill. México.

Chen X., Chen G., Yue P. L. (2000). *Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation*. *Separation and Purification Technology* 19: 65-76.

Chen, G. (2004). Electrochemical technologies in wastewater treatment. *Separation and Purification Technology* 38: 11-41.

Chen, X.; Chen, G.; Yue, Po L. (2002). Investigation on the electrolysis voltage of electrocoagulation. *Chemical Engineering Science*. 57: 2449-2455. China.

Clifford, D.; Lin, C.-C. (1991). Arsenic (III) and arsenic (V) removal from drinking water in San Isidro, New Mexico. EPA/600/S2-91/011, U.S. EPA, Cincinnati.



Courtin-Nomade, A.; Bril, H.; Neel, C.; Lenain, J-F (2003). Arsenic in iron cements developed within tailings of a former metalliferous mine: Engualès, Aveyron, France. *Applied Geochemistry*, 18:395-408.

DeMarco, M.J.; SenGupta, A.K.; Greenleaf, J.E. (2003). Arsenic removal using a  
Dinesh, M.; Pittman, U. C. (2007). Arsenic removal from waters/wastewater using adsorbents – A critical review. *Journal of Hazardous Materials*, 142, 1-2: 1-53.

Environmental Protection Agency (1991). Technologies for Upgrading existing or designing new Drinking Water Treatment Facilities. U.S. EPA CERI. Cincinnati, OH, EE.UU.

Environmental Protection Agency (EPA) on 2007, Site: <http://www.epa.gov>

Faust, D. S.; Aly, M. O. (1998). Chemistry of Water Treatment. 2<sup>da</sup> edición, Ed. Lewis Publishers, Estados Unidos.

Ferguson J.F.; Gavis J. (1972). A review of the arsenic cycle in natural waters. *Waters Research*, 16: 1259-1274.

Giles, V. R.; Evett, B. J.; Cheng, Lui (2004). Mecánica de fluidos e hidráulica. 3<sup>ra</sup> Edición, Ed. Mc-Graw Hill, 3ra edición en español.

Grabin, G.; Soyer H.; Cayrou, M.; Drakides, C. (2002). Norme arsenic- un traitement alternatif pour les unités de production d'eau potable. *Techniques Sciences et Méthodes*, n°10: 49-53.

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

Gregor, J. (2001). Arsenic removal during conventional aluminium-based drinking-water treatment. *Water Research*, 35: 1659-1664.

Guigui C.; Rouch J.C.; Durad-Bourlier, L.; Bonnelye, V.; Aptel, P. (2002). Impact of coagulation conditions on the in-line coagulation/UF process for drinking water production. *Desalination*, 147: 95-100.

Gutiérrez, P.; Salazar, R. (2004). Análisis y diseño de experimentos. Ed. Mc-Graw-Hill. D. F. México.

Heyrend T., Adams J. y Hayes D. (1996). Arsenate reduction to arsenite by two *Pseudomonas* Species isolated from mine drainage waters; microbial arsenic removal using upflow GAC columns. Randol Gold Forum, Conference proceeding, edited by McPherson Nilles, Nora. Randol International: Golden Colorado.

Holt P. K.; Barton, G. W.; Mitchell, C. A. (2005). The future for electrocoagulation as a localised water treatment technology. *Chemosphere*, 59: 357-367.

Holt, P.K.; Barton, G.W.; Wark, M.; Mitchell, C. A. (2002). A quantitative comparison between chemical dosing and electrocoagulation. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 211, 2-3: 233–248.

Holt, Peter K.; Barton, G. W.; Mitchell, C. A. (2003). Electrocoagulation: unravelling and synthesising the mechanisms behind a water treatment process. PhD thesis, Faculty of Engineering, The University of Sydney.

Hug, S.J.; Canonica, L.; Wegelin M.; Gechter D.; Von Gunten, U. (2001). Solar oxidation; and removal of arsenic at circumneutral pH in iron containing waters. *Environmental. Science and Technology*, 35: 2114-2121.

Jiang, Jia-Qian; Graham, Nigel; André Cecile; Kelsall H. Geoff; Brandon, Nigel (2002). Laboratory study of electrocoagulation-flotation for water treatment. *Water Research*. 36: 4064-4078.

Jiang, Jia-Qian; Graham, Nigel; André, Cecile; Kelsall, H. Geoff; Brandon, Nigel (2002). Laboratory study of electrocoagulation-flotation for water treatment. *Water Research*. 36: 4064-4078.

Kim, M.J.; Nriagu, J.; Haack, S. (2003). Arsenic behavior in newly drilled Wells. *Chemosphere*, 52; 623-633.

