



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

Facultad de ingeniería

“Influencia de parámetros hidráulicos y fisicoquímicos en la eficiencia de remoción de sílice mediante un sistema de electrocoagulación”.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA AMBIENTAL - AGUA
P R E S E N T A
Iván Emmanuel Villegas Mendoza

TUTOR:

Dra. Alejandra Martín Domínguez



Jiutepec, Morelos

2011



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dra. María Teresa Orta Ledesma

Secretario: Dr. Pedro Roquero Tejeda

Vocal: Dra. Alejandra Martín Domínguez

1er suplente: Dra. Rosa María Ramírez Zamora

2do suplente: Dr. Alfonso Durán Moreno

Lugar donde se realizó la Tesis:

Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)

Paseo Cuauhnáhuac 8532

Colonia Progreso

C.P. 62550

Jiutepec, Morelos

México.

TUTOR DE TESIS

Dra. Alejandra Martín Domínguez

AGRADECIMIENTOS

A la UNAM, por acogerme dentro de esta máxima casa de estudios.

A la Dra. Alejandra Martín Domínguez, por brindarme su valiosa asesoría, dirección, comprensión, apoyo, por compartir conmigo su conocimiento y por ser un ejemplo de excelencia en el trabajo.

A las Doctoras María Teresa Orta Ledesma , Rosa María Ramírez Zamora, así como a los Doctores Alfonso Durán Moreno y Pedro Roquero Tejeda, por las aportaciones, comentarios y correcciones realizados a este trabajo.

A la Maestra Sara Pérez Castrejón y a la Dra. Silvia Lucila Gelover Santiago, por su amistad, ayuda, valioso apoyo y consejo, no solamente útiles para la confección y elaboración de este trabajo, sino para mi desarrollo profesional.

A las Maestras María de Lourdes Rivera Huerta y Leticia Montellano, así como al Maestro Martín Piña Soberanis y a la Dra. Sofía Garrigos, por su ayuda siempre disponible, asesoramiento y amistad.

Al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, por brindarme las instalaciones y medios para llevar a cabo este proyecto.

Al CONACYT, por la beca otorgada para realizar los estudios de Maestría en Ingeniería Ambiental, culminados con esta Tesis.

DEDICATORIAS

Al creador de todo y quien me ha permitido llegar hasta donde estoy ahora.

A mis Padres, Rodolfo y Graciela, por todo su amor, paciencia y apoyo.

A mi prometida Azucena, por su gran amor, cariño y apoyo, por ser una de mis grandes motivaciones.

A mi hermano Josué, por sus consejos, apoyo y ejemplo.

A mis amigos Jesús Roque, Jesús Linares, Agustín, Fabián, Magda, Eloy, Karina, Areli Cuevas, Areli Gómez, Citlalli Carrillo, Cristina, Marco, Ponchito, Trinidad, Bety, Susana, Alondra y Mayra, por los momentos compartidos, consejos y amistad.

RESUMEN

Se estudió el efecto del gradiente y tiempo de floculación, así como de la presencia de iones Cl^- y SO_4^{2-} en el proceso de electrocoagulación con electrodos de aluminio para la remoción de sílice disuelta ($\text{Si}(\text{OH})_4$) presente en agua de repuesto (AR) y de purga de torre de enfriamiento (APT). Las variables de respuesta analizadas fueron: eficiencia de aluminio para remover sílice (relación mgL^{-1} de Al^{3+} producido/ mgL^{-1} de sílice removido), eficiencia de remoción del Al^{3+} dosificado, pérdida de carga hidráulica (ΔH) y eficiencia de producción de aluminio iónico (EPA). Los experimentos también se desarrollaron con el objetivo de determinar el tiempo en que se presenta el fenómeno de pasivación, así como el costo del tratamiento de AR y de APT. La relación mgL^{-1} de Al^{3+} dosificado/ mgL^{-1} sílice removido al tratar AR fue de ~ 1 , mientras que al tratar APT fue de ~ 0.85 . El gradiente y tiempo de floculación en el intervalo estudiado no tuvieron efecto en la remoción de sílice ni del aluminio dosificado. La presencia de sulfatos modificó el pH óptimo de floculación hacia valores bajos (≤ 7), dependiendo de su concentración, lo cual se puede atribuir a que los sulfatos reaccionan con el Al^{3+} formando el compuesto $\text{Al}(\text{SO}_4)^+$, el cual es un compuesto soluble con bajo poder coagulante, sin embargo, a pH ácido, los iones sulfato forman complejos $\text{Al-SO}_4\text{-OH}$, los cuales tienen características similares a los hidróxidos de aluminio $\text{Al}(\text{OH})_3$. Por otra parte, la presencia de cloruros no tuvo efecto en las variables de respuesta analizadas. El costo del tratamiento de agua de repuesto, el cual involucra el costo de reactivos y energía fue de $\$4.12$ pesos/ m^3 , que permitiría disminuir en 33% el AR que se utiliza en las torres, mientras que el costo del tratamiento de agua de purga fue de $\$ 6.47$ pesos/ m^3 , que permitiría disminuir en 40% el AR.

SUMMARY

In this series of experiments it was studied the effect of the velocity gradient and the flocculation time, as well as the presence of Cl^- and SO_4^{2-} ions in the electrocoagulation process with aluminum electrodes for the removal of silica in solution present in make up water (RW) and cooling purge water (CPW). Tests at a semipilot scale were conducted on a plant composed by an electrocoagulation reactor, a flocculation, sedimentation and sand filtration. The analyzed response variables were: the aluminum efficiency to remove silica (Al^{3+} mgL^{-1} produced / silica mgL^{-1} removed ratio), dosed Al^{3+} removal efficiency, hydraulic pressure loss through the electrochemical reactor and ionic aluminum production efficiency. The experiments were also developed with the objective of determining the time in which the passivation of electrodes phenomenon was shown, and the cost of treating RW and CPW. The Al^{3+} mgL^{-1} produced / silica mgL^{-1} removed ratio to treat RW was ~ 1 , while to treat CPW was ~ 0.85 . The gradient and flocculation time had no effect on the removal of silica or aluminum dosed. The presence of sulfates, depending on their concentration, modified the optimal flocculation pH to low values (≤ 7), which can be attributed to sulfates react with Al^{3+} forming the compound $\text{Al}(\text{SO}_4)^+$, which is a soluble compound with a low coagulant power, however, at acidic pH, sulfate ions form complexes $\text{Al-SO}_4\text{-OH}$, which have characteristics similar to aluminum hydroxide $\text{Al}(\text{OH})_3$. Moreover, the presence of chloride had no effect on the analyzed response variables. The calculated cost for replacement water treatment, which involves the cost of reagents and energy, was $\$0.35 \text{ USD/m}^3$, which would allow saving 33% of the RW used in cooling towers, while the purge water treatment was $\$0.55 \text{ USD/m}^3$, which would allow saving 40% of the RW.

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN	i
SUMMARY	ii
INTRODUCCIÓN.....	1
1 MARCO TEÓRICO.....	4
1.1 Reúso de agua residual industrial.....	4
1.1.1 Torres de enfriamiento	4
1.1.2 Uso de torres de enfriamiento en centrales termoeléctricas	4
1.1.3 Centrales termoeléctricas en México	5
1.1.4 Balance de agua y sal en una torre de enfriamiento	6
1.1.5 Tratamiento de agua de repuesto y de purga de torre de enfriamiento.....	8
1.1.6 Problemas derivados de la alta concentración de sílice en agua de repuesto en torres de enfriamiento	10
1.2 Química de la sílice	12
1.2.1 Solubilidad	12
1.2.2 Polimerización	14
1.2.3 Deposición	15
1.3 Tratamientos para remoción de sílice	16
1.3.1 Coagulación – floculación.....	16
1.3.2 Ablandamiento cal-carbonato	17
1.3.3 Inhibición mediante dendrímeros	18
1.3.4 Remoción mediante intercambio iónico.....	18
1.3.5 Remoción mediante ósmosis inversa.....	19
1.3.6 Ultra-alta cal	19
1.3.7 Electrocoagulación.....	20
1.3.8 Comparación de principales tratamientos para remover sílice.....	21
1.4 Fundamentos de la coagulación- floculación.....	22

1.4.1	Coagulación química	22
1.4.1.1	Estabilidad de las suspensiones coloidales.....	23
1.4.1.2	La doble capa eléctrica	25
1.4.1.3	Potencial zeta.....	26
1.4.1.4	Mecanismos de coagulación.....	27
1.4.2	Floculación.....	29
1.4.3	Factores que afectan la Coagulación-Floculación.....	30
1.4.3.1	Tipo de coagulante	30
1.4.3.2	Dosis de coagulante	32
1.4.3.3	Efecto del pH.....	33
1.4.3.4	Importancia del mezclado en la coagulación.....	34
1.4.3.5	Gradiente de velocidad	36
1.4.3.6	Importancia del mezclado en la floculación	37
1.4.3.7	Criterios para diseño para mezcladores y floculadores	37
1.5	Teoría de la electrocoagulación	38
1.5.1	Electroquímica	38
1.5.2	Electrocoagulación.....	39
1.5.2.1	Diseño y operación del reactor de electrocoagulación.....	41
1.5.2.2	Dosis de Aluminio Teórica	43
1.5.2.3	Material de los electrodos.....	45
1.5.2.4	Eficiencia de la corriente aplicada	45
1.5.2.5	Factores que afectan la electrocoagulación	45
1.5.2.5.1	Presencia de electrolitos	46
1.5.2.5.2	Efecto del pH.....	46
1.5.2.5.3	Densidad de corriente	47
1.5.2.5.4	Conductividad	47
1.5.2.5.5	Gradiente de mezcla en el reactor	48
1.5.2.5.6	Pasivación	49

1.6	Diseño de experimentos	49
1.6.1	Clasificación y selección de los diseños experimentales.....	50
1.6.2	Diseño completamente al azar	51
1.6.3	Diseños factoriales	51
1.6.3.1	Diseños factoriales 2^k con puntos al centro	52
1.6.3.2	Diseño factorial 2^2	52
1.6.4	Modelo estadístico.....	52
1.6.4.1	Modelo estadístico del diseño completamente al azar	53
1.6.4.2	Modelo estadístico del diseño factorial 2^k	53
1.6.5	Análisis del diseño de experimentos.....	54
2	METODOLOGÍA	56
2.1	Descripción general	56
2.1.1	Descripción del equipo experimental	58
2.1.2	Procedimiento de operación de la planta semipiloto.....	64
2.1.3	Variables de respuesta	65
2.1.4	Lavado químico del reactor de EC	65
2.1.5	Metodología para la realización de pruebas de jarras.....	65
2.1.6	Determinación analítica	66
2.1.6.1	Determinación de la conductividad	66
2.1.6.2	Determinación del pH	66
2.1.6.3	Determinación de Aluminio trivalente (Al^{3+})	67
2.1.6.4	Determinación de sílice	67
2.2	Selección de los diseños experimentales, pruebas experimentales, factores, niveles y variables de respuesta	67
2.2.1	Evaluación del efecto del gradiente y tiempo de floculación con respecto a la eficiencia de remoción de sílice y aluminio dosificado.....	67
2.2.1.1	Pruebas de trazadores.....	72
2.2.1.2	Análisis de resultados.....	74

2.2.2	Evaluación del efecto de iones en el proceso EC para la remoción de sílice mediante pruebas de jarras	74
2.2.2.1	Pruebas de jarras para determinar el pH óptimo	78
2.2.2.2	Pruebas para determinar el gradiente de mezcla óptimo de floculación	78
2.2.3	Evaluación del efecto de iones sulfato y cloruro con respecto a las variables de respuesta en el proceso EC en planta semipiloto.	79
2.2.4	Evaluación de la factibilidad operacional y el costo por metro cúbico del tratamiento de agua de repuesto y de purga de torre de enfriamiento.	80
2.4.4.1	Evaluación de la factibilidad operacional al tratar agua de repuesto y de purga de torre de enfriamiento.....	80
2.4.4.2	Determinación del costo de reactivos y energía requeridos en el tratamiento.....	81
2.4.4.2.1	Determinación del costo del aluminio dosificado (Cal).....	81
2.4.4.2.2	Costo de la energía requerida por el reactor y floculador (Cer).....	82
2.4.4.2.3	Costo de la adición de ácido empleado para ajustar el pH (Cac).....	84
3	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	85
3.1	Análisis del efecto del gradiente y tiempo de floculación	85
3.1.1	Remoción de sílice en agua de pozo del IMTA	85
3.1.2	Remoción de aluminio dosificado en agua de pozo del IMTA.....	87
3.2	Determinación del pH óptimo de floculación	91
3.2.1	Agua de pozo del IMTA	91
3.2.2	Agua de pozo de la ciudad de Salamanca, Guanajuato.	92
3.2.3	Agua de la purga de torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato	93
3.2.4	Agua de purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr Reddy's ...	94
3.3	Determinación de los gradientes óptimos de floculación	96
3.4	Evaluación del efecto del tipo de agua en la eficiencia del proceso de EC en planta semipiloto.....	97
3.4.1	Aumento de voltaje y pérdida de carga (ΔH)	98
3.4.2	Eficiencia de producción de aluminio	100
3.4.3	Remoción del aluminio dosificado.....	101

3.4.4	Remoción de color, turbiedad, sulfatos y cloruros	103
3.4.5	Remoción de sílice	104
3.5	Evaluación de la factibilidad de operación y cálculo del costo por metro cúbico de agua tratada.....	106
3.5.1	Incremento de los ciclos de concentración al tratar el agua de pozo de Salamanca ..	106
3.5.2	Determinación del costo de tratamiento	109
3.5.3	Costo por m ³ del tratamiento del agua de repuesto de Salamanca	109
3.5.4	Costo por m ³ del tratamiento del agua de purga de torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca	111
4	CONCLUSIONES	114
	REFERENCIAS.....	116
	ANEXOS	119
	ANEXO A	119
	ANEXO B	120

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Tratamientos más importantes en la remoción de sílice.....	21
Tabla 1.2 Poder de coagulación de electrolitos inorgánicos (Letterman, 1999).....	23
Tabla 1.3 Matriz de diseño factorial 2 ²	52
Tabla 1.4 Ejemplo de tabla ANOVA [tomada de Statpoint, 2006].....	54
Tabla 2.1 Características de los electrodos del reactor de electrocoagulación.	60
Tabla 2.2 Coeficiente de arrastre para floculadores mecánicos de paletas	62
Tabla 2.3 Factores y niveles para evaluar la floculación.	68
Tabla 2.4 Combinación de niveles de los factores y orden de ejecución.....	68
Tabla 2.5 Gradientes a evaluar en revoluciones por minuto	69
Tabla 2.6 Caudales requeridos para obtener los tiempos de residencia teóricos elegidos.....	70
Tabla 2.7 Condiciones de operación.....	70
Tabla 2.8 Valores de parámetros de calidad del agua del pozo del IMTA.	72
Tabla 2.9 Tiempos medios de residencia reales.....	73
Tabla 2.10 Valores de parámetros de calidad del agua del pozo de Salamanca, Guanajuato.....	76
Tabla 2.11. Valores de parámetros de calidad del agua de la purga de torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.	77
Tabla 2.12 Valores de parámetros de calidad del agua de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr Reddy`s de CIVAC.	77