Kosow, Irvin (1996). Máquinas eléctricas y Transformadores. 2ª Ed., Limusa Editores. México.

Laurence, K. Wang; Yung-Tse, Hung; Nazih, K. Shamas (2005). Physicochemical Treatment Process. Handbook of Environmental Engineering, Vol. 3. Ed. Humana Press Inc.

LeChevallier, W. Mark; Au, Kwok-Keung (2004). Water Treatment and Pathogen Control. Process Efficiency in Achieving Safe Drinking Water. World Health Organization (WHO).

Lenoble, V (2003). Elimination de l'Arsenic pour la production d'eau potable: oxidation chimique et adsorption sur des substrats solides innovants. Thesis, Universite de Limoges.

Lin, S. H.; Chang, C. C. (2000). Treatment of landfill leachate by combined electro-Fenton oxidation and sequencing batch reactor method. *Water Research*, 3:4243-4249.

Lombi, E.; Wenzel, W. W.; Adriano, D. C. (2000b). Arsenic –contaminated soils: II. Remedial action, capítulo 33 en *Remediation engineering of contaminated soils*, D.L. Wise, D.J. Trantolo, E.J.Cichon, H.I. Inyang and U. Stottmeister. Dekker editors, Nueva York, páginas: 739-758.

Lombi, E.; Wenzel, W. W.; Sletten, R. S. (2000). Arsenic adsorption by soils and iron-oxide-coated sand: kinetics and reversibility. *Journal of Plant Nutrition and Soil Science*, 162,, 4: 451-456.

Ma, L.Q.; Komart, K. M.; Tu, C.; Zhang, W.; Cai, Y.; Kennelley, E.D. (2001). A fern that hyperaccumulates arsenic. *Nature*, 409: 579.

Mackenzie, L. D.; Masten, J. S. (2004). Principles of Environmental Engineering and Science, 1<sup>ra</sup> Edición, Ed. The McGraw-Hill Companies.

Mameri, N.; Lounici, H.; Belhocine, D.; Grib, H.; Piron, D. L.; Yahiat, Y (2001). Defluoridation of Sahara water by small plant electrocoagulation using bipolar aluminium electrodes. *Separation and Purification Technology*, 24: 113-119. Algeria/Canada.

Mameri, N.; Lounici, H.; Belhocine, D.; Grib, H.; Piron, D. L.; Yahiat, Y (2001). Defluoridation of Sahara water by small plant electrocoagulation using bipolar aluminium electrodes. *Separation and Purification Technology*, 24:113-119. Algeria/Canada.

Mandal, B. K.; Suzuki, K. T. (2002). Arsenic round the world: a review. *Talanta*, 58:201-235.

Martín, D. A.; García, E. J. E.; Panamá, T. L. A.; Martín, D. I. R.; Alarcón, H. M. T. (2008). Operating Conditions to Avoid the Passivation of Iron Electrodes in Electrocoagulation. *World Water Congress and Exhibition 2008*. Vienna, Austria.

Martín, D. A.; Rivera, H. M. L.; Piña S. M.; Pérez, C. S. (2008). Incidencia del Gradiente de Velocidad en la Eficiencia de la Electrocoagulación para remover arsénico en un reactor a flujo pistón. *Interciencia*, año 33, volumen 33, número 007, páginas: 496-502. Asociación Interciencia, Caracas Venezuela.

Martín-Domínguez, A.; Rivera, H. M. L.; Piña S. M.; Pérez C. S. (2006). Reactor a flujo pistón para remover arsénico por electrocoagulación. Memorias del 6° Congreso de la IV Región de AIDIS.

Matschullat, J. (2000). Arsenic in the geosphere - A review. *Science Total Environmental*, 249: 297-312.

McArthur, J. M.; Ravenscroft, P.; Safiulla, S.; Thirlwall, M. F. (2001). Arsenic in groundwater: testing pollution mechanisms for sedimentary aquifers in Bangladesh. *Water Resources Research*, 37,1: 109-117.

McArthur, J.M. (1999). Arsenic poisoning in the Ganges delta. *Nature*, 401: 545-547.

McNeill, L. S. Edwards, M. (1997). Predicting As removal during metal hydroxide precipitation. *Journal American Water Works Association*, 89: 75-86.

Meng, X.; Bang, S., Korfiatis, G. P. (2000). Effects of silicate, sulfate and carbonate on arsenic removal by ferric chloride, *Water Research*, 34: 1255-1261.