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Torre de enfriamiento.	4
Figura 1.2 Distribución porcentual de los volúmenes concesionados para usos consuntivos (SEMARNAT, 2010).....	5
Figura 1.3 Localización de centrales termoeléctricas en México (INEGI, 2008).....	6
Figura 1. 4 Representación esquemática de una torre de enfriamiento.....	7
Figura 1.5 Ciclos de concentración vs caudal de repuesto en torres de enfriamiento que operan en la Central Termoeléctrica de Salamanca.	9
Figura 1.6 Tratamiento de agua de repuesto.....	9
Figura 1.7 Tratamiento de agua de purga de torres de enfriamiento.....	10
Figura 1.8 Incremento de combustible vs grosor de incrustación en una caldera (Calfa, 2009).	11
Figura 1. 9 Modelo del "sílice monomérico"	13
Figura 1.10 Modelo del "sílice amorfo".	13
Figura 1.11 Ionización de la sílice monomérica (bajo condiciones básicas).	13
Figura 1.12 Ionización de la sílice monomérica a pH neutro.	13
Figura 1. 13 Pasos en la polimerización de sílice para formar compuestos cíclicos (Bergna, 1994).	15
Figura 1. 14 Deposición de sílice en superficies con grupos –OH.	16
Figura 1.15 Representación esquemática de un dendrímero de poliaminoamida (Demadis y Neofotistou, 2004).	18
Figura 1.16 Depósito de sílice sobre superficie de membrana de ósmosis inversa (Neofotistou y Demadis, 2004).	19
Figura 1.17 Distribución de tamaño de contaminantes en agua natural y residual (Letterman, 1999).	24
Figura 1.18 Carga superficial.	25
Figura 1. 19 Representación de la doble capa (Zeta-meter, 2005).	26
Figura 1.20 Disminución de la doble capa.	28
Figura 1. 21 Precipitación de sílice mediante adsorción sobre hidróxidos.	28
Figura 1.22 Coprecipitación de sílice con hidróxidos de aluminio.	29

Figura 1.23	Diagrama de solubilidad para Aluminio.....	33
Figura 1.24	Rangos de operación de pH típicos para coagulación con aluminio (Amirtharaja, 1991). .	34
Figura 1.25	Tipos de agitadores (Romero, 2006).	35
Figura 1. 26	Diagrama simplificado del proceso de electrólisis.	39
Figura 1.27	Proceso de clarificación con reactor de electrocoagulación.....	42
Figura 1.28	Arreglos de electrodos.....	43
Figura 1.29	Factores que afectan el proceso de electrocoagulación.	46
Figura 1.30	Reactor de electrocoagulación a flujo pistón.....	48
Figura 2. 1	Descripción general de la metodología empleada	57
Figura 2.2	Sistema de electrocoagulación (planta baja).	58
Figura 2.3	Sistema de electrocoagulación (planta alta).	58
Figura 2.4	Diagrama esquemático del tren de tratamiento.....	59
Figura 2.5	Reactor de electrocoagulación.....	60
Figura 2. 6	Diagrama esquemático del reactor de electrocoagulación.	60
Figura 2.7	Diagrama esquemático del floculador mecánico.	62
Figura 2.8	Sedimentador de alta tasa del sistema de electrocoagulación.....	64
Figura 2. 9	Curvas de distribución generadas con las pruebas de trazadores.	73
Figura 2. 10	Torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy´s, Jiutepec, Morelos.	76
Figura 2. 11	Diseño experimental completamente al azar para evaluar el efecto del gradiente de floculación.	79
Figura 2. 12	Sistema de inyección de solución acida en el efluente del reactor y monitoreo del pH de floculación.	80
Figura 3.1	Diagrama de Pareto para porcentaje de remoción de sílice.....	86
Figura 3. 2	Gráfica de superficie de respuesta para porcentaje de remoción de sílice.....	87
Figura 3.3	Diagrama de Pareto para % de remoción del aluminio dosificado.	88
Figura 3. 4	Gráfica de superficie de respuesta para él % de remoción del aluminio dosificado.....	89
Figura 3. 5	Porcentaje de remoción de sílice en función del tiempo de prueba.....	90
Figura 3.6	Incremento del manto de lodos en función del tiempo de prueba.	90
Figura 3.7	Producción de aluminio con respecto al tiempo de prueba.....	91

Figura 3. 8 Determinación del pH óptimo de floculación para el agua del pozo del IMTA.....	92
Figura 3.9 Determinación del pH óptimo de floculación para el agua de pozo de la ciudad de Salamanca, Guanajuato.....	93
Figura 3. 10 Proceso floculación- sedimentación con agua de Salamanca, Guanajuato.	93
Figura 3. 11 Determinación del pH óptimo de floculación para el agua de la purga de torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.	94
Figura 3. 12 Determinación del pH óptimo de floculación para el agua proveniente de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's.....	95
Figura 3.13 Correlación del pH óptimo versus concentración de ión sulfato.	95
Figura 3.14 Resultados de la evaluación del gradiente de floculación óptimo para el agua del pozo de la ciudad de Salamanca, Guanajuato.....	96
Figura 3.15 Resultados de la evaluación del gradiente de floculación óptimo para el agua de la purga de torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.	97
Figura 3.16 Resultados de la evaluación del gradiente de floculación óptimo para el agua de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's.	97
Figura 3. 17 Voltaje registrado en función del tiempo de operación.	99
Figura 3. 18 Pérdida de carga registrada (ΔH) en función del tiempo de operación.	100
Figura 3. 19 EPA en función del tiempo de operación.....	101
Figura 3. 20 Aluminio residual en el efluente del sedimentador en función del tiempo.	102
Figura 3. 21 Aluminio residual en el efluente del filtro de arena en función del tiempo de operación.	103
Figura 3. 22 Apariencia del agua de purga de torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's antes y después del tratamiento mediante el proceso EC.....	104
Figura 3.23 Sílice residual en el efluente del filtro en función del tiempo de operación.	105
Figura 3.24 Voltaje y ΔH en función del tiempo de operación.....	107
Figura 3.25 Aluminio dosificado y sílice residual en función del tiempo de operación.....	108
Figura 3. 26 Aluminio residual a la salida del sedimentador y filtro en función del tiempo.....	108
Figura 3. 27 Costo del tratamiento del agua de pozo de Salamanca, Guanajuato.....	110
Figura 3.28 Costo del tratamiento del agua de purga de la torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.....	112

Figura 3.29 Balances de masa para las torres de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, situación actual (a), alternativa 1 (b) y alternativa 2 (c).113

INTRODUCCIÓN

En México, el 9.3 % del agua extraída para los diferentes usos consuntivos ($\sim 7.4 \text{ Km}^3$) es utilizada por la industria en múltiples aplicaciones, entre las cuales se encuentran: refrigeración, producción de vapor, o su utilización como agua de proceso (SEMARNAT, 2010). El agua caliente procedente de diferentes procesos industriales es enfriada mediante torres de enfriamiento, con el fin de reutilizarla o disponerla en cuerpos de agua. En el proceso de enfriamiento una parte de agua se pierde por evaporación y otra por arrastre de aire, mientras que otra parte se purga para evitar altas concentraciones de sales incrustantes (CaCO_3 , MgCO_3 , MgSO_4 , CaSO_4 , Si(OH)_4) y toda ésta debe ser repuesta con agua fresca.

En ciertas regiones del país, principalmente en la zona centro, el agua de pozo (la cual es comúnmente utilizada como agua de repuesto en torres de enfriamiento) contiene altas concentraciones de sílice ($>80 \text{ mgL}^{-1}$). Esta situación ha provocado que se deba purgar una cantidad importante de agua para evitar alta concentración de la misma y, por lo tanto, evitar la precipitación de sílice (Si(OH)_4) en el sistema. Esto ha sido un obstáculo para aumentar los ciclos de concentración (relación entre la calidad de agua de recirculación y la calidad de agua de repuesto), lo que deriva en un excesivo consumo de agua de repuesto.

Las incrustaciones de sílice y silicatos son particularmente difíciles de remover una vez que se han formado, usualmente se requieren métodos mecánicos. Estas incrustaciones se adhieren a las superficies de las torres de enfriamiento, equipos de transferencia de calor y tuberías, afectando la transferencia de masa y energía, inhibiendo el desarrollo normal de los procesos y ocasionando grandes pérdidas económicas.

La remoción de sílice del agua de repuesto en torres de enfriamiento permitiría aumentar el número de ciclos de concentración, esto evitaría el consumo de importantes cantidades de agua y por lo tanto, reduciría el costo del suministro de agua industrial (Batchelor *et al.*, 1991). De igual manera, la remoción de sílice de las purgas de las torres de enfriamiento permitiría recircular el agua y disminuir el consumo de agua de repuesto, contribuyendo de esta manera al uso sustentable del agua en la industria.

El método más comúnmente utilizado para el tratamiento de aguas con presencia de sílice es la coagulación química, en este proceso se agregan agentes coagulantes como sulfato de aluminio o cloruro férrico, además de otros aditivos como polielectrolitos (Holt *et al.*, 1999) para producir flóculos, los cuales puedan ser separados del agua fácilmente. Sin embargo, estos métodos requieren de un continuo suministro de químicos y generan una excesiva cantidad de lodos, los cuales a su vez deben ser sometidos a tratamiento para su disposición final.

Una opción alternativa a la coagulación-floculación para la remoción de sílice es la electrocoagulación, la cual tiene las siguientes ventajas: facilidad de operación, tamaño compacto, no requiere la aplicación de químicos, produce hasta 50 % menos lodos en comparación con la coagulación convencional y posee una elevada eficiencia en la remoción de contaminantes (Ríos *et al.*, 2005).

En el proceso de electrocoagulación intervienen parámetros electroquímicos, fisicoquímicos e hidrodinámicos operando en sinergia para remover contaminantes. Esto ha dificultado el entendimiento de los factores que afectan la efectividad en el proceso (Trompette *et al.*, 2008).

En estudios precedentes se ha estudiado el efecto de la densidad de corriente, gradiente de mezcla en la coagulación y de la conductividad en la eficiencia de remoción de sílice (Villegas, 2009). Así mismo, se ha evaluado el efecto del tipo de material anódico, espaciamiento entre electrodos, configuración hidráulica del reactor, cambio de polaridad y uso de cátodo de acero inoxidable (Piña *et al.*, 2010; Mollah *et al.*, 2004; Whipple *et al.*, 2007). Estos estudios han llevado a las siguientes conclusiones:

1. Es más efectivo utilizar electrodos de aluminio que electrodos de hierro en un proceso de electrocoagulación para remoción de sílice.
2. Es recomendable operar el reactor de electrocoagulación a una baja densidad de corriente ($\sim 30 \text{ Am}^{-2}$) debido a que esta condición de operación permite aumentar significativamente la eficiencia de producción de aluminio iónico y la eficiencia de remoción de sílice (menor relación mgL^{-1} de Al^{3+} producido/ mgL^{-1} de sílice removido); además de disminuir el incremento del voltaje provocado por el depósito e incrustación de compuestos en los electrodos (pasivación). También evita el incremento de los costos de operación derivados del incremento en la energía eléctrica requerida en el proceso.
3. Se requieren de al menos 15 mgL^{-1} de Al^{3+} para que se pueda llevar a cabo el proceso de remoción de sílice.
4. Se ha sugerido utilizar una separación entre electrodos de 6 mm, debido a que esta distancia permite evitar problemas de taponamiento sin aumentar de manera significativa la potencia eléctrica suministrada al reactor.
5. Es más recomendable utilizar reactores de electrocoagulación que utilizan ambos electrodos (cátodo y ánodo) de aluminio, ya que la corrosión química de aluminio que ocurre en el cátodo reduce el consumo de energía requerido para la dosificación de Al^{3+} .
6. Diversos estudios de modelación hidráulica con el programa *Phoenix*[®] demostraron que la configuración del reactor de electrocoagulación de flujo pistón, con una relación de tamaño de electrodos de 2 a 1 entre longitud y altura es la configuración hidráulica que presenta menos problemas de zonas muertas y cortos circuitos (Martín, 2009).

7.-No se ha encontrado efecto alguno de la conductividad en un intervalo de 700 μScm^{-1} a 1500 μScm^{-1} sobre la eficiencia de remoción de sílice, pasivación o eficiencia de producción de aluminio.

Existe poca información publicada sobre el efecto de factores hidráulicos y fisicoquímicos en el proceso de electrocoagulación para remover sílice, como por ejemplo los gradientes y tiempos de floculación así como la presencia de iones sulfato y cloruro. Es importante conocer el efecto de este tipo de iones en la eficiencia del proceso debido a que estas especies se encuentran comúnmente presentes en el agua de pozo (Matthess, 1982), utilizada comúnmente como agua de repuesto, y en el agua de purga de las torres de enfriamiento. El estudio de los gradientes y tiempos de floculación es importante debido a que el flóculo generado mediante electrocoagulación es diferente al producido mediante el empleo de sales metálicas en solución. El primero tiene menor contenido de agua, es más grande, más estable y resistente (Nielson y Smith, 2005). El estudio de los factores hidráulicos y fisicoquímicos antes mencionados permitirá determinar la factibilidad técnica y económica de tratar agua con diferente concentración de iones.

El estudio del tratamiento de agua de purga de torre de enfriamiento (la cual contiene una alta concentración de iones) permitirá analizar la influencia de compuestos antiespumantes, biocidas y dispersantes (compuestos comúnmente empleados en este tipo de agua) en el proceso de electrocoagulación para la remoción de sílice. Esto permitirá comparar la viabilidad de utilizar la electrocoagulación para tratar el agua de repuesto con respecto al agua de purga de las torres de enfriamiento.

Debido a las razones antes mencionadas, este trabajo tiene como objetivo general el siguiente:

Analizar la influencia de parámetros hidráulicos y fisicoquímicos en la remoción de sílice, mediante un sistema de electrocoagulación para el acondicionamiento de agua de repuesto y de purga en torres de enfriamiento.

Los objetivos específicos son los siguientes:

- Evaluar el efecto del tiempo de residencia y del gradiente de floculación en la remoción de sílice contenido en el agua y el aluminio agregado.
- Evaluar el efecto de los iones sulfato y cloruro en la remoción de sílice, pasivación de electrodos, taponamiento del reactor y aluminio residual.
- Comparar los costos de tratamiento de agua de repuesto y de purga de torres de enfriamiento.

1 MARCO TEÓRICO

1.1 Reúso de agua residual industrial

El agua es utilizada en la industria en aplicaciones como procesamiento, lavado y enfriamiento. Las industrias que requieren más agua son las industrias termoeléctricas, químicas, de procesamiento de papel y de refinado de petróleo. El reciclaje de agua dentro de una planta industrial es una parte integral de los procesos industriales. El agua es reciclada para ahorrar agua y evitar los estrictos requerimientos de descarga.

El método más aplicado para reutilizar el agua industrial es el enfriamiento del agua caliente procedente de procesos industriales. Las industrias utilizan agua de refrigeración para varios procesos, como la manufacturación, el acondicionamiento de aire y la generación de energía, entre otros (CTI, 2008).

1.1.1 Torres de enfriamiento

Las torres de enfriamiento (Figura 1.1) son equipos que se usan para enfriar agua en grandes volúmenes, esto se logra gracias al intercambio de calor latente debido a la evaporación de una parte de agua circulante y a la transferencia de calor sensible. El proceso es económico, comparado con otros equipos de enfriamiento como los cambiadores de calor, donde el enfriamiento ocurre a través de una pared (CTI, 2008).



Figura 1.1 Torre de enfriamiento.