Meng, X.; Korfiatis, G.P.; Bang, S.; Bang, K. W. (2002). Combined effects of anions on arsenic removal by iron hydroxides, *Toxicology Letters*, 133: 103-111.

Metcalf y Eddy (2003). Wastewater engineering: Treatment and reuse. 4a Edición. McGraw-Hill. USA.

Mhaisalkar, V. A.; Paramasivam, R.; Bhole, A. G. (1991). Optimizing physical parameters or rapid mix coagulation-flocculation of turbid waters. *Water Research* Num. 25, 1: 43-52.

Mohan, D.; Pittman, U. C. Jr. (2007). Arsenical removal from water / wastewater using adsorbents – A critical review. *Journal of Hazardous Materials*, 142, 1-2, Páginas: 1-53.

Molénat, N.; Holeman, M.; Pinel, R. (2000). L'arsenic, polluant de l'environnement : origines, distribution, biotransformation. *L'Actualité Chimique*, páginas: 12-23.

Mollah, M. Yousuf A.; Schennach, R.; Parga, J. R.; Cocke, D. L. (2001). Electrocoagulation (EC) – science and applications. *Journal of Hazardous Materials*, B84. 24-91. USA/Bangladesh/ Mexico.

Mollah, Y. A. M.; Morkovsky, P.; Gomes, A. G. D.; Kesmez, M.; Parga, J.; Cocke, L. D. (2004). Fundamentals, present and future perspective of electrocoagulation. *Journal of Hazardous Materials*, B114: 199-210.

Montgomery, D. C. (2001). *Design and Analysis of Experiments*, 5ª ed., John Wiley & Sons, New York.

Mooyoung, H; Lawler, D. F. (1992). The (relative) insignificance of G in flocculation. *Journal of American Water Works Association* October, páginas: 79-91.

Myers, R. H.; Montgomery, D. C. (2002). *Response Surface Methodology*, John Wiley & Sons, Nueva York.

Ogutveren, U. B.; Goenen, N. K. S. (1992). Removal of dye stuffs from waste water Electrocoagulation of Acilan Blau using soluble anode. *Journal Environmental Science Health*, Part A, A27, páginas: 1237-1247.

Organización Panamericana de la Salud (2002). *Operación y Mantenimiento de Plantas de Tratamiento de Agua. Manual de Capacitación para Operadores*. OPS/CEPIS. Lima, Perú.

Organización Panamericana de la Salud (OPS) – Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS) (2004). *Tratamiento de Agua para Consumo*

*Humano. Plantas de filtración rápida.* Manual I. Teoría. Tomo I, Capítulos Cuatro, Cinco y Seis. Quim, Ada B. M. & Ing. Lidia de Vargas. Lima, Perú.

Paul, A. B. (1996). *Electrolytic treatment of turbid water in package plant.* Reaching the unreached: challenges for the 21<sup>st</sup> Century. 22<sup>nd</sup> WEDC Conference.

Phutdhawong, Weerachai; Chowwanaponpohn, S.; Buddhasukh, Duang (2000). Electrocoagulation and Subsequent Recovery of Phenolic Compounds. *Analytical Sciences*, Vol. 16. The Japan Society for Analytical Chemistry.

Prentice G. (1990). *Electrochemical Engineering.* National Science Foundation.

Prentice G. A. (1991). *Electrochemical Engineering Principles.* Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J.

Pretorius, W. A.; Johannes, W. G.; Lempert, G. G. (1991). Electrolytic iron flocculant production with a bipolar electrode in series arrangement. *Water S.A.*, vol. 17, num. 2, páginas: 133-138.

Proust, N.; Guéry, J.; Picot, A. (2000). Toxicologie de l'arsenic et de ses composés: importance de la spéciation. *L'Actualité Chimique*, Vol. 122, páginas: 3-11.

Richter, C. A. (1977). *Fundamentos teóricos da floculação em meio granular.* Curitiba, SANEPAR.

Richter, C. A. (1982). *Sistemas de floculación acelerada.* Curitiba, SANEPAR.

Rios, G. B.; Almeraya, F.; Herrera, A. Ma. T. (2005). Electrode Passivation in the Electrocoagulation Process. *Portugaliae Electrochimica Acta* 23, páginas: 17-34. México.

Romero, V. R.; Zúnica, R. L. R. (2006). *Métodos estadísticos en ingeniería.* Editorial de la Universidad Politécnica de Valencia, páginas: 334.

Rossini, M.; García, G. J.; Galluzzo, M. (1999). Optimization of the Coagulation-Flocculation Treatment: Influence of Rapid Mix Parameters. *Water Research*, 33, 8: 1817-1826.