1.1.2 Uso de torres de enfriamiento en centrales termoeléctricas

Las centrales termoeléctricas demandan una gran cantidad de agua. Se ha estimado que en México la industria termoeléctrica consume 4.1 miles de millones de m³ (SEMARNAT, 2010), lo que representa

el 5% del agua concesionada para usos consuntivos (Figura 1.2). El sistema de enfriamiento más usado en centrales termoeléctricas convencionales son las torres de enfriamiento (CFE, 2009).

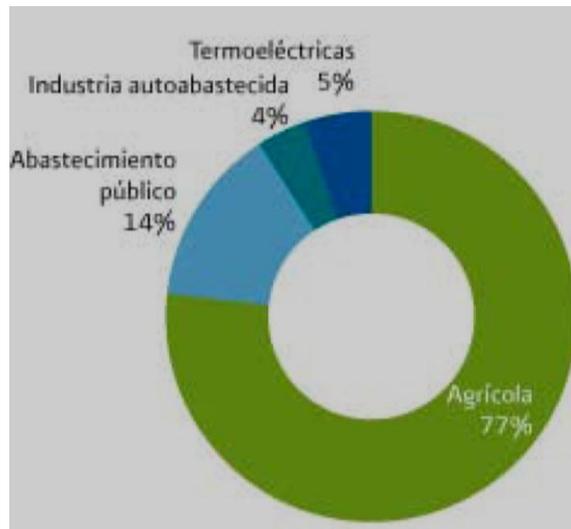


Figura 1.2 Distribución porcentual de los volúmenes concesionados para usos consuntivos (SEMARNAT, 2010).

Las plantas termoeléctricas convencionales operan con eficiencias del 30 al 40 %, esto significa que por cada 3 unidades de energía consumida, una se aprovecha como energía eléctrica útil y dos se disipan en forma de calor. Un poco más del 10% de este calor se pierde por la chimenea como resultado de los procesos de combustión, y el resto es el calor latente del vapor después de haber efectuado su trabajo útil, calor que debe ser eliminado en el condensador por un suministro adecuado de agua de enfriamiento.

La necesidad de recircular y volver a usar el agua de enfriamiento se consigue con el uso de torres de enfriamiento. En las plantas situadas a la orilla del mar (donde el suministro de agua es ilimitado) el consumo de agua de repuesto no representa un problema serio, pero sí lo representa en las plantas tierra adentro, donde se tiene que emplear agua de río o de pozo profundo para el proceso de enfriamiento (CFE, 2009).

1.1.3 Centrales termoeléctricas en México

En México se encuentran 110 plantas termoeléctricas distribuidas en diferentes entidades federativas, la Figura 1.3 muestra la localización de las centrales termoeléctricas en México (INEGI, 2008).

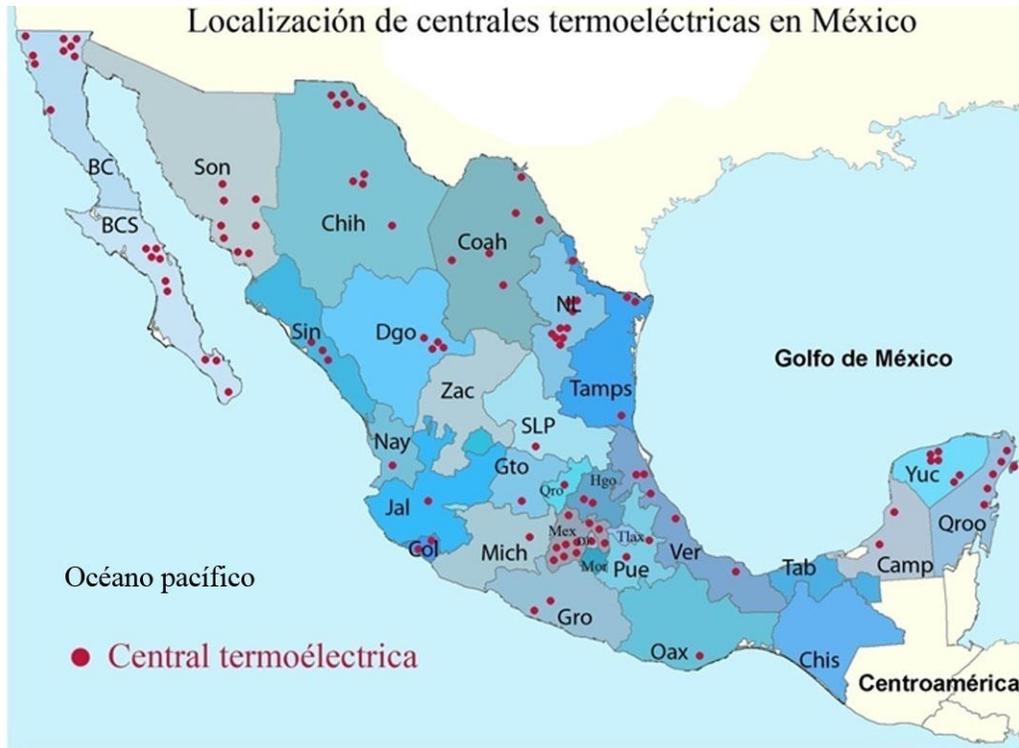


Figura 1.3 Localización de centrales termoeléctricas en México (INEGI, 2008)

1.1.4 Balance de agua y sal en una torre de enfriamiento

El principio básico de la operación de una torre de enfriamiento es el intercambio de calor debido a la evaporación de una parte de agua circulante. Mientras el agua expuesta a la atmósfera se evapora, se consume calor a una tasa de aproximadamente 2.3 kJ/g de agua evaporada. Bajo condiciones normales de operación, la pérdida de agua debido a evaporación (E) es de aproximadamente 1.2 por ciento por cada 5.5 °C disminuidos. Existe además una pérdida de agua debida al arrastre del aire (D), el cual es el segundo mecanismo por el cual se pierde agua en una torre de enfriamiento, cerca del 0.005% del agua se pierde de esta manera.

Mientras la evaporación resulta en una pérdida de agua en el sistema, la concentración de sales se incrementa debido a que las sales no son removidas mediante evaporación. Para prevenir la formación de incrustaciones en el agua concentrada en sales, una porción de agua es purgada (B). Una corriente de agua fresca (M) debe reemplazar el agua perdida por evaporación, arrastre y purgado para mantener en equilibrio el sistema. La representación esquemática de una torre de enfriamiento se presenta en la Figura 1. 4.

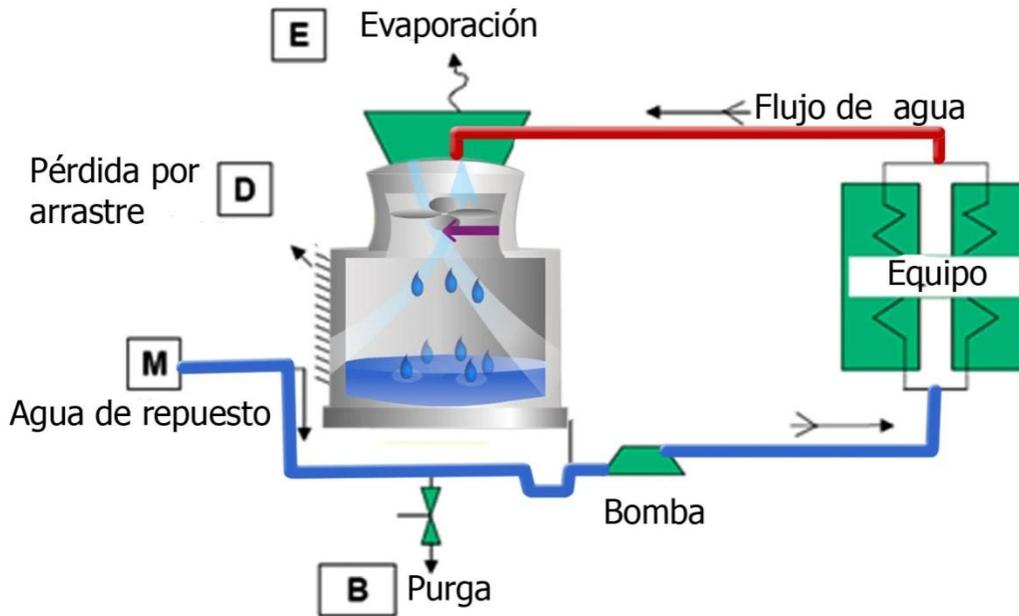


Figura 1. 4 Representación esquemática de una torre de enfriamiento.

El balance de agua en la torre de enfriamiento es:

Ecuación 1 Acumulación = Entrada – Salida

En estado estacionario el término acumulación es igual a cero, por lo tanto:

Ecuación 2 $M = E + D + B$

Dónde:

M = Agua de reposición (m^3/h)

E = Agua evaporada (m^3/h)

D= Pérdida por aire (m^3/h)

B = Pérdida por purga (m^3/h)

La pérdida ocasionada por arrastre de aire es despreciable ($<0.005\%$), por lo que se omite el término.

De manera similar, el balance de sal en el sistema es:

Ecuación 3 $MX_M = EX_E + DX_D + BX_B$

Dónde:

X_M = Concentración de sal en el agua de repuesto (mgL^{-1})

X_E = Concentración de sal en el agua evaporada (mgL^{-1})

X_D = Concentración de sal en el agua perdida por arrastre de aire (mgL^{-1})

X_B = Concentración de sal en el agua perdida por purga (mgL^{-1})

Debido a que el término D es despreciable, el término DX_D puede ser omitido sin tener un error serio, además, debido a que la concentración de sal en el agua de evaporación es también insignificante bajo condiciones de operación normales, la ecuación puede reducirse a:

Ecuación 4 $MX_M = BX_B$

La magnitud del flujo purgado (y por lo tanto del agua de repuesto), es dependiente de la concentración de precipitantes potenciales en el agua de repuesto. La relación entre la concentración de sal X_B en el flujo de purga con respecto a la concentración en el agua de repuesto X_M se conoce como ciclos de concentración.

Ecuación 5 Ciclos de concentración = X_B / X_M

Combinando las ecuaciones Ecuación 4 y Ecuación 5:

Ecuación 6 Ciclos de concentración = M/B

Como se puede observar, los ciclos de concentración también son iguales a la relación entre el flujo de agua de repuesto y el agua de purga.

Un incremento en los ciclos de concentración significa una reducción en el agua de repuesto, derivando en una disminución del agua de purga en la torre de enfriamiento.

1.1.5 Tratamiento de agua de repuesto y de purga de torre de enfriamiento

Existen dos escenarios que permiten ahorrar agua mediante la eliminación de sílice en las torres de enfriamiento, por una parte, la eliminación de sílice del agua de repuesto permite incrementar los ciclos de concentración y de esta manera ahorrar agua, por ejemplo, la eliminación de 40 mgL^{-1} de sílice del agua de repuesto (agua de pozo) de las torres de enfriamiento que operan en la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato (la cual contiene 80 mgL^{-1} de sílice) permitiría aumentar los ciclos de concentración (CC) en las torres de enfriamiento de dos a cuatro, de acuerdo a la Ecuación 5. El cálculo se muestra a continuación:

Ciclos de concentración antes de tratamiento = $X_B / X_M = 160 \text{ mgL}^{-1} / 80 \text{ mgL}^{-1} = 2$

Ciclos de concentración después de tratamiento = $X_B / X_M = 160 \text{ mgL}^{-1} / 40 \text{ mgL}^{-1} = 4$

La relación: ciclos de concentración de sílice – caudal de agua de repuesto para estas torres indica que el pasar de dos a cuatro CC permitiría disminuir el agua de repuesto de las torres de

enfriamiento de 720 m³/h a 480 m³/h, es decir, se disminuiría el caudal de repuesto en 240 m³/h, que corresponde a un 33 % de reducción, un mayor incremento en los CC no produciría ahorros de agua tan significativos, tal como se muestra en la Figura 1.5, la cual fue elaborada mediante la Ecuación 7.

Ecuación 7 Agua de repuesto = $\frac{E \cdot CCs}{CCs - 1}$

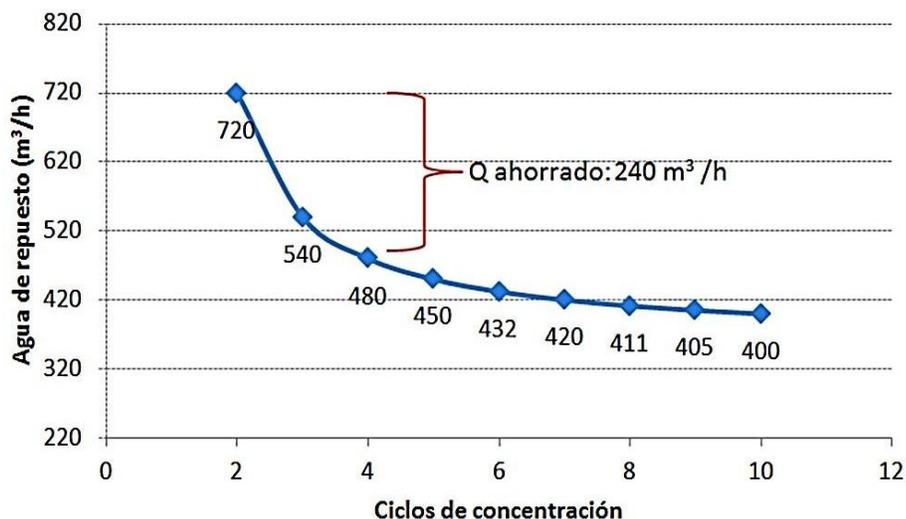


Figura 1.5 Ciclos de concentración vs caudal de repuesto en torres de enfriamiento que operan en la Central Termoelectrónica de Salamanca.

La Figura 1.6 muestra el diagrama esquemático de esta alternativa de tratamiento.

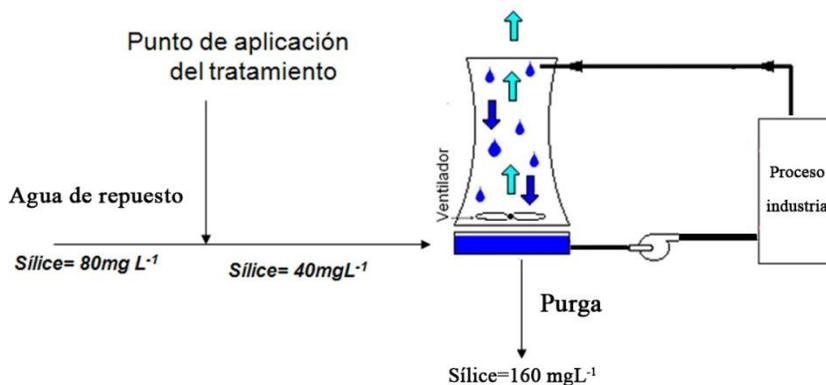


Figura 1.6 Tratamiento de agua de repuesto.

Por otra parte, la remoción de sílice del agua de purga de torres de enfriamiento permite disminuir el agua de repuesto empleada. La reducción de 80 mg L⁻¹ sílice del agua de purga permitiría su recirculación (Figura 1.7). Por ejemplo, el tratamiento del caudal de purga de las torres de

enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato, y su posterior recirculación permitiría reducir el caudal de repuesto que utilizan las torres en $288 \text{ m}^3/\text{h}$, es decir, se reduciría en un 40% el agua de repuesto empleada, contribuyendo de esta manera al uso más sustentable del recurso hídrico.

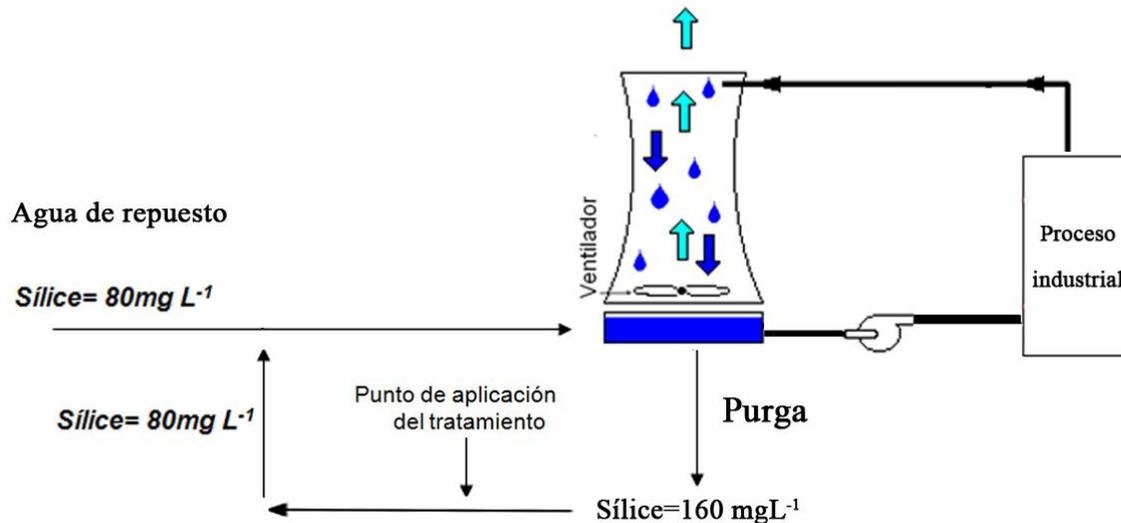


Figura 1.7 Tratamiento de agua de purga de torres de enfriamiento.

1.1.6 Problemas derivados de la alta concentración de sílice en agua de repuesto en torres de enfriamiento

Los problemas derivados de la formación de incrustaciones han afectado a los sistemas de enfriamiento durante años. La precipitación de minerales sobre la superficie de intercambiadores de calor provoca la pérdida de eficiencia de transferencia de calor y un bloqueo parcial o completo del flujo de agua. En la mayoría de los casos, las incrustaciones están formadas de carbonatos de calcio, fosfatos de calcio, sulfatos de calcio, sílice y silicatos de magnesio (Nishida *et al.*, 2009; CFE, 2009). La prevención de incrustaciones, en principio, puede llevarse a cabo mediante el uso de inhibidores, estos son compuestos que son agregados en pequeñas cantidades (partes por millón) y usualmente trabajan en sinergia con polímeros dispersantes (Neofotistou y Demadis, 2004). Se han desarrollado métodos para prevenir el desarrollo de incrustaciones de calcio, mediante el empleo de polímeros acrílicos y ácido fosfónico (Nishida *et al.*, 2009), además, se han reportado algunos métodos físicos para inhibir la formación de incrustaciones de calcio, incluyendo métodos ultrasónicos y magnéticos, sin embargo, estos métodos tradicionales no son eficientes en la remoción de sílice debido a su amorficidad (Neofotistou y Demadis, 2004).

Para evitar la formación de incrustaciones de sílice se ha reportado el uso de dendrímeros de poliaminoamidas; pero desafortunadamente, la actual aplicación de inhibidores en este campo es bastante limitada debido al alto costo de estas moléculas (Demadis y Neofotistou, 2004).

En ciertas regiones del país, principalmente en los estados de México, Hidalgo, Querétaro, Aguascalientes, Guanajuato, San Luis Potosí y Morelos, la elevada concentración de sílice en el agua subterránea (de 50 a 100 mgL⁻¹) limita los sistemas de enfriamiento a trabajar con pocos ciclos de concentración (de 2 a 2.5), (Kurimexicana, 2009). Estos valores están asociados a la presencia de rocas volcánicas, de las cuales se disuelven minerales que contienen varios tipos de silicatos (Matthess, 1982).

La concentración de sílice, la cual depende de la química del agua y de la temperatura, debe de mantenerse por debajo de su límite de solubilidad (150-180 mgL⁻¹) para evitar incrustaciones en los sistemas de enfriamiento (Demadis y Neofotistou, 2004). Este tipo de incrustaciones inorgánicas son las más indeseadas en sistemas de enfriamiento, esto debido a que aumentan drásticamente la necesidad de combustible, derivado de la baja conductividad térmica de los depósitos. La Figura 1.8 muestra el porcentaje de incremento de combustible con respecto al espesor de incrustaciones de sílice y de carbonato de calcio, la figura muestra que para el mismo espesor de incrustación, el incremento de energía es hasta tres veces mayor para la incrustación de sílice que para la incrustación de carbonato de calcio en una caldera.

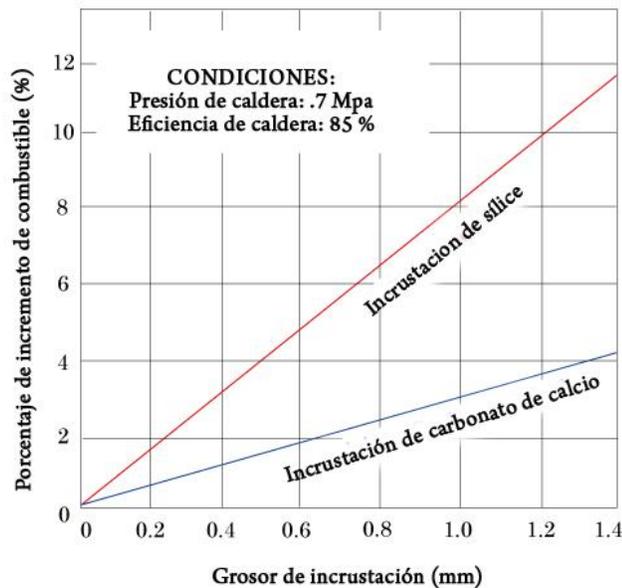


Figura 1.8 Incremento de combustible vs grosor de incrustación en una caldera (Calfa, 2009).

El desarrollo de métodos para la prevención de incrustaciones de sílice se ha visto entorpecido debido a la complejidad química de este compuesto.

Actualmente, el control de las altas concentraciones de sílice en las torres de enfriamiento puede llevarse a cabo mediante diferentes métodos, entre los cuales destacan:

- Operación a bajos ciclos de concentración
- Pre-tratamiento del agua de repuesto
- Uso de inhibidores o dispersantes

El método para el control de sílice predominante es la operación de las torres de enfriamiento a bajos ciclos de concentración combinado con el uso de inhibidores y dispersantes, lo cual conlleva un excesivo consumo de agua. El uso de pre-tratamientos se ha visto limitado por la extensa área de instalaciones que los métodos tradicionales requieren y a los altos costos de operación, por otra parte, los inhibidores de minerales convencionales no son eficientes para evitar la precipitación del sílice, mientras que el costo del uso de inhibidores efectivos es excesivamente alto (Demadis y Neofotistou, 2004).

1.2 Química de la sílice

El dióxido de silicio (SiO_2) es un compuesto de silicio y oxígeno, llamado comúnmente sílice. Es muy abundante en la naturaleza y se encuentra presente en la mayoría de las fuentes naturales de abastecimiento de agua en un intervalo de 20 a 60 mgL^{-1} , sin embargo, en algunos lugares (p.ej. México) el contenido de sílice en aguas naturales puede alcanzar 100 mgL^{-1} (Koo *et al.*, 2001).

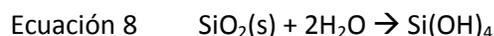
Al igual que el átomo de carbón, el silicio (componente del sílice) puede formar cuatro enlaces covalentes, por lo tanto da origen a una vasta variedad de moléculas, sin embargo, el silicio no puede formar fácilmente enlaces dobles o triples, debido a que el núcleo del silicio es más grande que el de carbón.

El sílice es el material más abundante de la superficie terrestre, se encuentra en muchos minerales, en muchas formas cristalinas y amorfas (Sheikholeslami *et al.*, 2002).

1.2.1 Solubilidad

Todas las aguas naturales contienen alguna cantidad de sílice soluble y muchas fuentes de suministro contienen sílice suspendida o coloidal.

La forma hidratada del sílice disuelto es el ácido ortosilícico (Si(OH)_4), también, llamado sílice reactivo o monomérico (Figura 1. 9), la solubilidad del sílice en agua es de 150-180 mgL^{-1} dependiendo de la química del agua (Neofotistou y Demadis, 2004). La presencia de ácido ortosilícico se puede deber a la disolución de cuarzo o sílice amorfa en agua; la reacción se puede representar mediante la siguiente reacción (Sheikholeslami *et al.*, 2001):



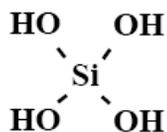


Figura 1.9 Modelo del "sílice monomérico".

Los depósitos de sílice amorfo y sílice sólido típicamente contienen una relación de dos moles de oxígeno por uno de sílice (Figura 1.10), sin embargo, cuando el silicio está disuelto en agua, el modelo $(\text{SiO}_2)_n$ es improbable.

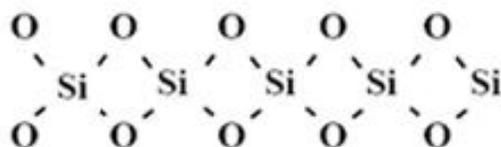


Figura 1.10 Modelo del "sílice amorfo".

Bajo condiciones alcalinas ($\text{pH} > 8$), el sílice monomérico puede formar iones silicato (Figura 1.11). A un pH neutro, la ionización de los ácidos monosílicos depende de la concentración de iones hidrógeno, sin embargo, debido a que su constante de ionización es muy pequeña ($< 10^{-10}$) no se pueden ionizar muchos ácidos monosílicos cuando existen iones H^+ presentes (Figura 1.12), (Resintech, 1999).

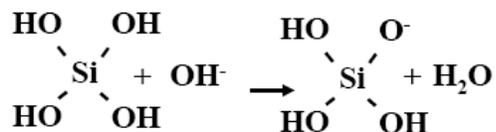


Figura 1.11 Ionización de la sílice monomérica (bajo condiciones básicas).

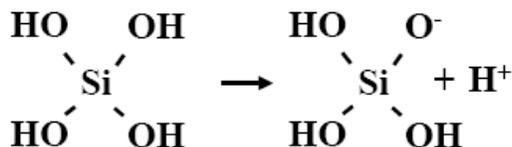


Figura 1.12 Ionización de la sílice monomérica a pH neutro.

A pH 8.5 solo el 10% del ácido monosílico se encuentra ionizado, mientras que a un pH 10 el grado de ionización es del 50% (Sheikholeslami *et al.*, 2002).

El ácido monosílico es soluble y estable en agua a 25 °C por largos periodos de tiempo, si se mantiene en concentraciones menores a 100 mgL^{-1} como $\text{Si}(\text{OH})_4$ (Bergna, 1994).

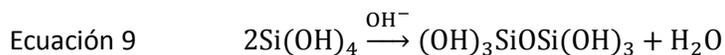
1.2.2 Polimerización

El término “polimerización” se refiere a una mutua condensación de Si(OH)_4 para formar primeramente ácidos polisílicos de bajo peso molecular (oligómeros) de hasta de 50 Å de diámetro, los cuales pueden involucrar desde trímeros hasta dodecámeros, para posteriormente formar grandes especies poliméricas, reconocidos como coloides, los cuales portan carga negativa, a diferencia de la molécula soluble Si(OH)_4 (Bergna, 1994).

El proceso de polimerización se puede separar en las etapas siguientes:

- (a) Cuando la concentración de sílice es mayor de 100 -200 ppm y se encuentra en ausencia de una fase sólida en la cual pudiera depositarse, entonces el monómero polimeriza mediante condensación para formar dímeros y especies de mayores pesos moleculares.

La condensación de monómeros catalizada por iones OH^- es comúnmente escrita (Bergna, 1994):



La polimerización por condensación involucra un mecanismo iónico. A $\text{pH} > 2$ la rapidéz es proporcional a la concentración del anión OH^- , mientras que a $\text{pH} < 2$ la velocidad es proporcional al catión H^+ .

- (b) El ácido salicílico tiene una tendencia muy fuerte a polimerizar a manera de desarrollar una máxima cantidad de enlaces siloxano (Si-O-Si) y un mínimo de enlaces sin condensar de grupos SiOH (enlaces sinadol). En las primeras etapas de polimerización, la condensación forma estructuras de anillo, p.ej. tetrámero cíclico, seguido por la adición de monómeros, los cuales se unen a los polímeros cíclicos para formar estructuras tridimensionales y condensar internamente para formar moléculas compactas, mientras los grupos SiOH permanecen en los extremos.

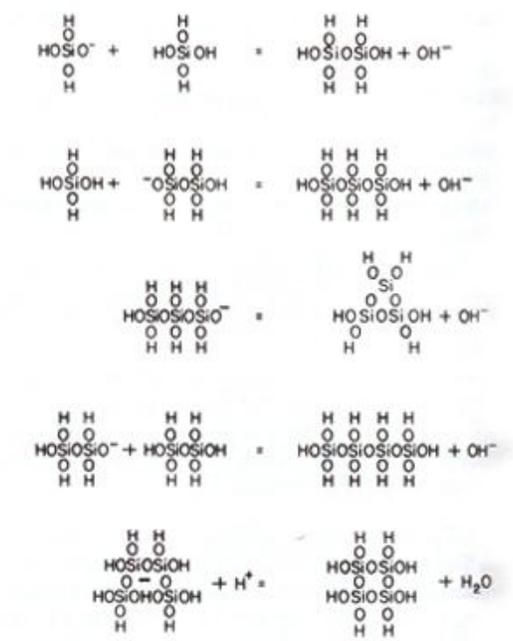


Figura 1. 13 Pasos en la polimerización de sílice para formar compuestos cíclicos (Bergna, 1994).

- (c) Las moléculas esféricas resultantes son el núcleo de las moléculas que se desarrollarán posteriormente en grandes partículas coloidales, la solubilidad de estas partículas depende del tamaño de las mismas, esto es, del radio de la curvatura de su superficie.
- (d) Debido a que no todas las partículas tridimensionales son del mismo tamaño, las partículas pequeñas de sílice se depositan sobre las grandes, aumentando el tamaño de las partículas y disminuyendo su número, generando partículas conocidas como coloides, las cuales poseen una carga negativa; a un pH bajo, las partículas portan una carga iónica muy débil, por lo cual pueden agregarse y formar geles (Bergna, 1994).

1.2.3 Deposición

El crecimiento de los depósitos de sílice es un proceso complejo. En sistemas de agua de enfriamiento (donde el pH de interés es de 7 a 9.5), la sílice coloidal se favorece a $\text{pH} < 8.5$, mientras que los silicatos de magnesio ($3\text{MgSiO}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) se favorecen a $\text{pH} > 8.5$.

La sílice exhibe características de disoluciones normales, su solubilidad se incrementa con el aumento de la temperatura, sin embargo, los silicatos de magnesio exhiben una solubilidad inversa.

La formación de sílice coloidal resulta de la polimerización de sílice soluble (Sheikholeslami *et al.*, 2002), las incrustaciones de sílice resultantes son por lo tanto, mezclas complejas,

multicomponentes; contrastando con las incrustaciones cristalinas como carbonato de calcio (CaCO_3), sulfato de calcio (CaSO_4), sulfato de bario (BaSO_4), entre otras, las cuales son producto de las asociaciones anión –catión.