Sancha, A. M.; O’Ryan, R.; Perez, O. (2000). The removal of arsenic from drinking water and associated costs: the Chilean case. Interdisciplinary perspectives on drinking water risk assessment and management. Proceedings of the Santiago Symposium, September 1998., Publicaciones IAHS, vol. 260, páginas: 17-25.

Sato, Y.; Kang, M.; Kamei, T.; Magara, Y. (2002). Performance of nanofiltration for arsenic removal. *Water Research*, 36, 13: 3371-3377.

Shen, Feng; Chen, X.; Gao, P.; Chen, Guohua (2003). Electrochemical removal of fluoride ions from industrial wastewater. *Chemical Engineering Science*, 58,: 987-993. China.

Sincero, P. A.; Sincero, A. G. (2003). Physical-Chemical Treatment of water and wastewater. IWA Publishing CRC Press. Estados Unidos.

Skoog, A. D.; West, M. D.; Holler, J. F.; Crouch, R. S. (2001). Química Analítica. 7a. edición, McGraw-Hill. Nueva York, Estados Unidos.

Smedley, P. L.; Kinniburgh, D. G. (2002). A review of the source, behavior and distribution of arsenic in natural waters. *Applied Geochemistry*, 17: 517-569.

Smedley, P. L.; Nicolli, H. B.; Macdonald, D. M. J.; Barros, A. J.; Tulio, J. O. (2002). Hydrogeochemistry of Arsenic and other inorganic constituents in groundwaters from La Pampa, Argentina. *Applied. Geochemistry*, 17, 3: 259-284.



Subramanian, K. S.; Viraragavan, T.; Phommavong, T.; Tanjore, S. (1997). Manganese Greensand for removal of arsenic in drinking water. *Water Quality Research*. 32: 551-561. Canadá.

Taboada, de la Calzada A.; Villa-Lojo, M. C.; Beceiro-Gonzalez E.; Alonzo-Rodriguez, E. (1998). Determination of arsenic species in environmental samples: use of the alga *Chlorella Vulgaris* for As(III) retention. *Trends Analytical Chemistry*, 17, 3: 167-175.

Thirunavukkarasu, O. S.; Viraraghavan, T.; Subramaniam, K. S. (2001). Removal of arsenic in drinking waters by iron oxide-coated sand and ferrihydrite, batch studies. *Water Quality Research Journal of Canada*, 36: 55-70.

Twort, C. A.; Ratnayaka, D. D.; Brandt, J. M. (2000). *Water Supply*. 5ta edición, IWA Publishing. Páginas: 218-230.

Van Halem, D.; Bakker, S. A.; Amy, G. L.; van Dick, J. C. (2009). Arsenic in drinking water: a worldwide water quality concern for water supply companies. *Drinking Water Engineering and Science*, 2: 29-34.

Vargas, L. (2004). Tratamiento de agua para consume humano, plantas de filtración rápida. Manual I: Teoría, tomo I. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. Lima Perú.

Vrale, j. F.; Jordan, R. A. (1974). Rapid mixing in water treatment. Proceedings AWWA Seminar of Upgrading Existing Water Treatment Plants.

Walsh, F. C. (2001). Electrochemical technology for environmental treatment and clean energy conversion. *Pure Applied Chemistry*, 73, 12: 1819-1837.

Wang, S.; Mulligan, C. N. (2006). Occurrence of arsenic contamination in Canada: 3127 sources, behavior and distribution, *Science of the Total Environment*, 366, 2-3 : 701–721.

Wen-Yan, S. X. F.; Peng, D. J. Lee; Ay, Su (2006). Coagulation of Particles through Rapid Mixing. *Drying Technology: An International Journal*, 1532-2300, 24, 10: 1271 – 1276.

Wise, D.L.; Trantolo, D.J.; Cichon, E.J.; H.I; Inyang, H.I.; U. Stottmeister, U. (2000). Remediation engineering of contaminated soils, Vol. 33: 715-738. Nueva York.

World Health Organization (2003). Arsenic in drinking-water, Background document for development of WHO. Guidelines for Drinking Water Quality, Geneva.

Xiong, Ya; Strunk, P. J.; Xia, Hongyun; Zhu, X,; Karlsson, Hans T. (2001). Treatment of dye wastewater containing acid orange II using a cell with three-phase three-dimensional electrode. *Water Research*, 35,17: 4226-4230.

Zeta Meter, Inc. USA. <http://www.zeta-meter.com> o <http://www.zeta-meter.com/5min.pdf>.