La sílice disuelta precipita principalmente por deposición en superficie o a través de precipitación por aglomeración. En la deposición en superficie, los iones sílice/silicato condensan en cualquier superficie sólida que contenga grupos $-\text{OH}$, la reacción es más fuerte en las superficies que contienen grupos M-OH , tal es el caso de las incrustaciones de sílice en las superficies metálicas que han sufrido una severa corrosión, debido a que las superficies de estas se encuentran cubiertas con óxidos/ hidróxidos.

Una vez que la superficie receptora está cubierta con incrustaciones de sílice, se deposita sílice adicional hasta formar una película de sílice.



Figura 1. 14 Deposición de sílice en superficies con grupos $-\text{OH}$.

Cuando la concentración de sílice es mayor a $100\text{-}200\text{ mgL}^{-1}$, la sílice disuelta puede polimerizar para formar partículas coloidales, las cuales crecen y se aglomeran, hasta formar grandes aglomeraciones de partículas de sílice que finalmente precipitan. (Demadis y Neofotistou, 2004).

1.3 Tratamientos para remoción de sílice

Actualmente los principales métodos para remover sílice son los procesos de precipitación, coagulación y floculación (Sheikholeslami *et al.*, 2002).

Otros métodos fisicoquímicos de remoción como microflotación, osmosis inversa, intercambio iónico y electrodionización, pueden remover sílice del agua con una alta eficiencia (Bremere *et al.*, 2000; Mangravite *et al.*, 2004; Wen *et al.*, 2005), sin embargo, el costo del tratamiento mediante estas tecnologías es más alto que con los métodos químicos tradicionales (Sheikholeslami *et al.*, 2002).

Diversos métodos de tratamiento convencionales, así como alternativas para el control de depósitos de sílice se presentan en las secciones siguientes.

1.3.1 Coagulación – floculación

La coagulación- floculación es el método más comúnmente usado para remover sílice en agua cruda (Sheikholeslami *et al.*, 2001), en estos procesos se agregan agentes coagulantes (p.ej. sulfato de aluminio $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ o cloruro férrico FeCl_3 y otros aditivos como polielectrolitos), con objeto de

producir hidróxidos metálicos polivalentes ((Fe(OH)₃, Al(OH)₃, Mg(OH)₂, Al(OH)₃(H₂O)₃, Al(H₂O)₅(OH)₂]⁺⁺, etc.), que a través de diversos mecanismos de coagulación (sección 1.4.1.4), remuevan sílice mediante la formación de flóculos que puedan ser separados físicamente en unidades de sedimentación y/o filtración (Holt *et al.*, 1999).

Este proceso es muy efectivo para remover sílice (tanto soluble como coloidal) mediante la coprecipitación con hidróxidos metálicos polivalentes. Sin embargo, no se sabe cuál es el mecanismo exacto por el cual el sílice es removido con estos hidróxidos (Sheikholeslami *et al.*, 2001).

La cantidad de hidróxido requerida para remover sílice se incrementa con la concentración, pero no en una proporción directa. Se ha sugerido usar 4 moles de Al³⁺ por mol de sílice disuelto a un pH entre 8 y 9 (Roques, 1996). Se requiere una menor cantidad de Al³⁺ para remover sílice coloidal que para remover la misma cantidad de sílice disuelto (cerca de 1 mol de Al³⁺ para remover 40 moles de sílice coloidal, el pH óptimo para este caso se encuentra entre 4.1 y 4.7) (Roques, 1996).

Este proceso tiene ciertas desventajas, entre las cuales se encuentran:

- Generación de una excesiva cantidad de lodos, y
- Suministro continuo de químicos.

1.3.2 Ablandamiento cal-carbonato

En la práctica, la remoción de sílice, usualmente, parte de un proceso de ablandamiento con cal-bicarbonato sódico en el cual se reducen las concentraciones de calcio, magnesio y alcalinidad. Este proceso está considerado como un método efectivo para la remoción de sílice disuelto, aunque su propósito principal es controlar la dureza del agua (Sheikholeslami *et al.*, 2001).

Las reacciones involucradas en el proceso de ablandamiento son las siguientes:

Reducción de dureza carbonatada mediante cal:



Remoción de dureza no carbonatada de magnesio:



Remoción de dureza no carbonatada de calcio mediante carbonato de sodio:





En el proceso de ablandamiento, la concentración de sílice será reducida por la precipitación del hidróxido de magnesio ($Mg(OH)_2$). La precipitación de hidróxido de magnesio y carbonato de calcio es dependiente del pH, la solubilidad del hidróxido de magnesio disminuye abruptamente cuando el pH es mayor a 9.5. Aunque la solubilidad de la sílice aumenta con el incremento de pH, la solubilidad de los silicatos alcalinos disminuye con éste. El pH óptimo para la adsorción de sílice en $Mg(OH)_2$ se encuentra en el intervalo 10-11, el cual coincide con las condiciones creadas mediante el proceso de ablandamiento (Roques, 1996).

1.3.3 Inhibición mediante dendrímeros

Diversos dendrímeros de la familia de las poliaminoamidas (Figura 1.15) tienen la habilidad de inhibir la polimerización y la aglomeración del sílice monomérico, previniendo la formación de depósitos (Demadis y Neofotistou, 2004).

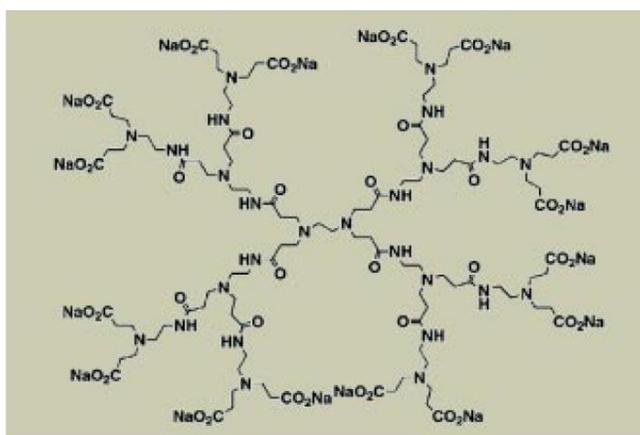


Figura 1.15 Representación esquemática de un dendrímero de poliaminoamida (Demadis y Neofotistou, 2004).

Sin embargo, el costo de estas moléculas no ha favorecido su uso en torres de enfriamiento.

1.3.4 Remoción mediante intercambio iónico

Las resinas de intercambio iónico del tipo aniónicas de base fuerte pueden remover efectivamente el sílice monomérico, de acuerdo a la Ecuación 16; sin embargo, el sílice coloidal no puede ser removido mediante este proceso (Resintech, 1999). Estas resinas de intercambio iónico pueden remover parcialmente la sílice coloidal a través de un mecanismo de filtración, pero no son muy eficientes en este proceso.

Resina de base fuerte:



Las resinas de base fuerte son comúnmente regeneradas con sosa cáustica mediante la reacción:



La remoción se lleva a cabo a pH básico, a través de un intercambio entre iones silicato e hidróxido (Ben *et al.*, 2004).

1.3.5 Remoción mediante ósmosis inversa

Los sistemas de ósmosis inversa pueden ser usados para la remoción de sílice (Resintech, 1999). El mecanismo de remoción es probablemente hiperfiltración, pero también puede estar relacionado con el grado de ionización de sílice, ya que se ha observado que la eficiencia de remoción es mayor a pH elevado (debido a que la sílice monomérica se encuentra ionizada).

Los sistemas de osmosis inversa remueven una cantidad inferior de sílice reactiva que las resinas de intercambio iónico, sin embargo son muy superiores con respecto a la remoción de sílice coloidal (Resintech, 1999).

Las desventajas de usar estos equipos son los altos costos de inversión y mantenimiento, además de que el proceso de limpieza de los depósitos de sílice en las membranas puede dañar los equipos (Sheikholeslami *et al.*, 2001), la Figura 1.16 muestra un depósito de sílice sobre la superficie de una membrana de un sistema de osmosis inversa.



Figura 1.16 Depósito de sílice sobre superficie de membrana de ósmosis inversa (Neofotistou y Demadis, 2004).

1.3.6 Ultra-alta cal

El tratamiento por ultra-alta cal es una modificación innovadora del ablandamiento por cal tradicional, este proceso puede remover la mayoría de los agentes depositantes (Ca^{2+} , Mg^{2+} , CO_3^{2-} , PO_4^{3-} y Si(OH)_4), sin importar la calidad del agua a tratar. El elemento esencial en el proceso de ultra-alta cal es mantener un alta concentración de calcio y alto pH, lo cual resulta en la remoción de sílice

mediante precipitación de silicato de calcio (CaH_2SiO_4); el elevado valor de pH (11-12) necesario en este proceso es alcanzado mediante la adición de cal en exceso (Batchelor *et al.*, 1991).

Ventajas:

- Remoción de la mayoría de los agentes depositantes, incluyendo sílice.
- Proceso económico, debido al precio de la cal.

Desventajas:

- Grandes instalaciones.
- Generación de una gran cantidad de lodos.
- Suministro continuo de químicos.

1.3.7 Electrocoagulación

La electrocoagulación es una alternativa a la coagulación-floculación tradicional, en este proceso un ánodo dosifica electroquímicamente agentes coagulantes. Existe también una formación simultánea de iones hidróxido en el cátodo, los cuales forman complejos de polihidróxidos polivalentes, los cuales pueden desestabilizar las partículas coloidales, además de adsorber una variedad de contaminantes (Holt *et al.*, 1999).

La electrocoagulación con ánodos de hierro y de aluminio fue patentada en 1909 en los Estados Unidos de América por J.T.Harries, sin embargo su uso no se extendió en el siglo diecinueve debido a los altos costos de capital y de consumo de energía que esta representaba (Chen, 2004). Actualmente la electrocoagulación es vendida por un pequeño número de compañías alrededor del mundo, sin embargo no existe un diseño de equipo predominante.

La electrocoagulación tiene la capacidad de remover una gran cantidad de contaminantes, entre los cuales se encuentran: sólidos suspendidos, grasas, aceites, metales pesados, productos derivados de petróleo, flúor, nitritos, entre otros (Holt *et al.*, 1999). Se ha demostrado que este proceso es eficiente para la remoción de sílice, ya sea utilizando electrodos de aluminio o de hierro (Blass, 2007; Den y Wang, 2008), sin embargo, el proceso tiene una mayor eficiencia de remoción de sílice con electrodos de aluminio (Whipple *et al.*, 2007). Entre las ventajas de este proceso se encuentran:

- Simplicidad de operación,
- Equipos compactos,
- Bajo costo de capital y de operación,
- Rápida remoción de contaminantes,
- Lodos más deshidratados que los producidos mediante coagulación convencional,

- Mayor eficiencia para desestabilizar pequeñas partículas coloidales,
- Facilidad de automatización, y
- Precio competitivo.

Entre las desventajas de este proceso se encuentran:

- Uso de energía eléctrica, y
- Pasivación de los electrodos.

Este sistema de tratamiento es muy prometedor para eliminar sílice, sin embargo, existe una falta de entendimiento sobre la influencia que tienen diversos factores hidráulicos y fisicoquímicos en el proceso. Es necesario establecer parámetros que permitan optimizar la remoción de sílice, así como evitar que se presente el fenómeno de la pasivación, con objeto de contribuir con el desarrollo de una tecnología económicamente viable y efectiva en la remoción de sílice.

1.3.8 Comparación de principales tratamientos para remover sílice.

La Tabla 1.1 resume las principales ventajas y desventajas de los tratamientos más importantes para remover sílice.

Tabla 1.1 Tratamientos más importantes en la remoción de sílice.

Método de remoción	Ventajas	Desventajas
Coagulación-Floculación	Alta eficiencia de remoción de sílice monomérico y coloidal (4 moles de Al^{3+} por mol de sílice monomérico, un mol de Al^{3+} por cada 40 moles de sílice coloidal).	Generación excesiva de lodos. Se requiere de ajuste del pH del agua tratada. Suministro continuo de químicos.
Ablandamiento cal-carbonato	Alta eficiencia en la remoción de sílice monomérico mediante la coprecipitación con hidróxido de magnesio.	Se requiere pH entre 11 y 12 para el agua a tratar. Suministro continuo de químicos.
Dendrímeros de poliaminoamidas	Inhibe la polimerización y aglomeración de la sílice	Costo elevado.

	monomérico.	
Intercambio iónico	Alta eficiencia de remoción de sílice disuelta.	No remueve sílice coloidal. Costo elevado.
Osmosis inversa	Alta eficiencia en la remoción de sílice coloidal.	Ensuciamiento de membranas. Alto costo de inversión y mantenimiento.
Ultra-alta cal	Bajo costo. Alta eficiencia de remoción de sílice monomérico mediante precipitación de silicato de calcio.	Se requiere un pH alto (10-11) para el agua a tratar. Suministro continuo de químicos.
Electrocoagulación	Alta eficiencia de remoción de sílice monomérico y coloidal. Bajo costo de capital y de operación. Facilidad de automatización. Generación de menor cantidad de lodos que la coagulación-floculación tradicional.	Depende del costo de la energía eléctrica. Pasivación de los electrodos.

1.4 Fundamentos de la coagulación- floculación

1.4.1 Coagulación química

La coagulación química es usada en el tratamiento de aguas naturales y residuales como un método económico para la remoción de coloides y partículas pequeñas que sedimentan lentamente (Tchobanoglous *et al.*, 2004).

El término coagulación química se refiere a todas las reacciones y mecanismos involucrados en la desestabilización de partículas coloidales, de modo que se reduzcan las fuerzas coulómbicas de repulsión entre ellas. La desestabilización química de coloides puede ser promovida mediante la adición de un químico llamado coagulante, el cual promueve la formación de flóculos.

Los principales coagulantes utilizados son: sulfato de aluminio $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$, aluminato de sodio $NaAlO_2$, cloruro de aluminio $AlCl_3$, cloruro férrico $FeCl_3$, sulfato férrico $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 9H_2O$, sulfato ferroso $FeSO_4 \cdot 7H_2O$, sulfato de cobre $CuSO_4$ y polielectrolitos.

La efectividad de un agente coagulante está relacionada con su carga eléctrica, los iones trivalentes son diez veces más eficaces que los iones divalentes debido a su mayor capacidad de neutralización de la carga opuesta. La Tabla 1.2 lista el poder de coagulación de algunas sales metálicas comúnmente empleadas.

Tabla 1.2 Poder de coagulación de electrolitos inorgánicos (Letterman, 1999).

Electrolito	Poder relativo de coagulación	
	Coloides positivos	Coloides negativos
NaCl	1	1
Na ₂ SO ₄	30	1
Na ₃ PO ₄	1000	1
BaCl ₂	1	30
MgSO ₄	30	30
AlCl ₃	1	1000
Al ₂ (SO ₄) ₃	30	>1000
FeCl ₃	1	1000
Fe ₂ (SO ₄) ₃	30	>1000

1.4.1.1 Estabilidad de las suspensiones coloidales

La mayoría de las partículas presentes en agua natural y residual (inorgánicas y orgánicas) tienen usualmente superficies eléctricamente cargadas con signo negativo, sus tamaños son muy pequeños (0.001 μ m-1 μ m) y requieren largos periodos para sedimentar (200 días-60 años) (Letterman, 1999), estas partículas son llamadas comúnmente coloides. La Figura 1.17 muestra la manera en que las

partículas se distribuyen por su tamaño en el agua natural y residual, se observa la diferencia de tamaño entre coloides y partículas suspendidas.

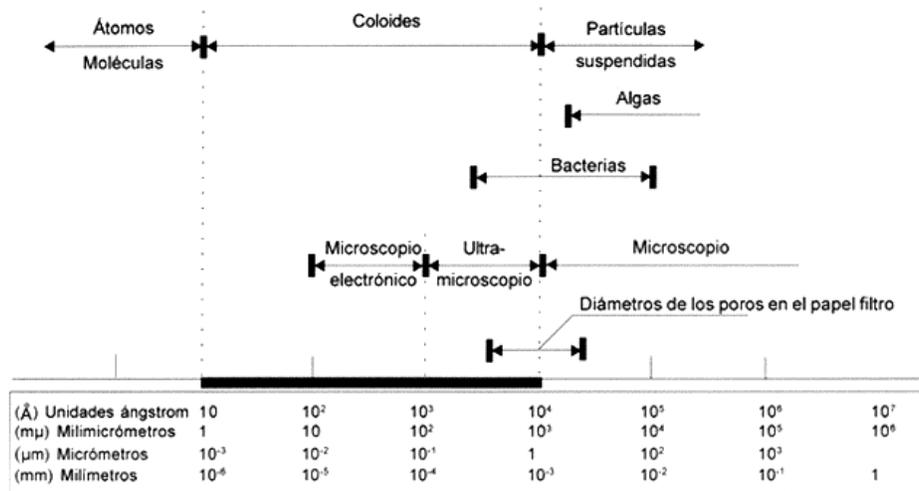
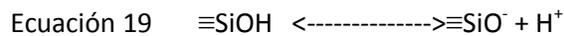
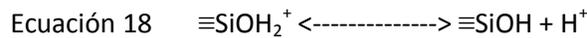


Figura 1.17 Distribución de tamaño de contaminantes en agua natural y residual (Letterman, 1999).

Las partículas pueden adquirir carga eléctrica mediante los siguientes mecanismos:

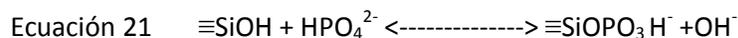
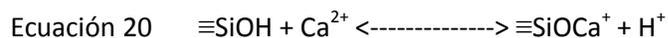
- 1) Los grupos de superficie de un sólido pueden reaccionar con agua y aceptar o donar protones. Para una superficie oxidada como sílice, el sitio puede ser indicado con el símbolo $\equiv\text{SiOH}$ y el sitio superficial de ionización reacciona mediante:



En estas reacciones, la carga superficial de un sólido depende de la concentración de protones (H^+) o del pH ($-\log [\text{H}^+]$) de la solución. Mientras el pH incrementa, las ecuaciones Ecuación 18 y Ecuación 19 se desplazan a la derecha y la carga superficial se vuelve negativa.

- 2) Los grupos superficiales pueden reaccionar en agua con solutos cargados eléctricamente.

Usando el grupo superficial de sílice SiOH :



Esta formación de complejos superficiales involucran reacciones químicas entre grupos de una superficie sólida y solutos adsorbibles (p.ej. iones de calcio y fosfato). La superficie de carga está relacionada con la química de la solución.

- 3) La carga superficial puede originarse debido a imperfecciones dentro de la estructura de la partícula; esto es llamado sustitución isomórfica. La sílice tetraédrica tiene una composición

promedio de SiO_2 y puede ser representado mediante la Figura 1.18a. Si un átomo de aluminio es sustituido por un átomo de silicio durante la formación de la cadena, se formará una estructura cargada negativamente (Figura 1.18b).

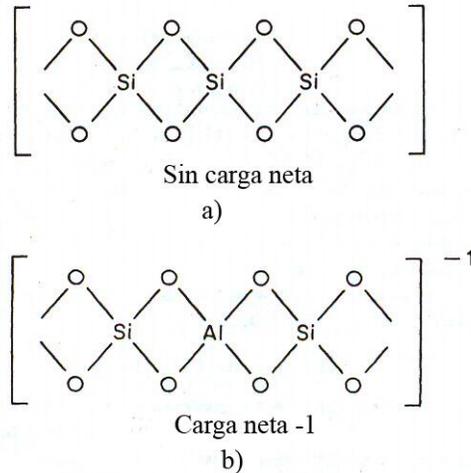


Figura 1.18 Carga superficial.

El tamaño de los coloides es tal que las fuerzas atractivas intermoleculares entre coloides son considerablemente menores que las fuerzas de repulsión ocasionadas por sus cargas eléctricas. Esto crea una condición de estabilidad, en la cual el movimiento browniano mantiene las partículas en suspensión.

1.4.1.2 La doble capa eléctrica

Cuando un coloide o la superficie de alguna partícula se encuentran cargadas eléctricamente, iones de carga opuesta se acercan y se atraen fuertemente entre ellos mediante fuerzas de van der Waals. Rodeando a esta capa de iones (capa de Stern) se forma una capa difusa de iones de la misma carga que el coloide, a esta formación de capas iónicas alrededor del coloide se le conoce comúnmente como doble capa (Figura 1. 19) (Tchobanoglous *et al.*, 2004).

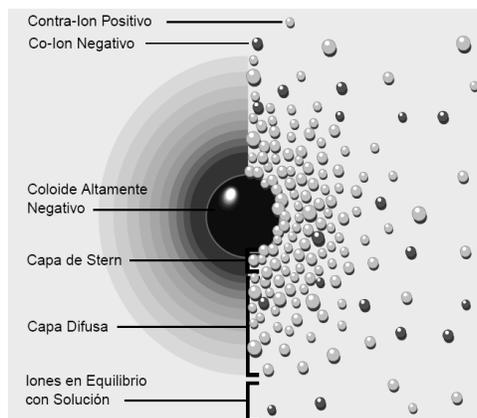


Figura 1. 19 Representación de la doble capa (Zeta-meter, 2005).

1.4.1.3 Potencial zeta

La medición de la carga en la superficie del coloide es bastante compleja, sin embargo, resulta de interés la medición del potencial en el punto donde se unen la capa difusa y la de Stern. Este potencial es conocido como potencial Z y es importante porque es una buena aproximación del potencial de superficie. El potencial Z puede ser medido fácilmente, mediante electroforesis, mientras que la carga de la superficie y su potencial no pueden medirse (Zeta meter, 2005).

El potencial Z mide la carga del coloide y es independiente de la distancia donde la carga es efectiva. Entre mayor es el potencial Z, mayores son las fuerzas de repulsión entre coloides y más estable es la suspensión coloidal (Zeta meter, 2005). Puede ser una manera efectiva de controlar el comportamiento del coloide puesto que indica cambios en el potencial de la superficie y en las fuerzas de repulsión entre los coloides.

Para coloides en fuentes de agua natural con un pH de 5 a 8, el potencial Z se encuentra entre -14 y -30 milivolts; cuanto más negativo sea el número, mayor será la carga de la partícula. A medida que disminuye el potencial Z, las partículas pueden aproximarse cada vez más aumentando la posibilidad de una colisión. En un sistema convencional de clarificación con un pH de 6 a 8, los coagulantes proporcionan las cargas positivas para reducir la magnitud del potencial Z (Zeta meter, 2005).

La coagulación se presenta ordinariamente a un potencial Z que es ligeramente negativo, de manera que por lo general la carga se neutraliza por completo. Si se añade demasiado coagulante, la superficie de la partícula se cargará positivamente (un potencial Z positivo), y la partícula volverá a dispersarse.

La medición del potencial Z se ha empleado con éxito para controlar las dosis de coagulantes en las plantas, sin embargo, las lecturas del potencial Z por sí solas no son confiables para seleccionar el

mejor coagulante. Los resultados obtenidos mediante pruebas de jarras continúan siendo los mejores para seleccionar el coagulante.

1.4.1.4 Mecanismos de coagulación

Coagulación por neutralización de carga

La desestabilización por neutralización de carga superficial involucra la reducción de la carga superficial neta de las partículas en suspensión. Mientras la carga superficial neta disminuye, el espesor de la capa difusa que rodea la partícula coloidal también lo hace y la energía requerida para poner en contacto los coloides es minimizada.

Existen dos procesos mediante los cuales se completa la neutralización de carga:

- a) Los compuestos coagulantes con carga opuesta a las partículas coloidales son adsorbidos en la superficie del coloide (en algunos casos, el coagulante es una partícula muy pequeña que se deposita en la superficie del coloide). Los coagulantes usados comúnmente tienen una fuerte tendencia a depositarse en superficies de partículas coloidales. La tendencia de estos compuestos para adsorberse se atribuye a la poca interacción coagulante-solvente que presentan y a la afinidad química del coagulante hacia el coloide.
- b) La heterocoagulación es el mecanismo de desestabilización, similar al proceso de neutralización de carga, mediante la adsorción de especies opuestamente cargadas al coloide, sin embargo, en este caso el proceso involucra una partícula coagulante depositando en otra partícula de carga opuesta.

Coagulación por compresión de la doble capa

El modelo clásico del método de desestabilización de coloides, es por compresión de la doble capa. Para afectar la compresión de la doble capa se agrega un electrolito a la suspensión como por ejemplo NaCl, los iones que tienen carga con signo opuesto a la carga superficial neta de los coloides entran a la capa difusa que rodea a la partícula coloidal. Si se agregan suficientes iones, la capa difusa se comprime, reduciendo la energía requerida para poner a las partículas coloidales en contacto.

Una vez que las dobles capas de los coloides se van reduciendo por la adición del coagulante (Figura 1.20) las fuerzas de van der Waals forzan a los coloides a permanecer juntos.

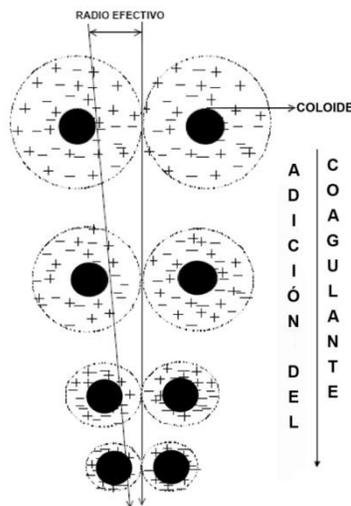


Figura 1.20 Disminución de la doble capa.

Coagulación por adsorción y puente inter-particular

Este tipo de coagulación involucra la adsorción de especies monoméricas o poliméricas producto de la reacción entre sales metálicas y partículas coloidales encontradas en el agua natural o residual, por ejemplo, el sílice soluble y coloidal puede ser removido del agua por medio de adsorción sobre los hidróxidos recién formados en el agua; la adsorción se realiza mediante enlaces tipo silicato (Figura 1. 21). En estudios de laboratorio, el sílice ha sido adsorbido y precipitado con hidróxidos de aluminio, hierro, manganeso y magnesio (Bergna, 1994).

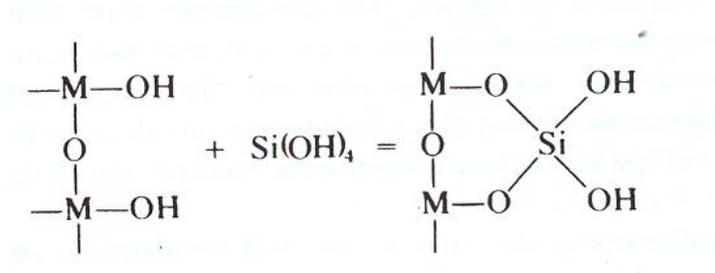


Figura 1. 21 Precipitación de sílice mediante adsorción sobre hidróxidos.

La desestabilización mediante puente inter-particular ocurre cuando segmentos de un polímero de alto peso molecular adsorbe una o más partículas coloidales, si una sección de polímero con superficie disponible es capaz de adsorber una partícula coloidal adsorbida en otro polímero se forma un puente inter-particular. La molécula de polímero debe ser lo suficientemente larga para extenderse a través de la doble capa eléctrica y unirse a la superficie del coloide. El exceso de polímero puede provocar la re-estabilización de la suspensión coloidal. Se conoce que ciertos iones como el calcio afectan el proceso de formación de puente químico, aparentemente por que los iones calcio se unen en los sitios de adsorción del polímero (Bradby, 2006).

Coagulación por coprecipitación con hidróxidos metálicos o barrido

Cuando se excede el producto de solubilidad de los hidróxidos metálicos de aluminio y hierro, se produce una precipitación rápida de los hidróxidos gelatinosos que explica el fenómeno de remoción de turbiedad. Estos hidróxidos pueden atrapar partículas coloidales a medida que éstas aparecen y forman precipitados.

La sílice soluble y coloidal puede ser removida del agua por medio de una coprecipitación con hidróxidos metálicos formados *in situ* (Figura 1.22).

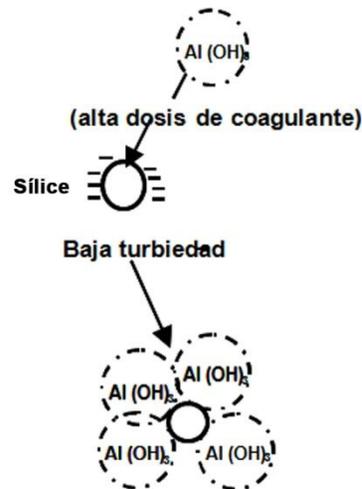


Figura 1.22 Coprecipitación de sílice con hidróxidos de aluminio.

1.4.2 Floculación

La floculación es el proceso mediante el cual una vez que las cargas de los coloides se han neutralizado, se propicia el contacto entre partículas mediante un mezclado suave que incrementa la tasa de encuentros o colisiones entre ellas, aglomerándose para formar flóculos y de esta manera facilitar su precipitación (Romero, 2000).

El mecanismo presenta dos etapas: pericínética y ortocinética; en la primera etapa, las partículas colisionan y permanecen juntas mientras se mueven bajo la influencia del movimiento Browniano, las partículas crecen tan grandes que posteriormente dejan de ser afectadas por el movimiento Browniano; en la segunda etapa las partículas se mueven juntas bajo la influencia del movimiento del agua (Bradby, 2006). La resistencia de los flóculos depende de una serie de factores:

- De su tamaño, forma y compactación,
- Del tamaño, forma y naturaleza de las micropartículas, y
- Del número y forma de los ligamentos que unen las partículas.

La floculación se realiza mediante la aplicación de energía al agua para producir agitación; el floculador es, por lo tanto, un tanque con algún medio de mezcla suave y lenta, con un tiempo de retención relativamente prolongado. Según sea el tipo de energía usada, los floculadores pueden ser clasificados como mecánicos o hidráulicos. Los floculadores mecánicos son aquellos que requieren de una fuente de energía externa que mueva un agitador (rotores o paletas) y los hidráulicos son los que utilizan la energía del agua a través de una pérdida de carga hidráulica.

Los floculadores hidráulicos más comunes son los de flujo horizontal y los de flujo vertical. El floculador de flujo horizontal consiste en un tanque de concreto dividido por tabiques, bafles o pantallas de concreto u otro material adecuado, dispuestos de manera que se propicie un recorrido de ida y vuelta alrededor de los extremos libres de los tabiques. En general, los floculadores hidráulicos con una velocidad de flujo apropiada y un número adecuado de bafles para asegurar suficientes curvas, proveen floculación efectiva (Romero, 2000).

En la práctica, los floculadores hidráulicos de flujo horizontal se usan para plantas pequeñas, con caudales menores de 50 L/s; los de flujo vertical, que se construyen más profundos (2-3m), se usan para plantas con caudales mayores a 50 L/s (Romero, 2000).

En comparación con los floculadores mecánicos, se pueden señalar como desventajas de los floculadores hidráulicos: la alta pérdida de carga (30-150 cm) y la poca flexibilidad de control en el grado de mezcla para caudales variables. Entre las ventajas se destacan la inexistencia de equipo mecánico y requerimiento mínimo de mantenimiento.

En los floculadores mecánicos se introduce potencia al agua para asegurar una mezcla lenta mediante agitadores externos. El tipo de agitador mecánico más usado es el de paletas, ya sean de eje horizontal o vertical, las paletas imparten un movimiento rotatorio al agua, así como una turbulencia interna. Como el grado de mezcla óptimo es variable, según la calidad del agua, se recomienda que el equipo sea también de velocidad variable (Romero, 2000).

1.4.3 Factores que afectan la Coagulación-Floculación

Los principales factores que influyen en la eficiencia de la coagulación y la floculación son: el tipo y dosis de coagulante, el gradiente de velocidad (G), el pH, la naturaleza del agua y el tiempo de contacto (t).

1.4.3.1 Tipo de coagulante

Los coagulantes deben ser compuestos altamente insolubles que se adsorban sobre la superficie de las partículas, esto minimiza la concentración de sólidos solubles en las aguas tratadas.

La selección de la dosis del coagulante depende de:

- Las características del coagulante,
- Las características de las partículas, y
- La calidad de agua.

Los tipos de coagulantes se pueden clasificar en dos, según sus características químicas, los cuales son:

1. Coagulantes inorgánicos, y
2. Coagulantes orgánicos.

Coagulantes inorgánicos

Los dos principales coagulantes inorgánicos usados en el tratamiento de aguas son:

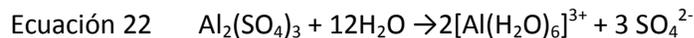
- Las sales de aluminio, y
- Los iones férricos.

Sales de aluminio

Por sus características económicas (bajo costo) y por la formación de un flóculo ligeramente pesado, el sulfato de aluminio es el de mayor uso, por lo que, a continuación, se presentaran sus reacciones a detalle.

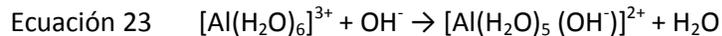
Coagulación con sulfato de aluminio.

El sulfato de aluminio ($Al_2(SO_4)_3$), al estar en solución acuosa, se hidroliza formando un ión hidratado de aluminio:

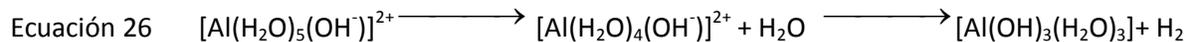


Estos iones de aluminio actúan como donadores de protones (ácidos de Brönsted), reaccionando en primer lugar con las bases presentes en el agua (OH^- , HCO_3^- , CO_3^{2-}) y en segundo lugar con el agua misma (Bradby, 2006)

- a. Reacciones con las bases presentes en el agua:

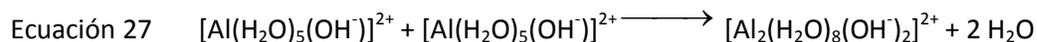


El $[Al(H_2O)_5(OH)]^{2+}$ es un compuesto inestable y transitorio que se hidroliza rápidamente, remplazando una molécula de H_2O por un (OH^-) . Así.



El producto final es un hidróxido de aluminio insoluble que precipita a ciertos valores de pH y que puede no tener carga o puede tenerla negativa $[Al(OH)_4]^-$.

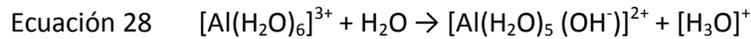
Las especies monoméricas, que contienen un solo ión de aluminio reaccionan entre sí:



Estas reacciones de polimerización continúan con el tiempo formando compuestos tales como $Al_6(OH)_{15}^{3+}$, $Al_8(OH)_{20}^{4+}$ y finalmente, $Al(OH)_3(H_2O)_3$ ó $[Al(OH)_4]^-$ según el pH.

Tanto los iones de aluminio hidratados como los compuestos poliméricos pueden ser adsorbidos rápidamente por las partículas coloidales del agua produciendo su desestabilización. Los hidróxidos de aluminio son, en cambio, menos efectivos como coagulantes.

b. Reacciones con el agua.



Como en el caso anterior, el $[\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})]^{2+}$ es considerado como un compuesto inestable y transitorio, que se hidroliza para producir hidróxidos de aluminio, y que se combina para producir compuestos poliméricos hasta llegar al $[\text{Al}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3]$ ó $[\text{Al}(\text{OH})_4]^-$

Coagulantes orgánicos

Un coagulante orgánico es un polímero que está constituido de cadenas pequeñas sub-unidades o monómeros. Muchos polímeros orgánicos sintéticos contienen solamente un tipo de monómero; algunos contienen dos o tres tipos de sub-unidades diferentes. El número total de sub-unidades de un polímero sintético puede variar, produciéndose materiales de diferente peso molecular. Las cadenas pueden ser lineales o pueden tener varias ramificaciones.

Si el monómero de un polímero contiene grupos ionizables (ejemplo carbonilo, amino, grupos sulfónicos), el polímero se llama poli-electrolito. Según el tipo de grupo ionizable del monómero, un electrolito puede ser catiónico, aniónico o anfótero (contiene ambos grupos positivo y negativo). Los polímeros que no contienen grupos ionizables se llaman no iónicos.

La capacidad de un polímero para actuar como floculante depende de su afinidad para enlazarse a la superficie de las partículas coloidales. Como resultado, muchos de estos materiales son bastante específicos. Los enlaces pueden ser formados entre grupos funcionales particulares del polímero y lugares específicos de la superficie coloidal. Algunos otros parámetros importantes que afectan al rendimiento de un determinado polímero son su peso molecular y el grado de ramificación (DeWolfe *et al*, 2003).

1.4.3.2 Dosis de coagulante

Debido a que el agua natural y las aguas residuales varían y fluctúan ampliamente en calidad, la dosis de coagulante para producir una eficiente coagulación-floculación se determina mejor en la práctica por ensayo. Generalmente, la dosis requerida de coagulante y la zona óptima de coagulación deben determinarse en función de las variaciones que pueda tener el agua de una planta, en lugar de los cálculos basados en generalizaciones y ecuaciones químicas. Para ello, se utilizan las comúnmente llamadas pruebas de jarras.

Los objetivos de las pruebas de jarras son los siguientes:

- Obtención del pH óptimo en la coagulación,
- Determinación del potencial Z,

- Observar la rapidez de formación del flóculo, y
- Estudiar las características de sedimentación del flóculo.

1.4.3.3 Efecto del pH

El pH determina las especies que se forman y que sirven para la remoción de los contaminantes, las solubilidades de varias especies de aluminio se muestran en la Figura 1.23, en la que se encuentran graficadas las concentraciones molares con respecto al pH, solo se encuentran graficadas las especies mononucleares debido a que las especies polinucleares son extremadamente dependientes de la química del agua a tratar. El hidróxido de aluminio precipita dentro del área sombreada, las especies poliméricas y polinucleares se forman en los extremos, a niveles altos y bajos de pH. La región de operación para la precipitación se encuentra dentro del intervalo de pH de 5 a 7, con un mínimo de solubilidad en pH 6.

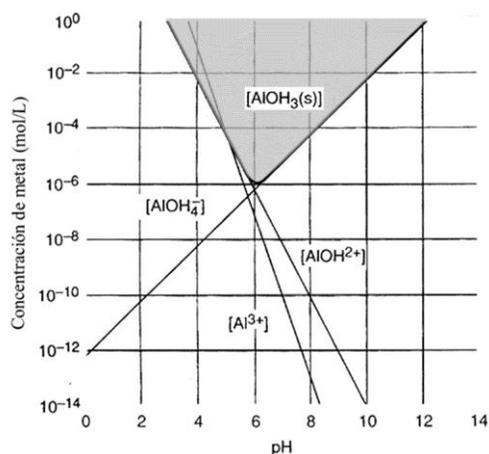


Figura 1.23 Diagrama de solubilidad para Aluminio.

Debido a que la química de las reacciones de las especies de aluminio es bastante compleja, no existe una teoría completa para explicar la acción de los iones metálicos hidrolizados. Para cuantificar cualitativamente la aplicación de aluminio en función del pH, Amirtharaja (1991) desarrolló el diagrama mostrado en la Figura 1.24. Las regiones aproximadas en la cual los diferentes fenómenos son asociados con la remoción de partículas se graficaron en función de la dosis de aluminio y del pH del efluente tratado después de que el aluminio ha sido agregado. La remoción óptima de partículas mediante coagulación por barrido ocurre dentro del intervalo de pH 7-8 con una dosificación de aluminio de 20 – 60 mgL⁻¹. Generalmente, para muchos efluentes de agua residual que tienen altos valores de pH (7.3-8.5), no son efectivas bajas dosis de aluminio (5 -10 mgL⁻¹), (Letterman,1999).

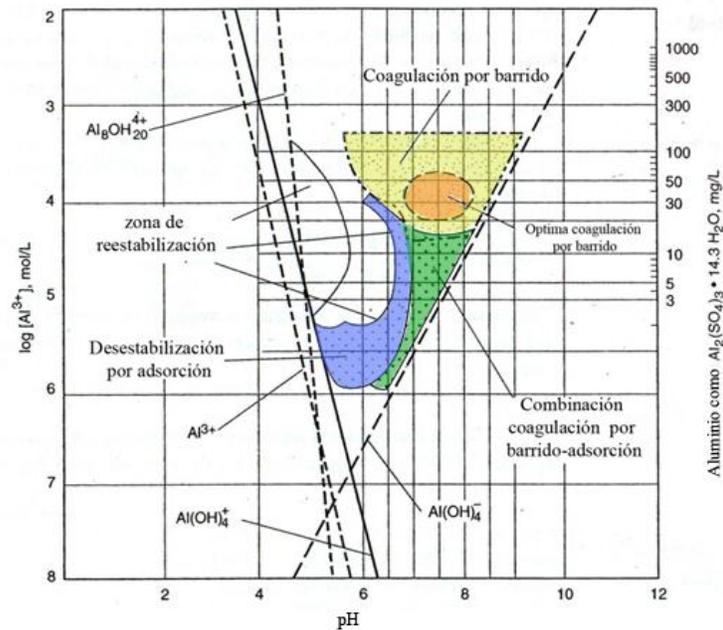


Figura 1.24 Rangos de operación de pH típicos para coagulación con aluminio (Amirtharaja, 1991).

1.4.3.4 Importancia del mezclado en la coagulación

Tal vez el factor menos entendido durante la coagulación es el efecto del mezclado de los químicos en el agua a ser tratada. Los coagulantes hidrolizan y comienzan a polimerizar en fracciones de segundo después de ser agregados al agua (Tchobanoglous *et al.*, 2004). Durante la coagulación de sílice se ha reportado que el tiempo para la formación de especies de hidróxidos monoméricos y poliméricos parece ser extremadamente corto, en el orden de 10^{-3} s. La importancia del mezclado rápido e intenso de sales metálicas es de importancia crítica, especialmente cuando las sales metálicas son usadas como coagulantes para disminuir las cargas eléctricas superficiales de las partículas coloidales, la coagulación por barrido es más lenta y ocurre en uno a siete segundos. Por lo tanto, para la coagulación por neutralización de carga los coagulantes deben dispersarse en el agua cruda tan rápido como sea posible, en menos de un segundo. Para la coagulación por barrido no son tan importantes tiempos tan extremadamente cortos, puesto que la coagulación se presentará predominantemente por entrapamiento de los coloides dentro del precipitado del coagulante. Lo anterior explica por qué en algunos estudios se recomienda la mezcla instantánea del coagulante, mientras que en otros se ha encontrado que el tiempo óptimo de mezcla fue de varios minutos y que su instantaneidad no era esencial para una buena floculación, por lo tanto se observan criterios o guías muy diferentes para el dimensionamiento de cámaras y equipos de mezcla rápida (Romero, 2006).

La mezcla rápida puede efectuarse mediante turbulencia, provocada por medios hidráulicos o mecánicos, tales como resaltos hidráulicos en canales, canaletas Parshall, vertederos rectangulares, tuberías de succión de bombas, mezcladores mecánicos en línea, rejillas difusoras y tanques de mezcla rápida (Romero, 2006).

En los mezcladores hidráulicos, la mezcla se ejecuta como resultado de la turbulencia que existe en el régimen de flujo; en los mecánicos, la mezcla se induce a través de impulsores rotatorios del tipo hélice o turbina. Los de tipo hélice, generan corrientes axiales fuertes que crean gran intensidad de mezcla y se han usado para mezcla de alta velocidad con rotaciones de hasta 2,000 rpm. Los impulsores de paletas generan principalmente corrientes radiales y tangenciales, y se usan más en floculación con velocidades rotacionales bajas (2-150 rpm), debido a la mayor área expuesta al agua.

El término turbina se aplica indistintamente a una gran variedad de formas de impulsores; consisten por lo regular en varias aletas rectas montadas verticalmente sobre una placa plana, aunque también se usan las de aletas curvas. La rotación se hace a velocidades moderadas y las corrientes generadas son principalmente de dirección radial y tangencial. La Figura 1.25 muestra los diferentes tipos de agitadores, las flechas indican las diferentes trayectorias de flujo creadas por las unidades de agitación.

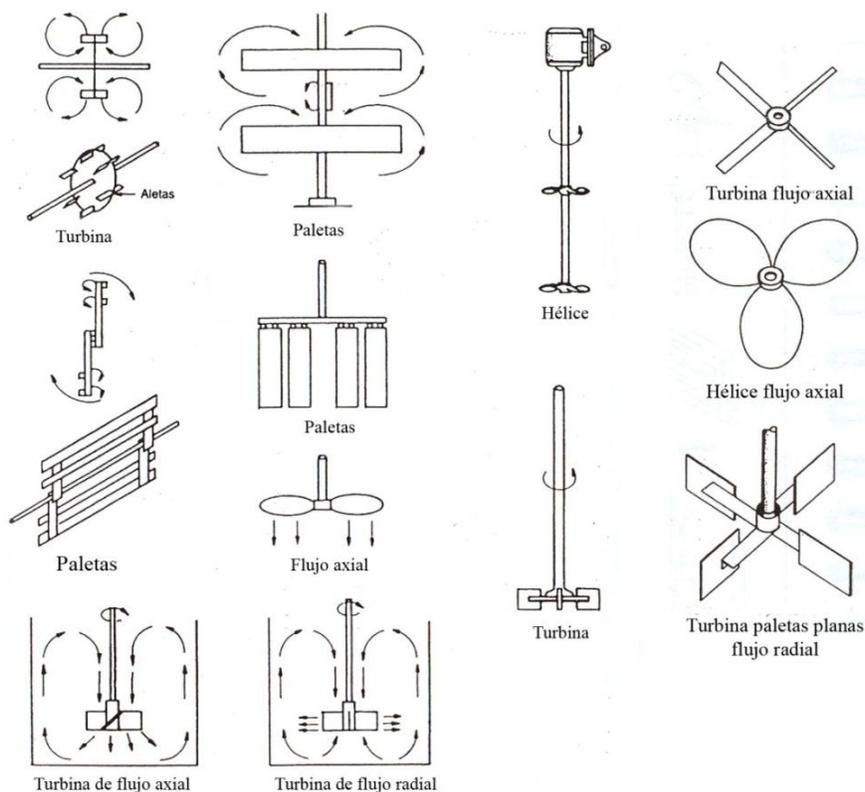


Figura 1.25 Tipos de agitadores (Romero, 2006).

Las turbinas de flujo axial mueven el líquido paralelamente al eje del impulsor, mientras que las de flujo radial lo mueven en forma perpendicular al eje de rotación. Las componentes axial y radial son buenas para la mezcla; la componente tangencial puede limitar la magnitud de la mezcla al causar vórtice. En la práctica, la mezcla es el resultado de las tres componentes (axial, radial y tangencial). El vórtice o remolino másico del fluido debe restringirse en todos los tipos de impulsores, pues causa una reducción en la diferencia entre la velocidad del fluido y del impulsor, disminuyendo la efectividad de la mezcla. Cuando el tanque de mezcla es pequeño el vórtice puede prevenirse instalando cuatro o más pantallas de 1/10 del diámetro del tanque para romper el movimiento másico rotatorio y promover la mezcla vertical (Romero, 2006).

1.4.3.5 Gradiente de velocidad

El gradiente de velocidad es una medida de la intensidad de mezclado y es el cambio de velocidad que ocurre dentro del líquido, se define como $\Delta u/\Delta y$, donde y es la distancia entre dos puntos o planos y u es la velocidad.

La ecuación general para el cálculo del gradiente es la siguiente (Letterman, 1999):

$$\text{Ecuación 29} \quad G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}}$$

Dónde:

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

P= Potencia ($Kg \cdot m^2 \cdot s^{-3}$)

V= Volumen (m^3)

μ = Viscosidad dinámica ($N \cdot \frac{s}{m^2}$) ($\approx 10^{-3}$ para agua a 20°C)

Análisis dimensional:

$$s^{-1} = \sqrt{\frac{\frac{Kg \cdot m^2}{s^3}}{\frac{Kg \cdot m}{s^2} \cdot \frac{s}{m^2} \cdot m^3}} = \sqrt{\frac{1}{s^2}} = s^{-1}$$

La agitación del agua mediante mezcla hidráulica o mecánica produce gradientes de velocidad cuya intensidad controla el grado de floculación producido. El número de colisiones entre partículas está relacionado con el gradiente de velocidad.

1.4.3.6 Importancia del mezclado en la floculación

Diferentes estudios sobre floculación han demostrado los efectos adversos de efectuar mucha o poca agitación, así como las ventajas de realizar la floculación de manera gradual, es decir, disminuir la intensidad de mezcla a lo largo de la cámara de floculación. Un gradiente de velocidad alto puede romper el flóculo e impedir que adquiera un tamaño adecuado para su sedimentación rápida; un gradiente muy bajo no produce suficiente agitación, no permite una compactación suficiente ni una floculación completa. No obstante, cuando el flóculo no es suficientemente fuerte, puede ser necesario un gradiente de velocidad tan bajo como 5 s^{-1} , a menos que sean aceptables flóculos muy pequeños. Cuando la resistencia del flóculo es alta, son deseables gradientes de velocidad tan altos como 100 s^{-1} pues así se promueve un flóculo compacto de buena sedimentabilidad y filtrabilidad (Romero, 2006).

Tanto en floculadores hidráulicos como mecánicos se emplea a menudo la floculación gradual; es decir, que la mezcla se reduzca progresivamente, de tal manera que al final del periodo de floculación el esfuerzo cortante sobre el flóculo preformado sea mínimo y se facilite la formación de partículas más grandes, con mayor sedimentabilidad. En floculadores mecánicos se recomienda proveer por lo menos tres compartimientos sucesivos, separados por pantallas difusoras permeables, para minimizar el corto circuito (Romero, 2006).

1.4.3.7 Criterios para diseño para mezcladores y floculadores

Los valores de diseño típicos para la mayoría de los sistemas de mezcla rápida mecánica proveen tiempos de retención de 10 a 60 s y gradientes de 600 s^{-1} a 1000 s^{-1} (ASCE, 2005).

Para una dosis mínima de químicos, en la cual la desestabilización coloidal se lleva a cabo mediante neutralización de carga o compresión de la doble capa, se recomienda un valor de gradiente cercano a 5000 s^{-1} , mientras que cuando se agregan polímeros se aconsejan valores de gradiente entre 300 y 1000 s^{-1} (Smethurst, 2002).

Para mezcladores hidráulicos resultan más aconsejables gradientes de velocidad entre 1000 y 2000 s^{-1} (Arboleda, 1969), sin embargo, los valores óptimos de G y t dependen de la composición química del agua, de la naturaleza y de la cantidad de coloides presentes.

Los valores recomendados de gradiente utilizados para el proceso de floculación según Smethurst (2002) se encuentran entre 20 y 100 s^{-1} , mientras que los tiempos de floculación son de 10 a 60 min. Según Arboleda (1969), para floculadores hidráulicos se recomienda un gradiente de 10 - 100 s^{-1} y un tiempo de retención de 15-20 min.

1.5 Teoría de la electrocoagulación

1.5.1 Electroquímica

La electroquímica es una ciencia que nace a finales del siglo XVIII con los trabajos de Galvani y Volta, y ha tenido desarrollos y aplicaciones en múltiples áreas. Se ocupa de los cambios químicos producidos mediante la corriente eléctrica y de la producción de electricidad mediante reacciones químicas.

Todas las reacciones electroquímicas implican la transferencia de electrones y son, por lo tanto, reacciones de oxidación-reducción. La oxidación y la reducción están separadas físicamente de modo que la oxidación ocurre en un lugar y la reducción en otro. Los procesos electroquímicos requieren algún método por el cual introducir una corriente de electrones en el sistema químico en reacción y algún método por el cual retirar electrones. En la mayoría de las aplicaciones el sistema reaccionante está contenido en una celda, y por los electrodos entra o sale una corriente eléctrica (Whitten y Davis, 2008).

Las celdas electroquímicas se clasifican en dos tipos:

- 1.- Celdas electrolíticas son aquellas en las que la energía procedente de alguna fuente externa hace que tenga lugar una reacción química no espontánea.
- 2.- Celdas galvánicas son aquellas en las que reacciones químicas espontáneas producen corriente eléctrica y la suministran a un circuito externo.

En las celdas electrolíticas las reacciones químicas no espontáneas son forzadas a producirse debido a la imposición de corriente eléctrica, este proceso se llama electrólisis. Una celda electroquímica consta de un recipiente con el material de reacción y los electrodos inmersos en el material de reacción conectados a una fuente de corriente continua. La Figura 1. 26 representa un proceso de electrólisis.

Los electrodos son superficies sobre las que tienen lugar las semi-reacciones de oxidación y reducción. Pueden o no participar en las reacciones, aquellos que no participan se llaman inertes. Independientemente del tipo de celda (electrolítica o galvánica) los electrodos se identifican de la siguiente manera.

El cátodo se define como el electrodo en el que tiene lugar la reducción a medida que los electrones son captados por algunas especies. El ánodo es el electrodo en el que tiene lugar la oxidación a medida que se pierden electrones por algunas especies (Whitten y Davis, 2008).

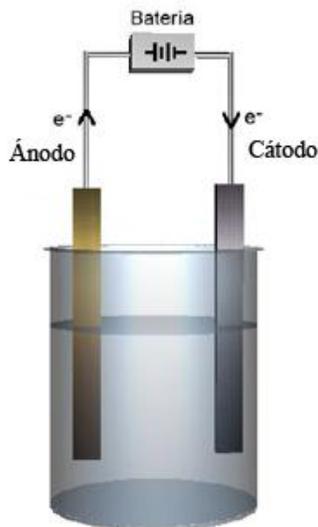


Figura 1. 26 Diagrama simplificado del proceso de electrólisis.

1.5.2 Electrocoagulación

La electrocoagulación es una técnica utilizada para el tratamiento de las aguas residuales. Los contaminantes de muy diversos efluentes son removidos aplicando el principio de coagulación, pero en este caso no se hace uso de un coagulante químico como sulfato de aluminio o cloruro férrico, sino que el agente coagulante (típicamente Al^{3+} o Fe^{3+}) es suministrado por ánodos de sacrificio mediante la aplicación de una corriente eléctrica.

La electrocoagulación ha sido una tecnología emergente desde 1906, con la primera patente concedida en Estados Unidos. Problemas de tipo financiero o de regulación de incentivos generaron tropiezos para que la industria adoptara esta técnica. Aunque no es una tecnología nueva, ha sido poco estudiada y desarrollada. Pese a esto, ha logrado alcanzar un aprovechamiento comercial importante en el tratamiento puntual de algunos contaminantes, ubicándose como una técnica con mayores ventajas comparativas con respecto de las tecnologías tradicionales de tratamiento. Por esta razón en los últimos años ha cobrado interés (Emamjomeh y Sivakumar, 2009).

Durante las dos últimas décadas se han reportado trabajos en donde se utiliza el proceso para remover partículas dispersas de aceite, grasa y petróleo, en el tratamiento de aguas residuales provenientes de procesos de electroplateado, textiles; también se ha encontrado que es efectivo para la remoción de metales pesados como arsénico, cadmio, níquel, plomo o zinc y para remover nitritos, nitratos, amoníaco, color, DBO y sílice, entre otros (Chen, 2002; Emamjomeh y Sivakumar, 2009).

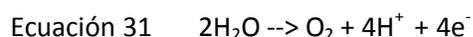
El proceso involucra un reactor electroquímico, el cual es en esencia una celda electroquímica, donde un ánodo es usado para dosificar un agente coagulante al agua contaminada, mientras que en el cátodo se produce gas hidrógeno e iones hidróxido (Holt, 2005).

La corriente eléctrica proporciona la diferencia de potencial que provoca una serie de reacciones químicas. Los iones metálicos se liberan y dispersan en el medio líquido y tienden a formar óxidos metálicos que atraen eléctricamente a los contaminantes que han sido desestabilizados.

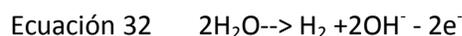
Usualmente se usan placas de aluminio o de hierro como electrodos en el proceso de electrocoagulación, sin embargo, se ha reportado en la literatura una mayor remoción de sílice cuando se utilizan electrodos de aluminio (Whipple *et al.*, 2007).

Las reacciones químicas involucradas cuando se utilizan electrodos de aluminio son (Chen, 2004):

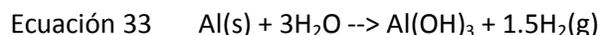
En el ánodo:



En el cátodo:



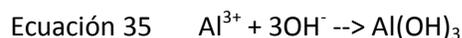
El ánodo y el cátodo se disuelven químicamente de acuerdo a:



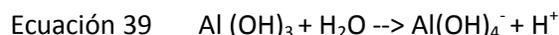
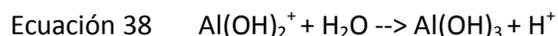
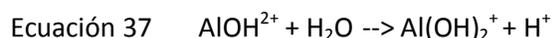
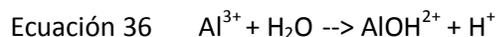
Si existen cloruros presentes se puede dar la reacción (ánodo y cátodo):



En condiciones alcalinas, la reacción global sería:



Los iones de aluminio desestabilizan y agregan los sólidos suspendidos permitiendo que ocurra floculación, este proceso de neutralización de cargas es similar a la neutralización convencional en la coagulación química. Por otra parte, las consecutivas reacciones de hidrólisis pueden generar varias especies de hidróxidos monoméricos, tales como Al(OH)^{2+} , Al(OH)_2^{+} , Al(OH)_3 , Al(OH)_4^{-} ; las reacciones de hidrólisis son las siguientes:



Estas especies, además de desestabilizar las cargas de los sólidos suspendidos, pueden producir polímeros coagulantes como $\text{Al}_6(\text{OH})_{15}^{3+}$, $\text{Al}_8(\text{OH})_{20}^{4+}$, $\text{Al}_{13}(\text{OH})_{34}^{5+}$, los cuales pueden adsorber una gran cantidad de contaminantes (Holt *et al.*, 1999).

Los flóculos obtenidos mediante electrocoagulación tienen una menor cantidad de agua que los obtenidos mediante coagulación química, además de ser más grandes, por lo tanto son más resistentes al rompimiento (Nielson y Smith, 2005).

Comparado con la coagulación convencional, la electrocoagulación tiene muchas ventajas, entre las cuales destacan:

- Los costos de operación son menores en comparación con los procesos convencionales usando polímeros,
- Requiere de equipos simples y de fácil operación,
- Elimina requerimientos de almacenamiento y uso de productos químicos,
- Genera lodos más compactos y en menor cantidad, lo que involucra menor problemática de disposición de estos lodos,
- Mayor eficiencia para desestabilizar pequeñas partículas coloidales,
- Facilidad de automatización,
- Produce flóculos más grandes que aquellos formados en la coagulación química, con menor contenido de agua.
- Alta efectividad en la remoción de un amplio rango de contaminantes, y
- El paso de la corriente eléctrica favorece el movimiento de las partículas de contaminante más pequeñas, incrementando la coagulación.

Las principales desventajas del proceso de electrocoagulación son:

- Es necesario reponer los electrodos de sacrificio.
- El óxido formado en el ánodo puede, en muchos casos, formar una capa que impide el paso de la corriente eléctrica, disminuyendo de esta forma la eficiencia del proceso.

1.5.2.1 Diseño y operación del reactor de electrocoagulación

Los reactores para la electrocoagulación pueden clasificarse en primera instancia como reactores tipo batch o reactores de sistema continuo. La selección de uno de estos tipos de reactor depende de las características del contaminante y de su concentración, así como de las cantidades de agua residual a tratar o aspectos que involucren disminución de zonas muertas o cortos circuitos.

Analizando el reactor tipo batch, encontramos que éste debe operar con un volumen determinado de agua para tratar en un ciclo. Tiene la ventaja de ser simple y de bajo costo para el tratamiento localizado de aguas, sin embargo, tiene la desventaja que las condiciones dentro del reactor cambian con el tiempo. Por otra parte, los sistemas continuos son los que mayormente se aplican en el tratamiento de aguas y se caracterizan por operar bajo condiciones de estado estacionario. Una de las principales ventajas de estos sistemas es que la dosis de agentes coagulantes que emplean se mantiene fija. Una segunda clasificación de los reactores está dada en función de la flotación. Una vez que el contaminante ha sufrido el proceso de coagulación, existen dos formas de separarlo del

medio acuoso, a saber: flotación y sedimentación. Así pues, los reactores pueden diseñarse como reactores con sólo coagulación, o con coagulación y flotación. Son llamados reactores de sólo coagulación aquellos que no aprovechan la electrocoagulación para generar burbujas que separen los agregados (flóculos) del contaminante por flotación, mientras que los reactores en los que se aprovechan las burbujas generadas para realizar la flotación de los agregados del contaminante, reciben el nombre de reactores de electroflotación (Comninellis y Chen, 2009)

La separación por sedimentación es la más común. Los procesos que utilizan sólo coagulación pueden combinarse con otras tecnologías para lograr la separación del contaminante. Estas tecnologías pueden ser: flotación por aire disuelto, filtración y clarificación. La Figura 1.27 muestra un reactor de electrocoagulación combinado con un proceso de clarificación.

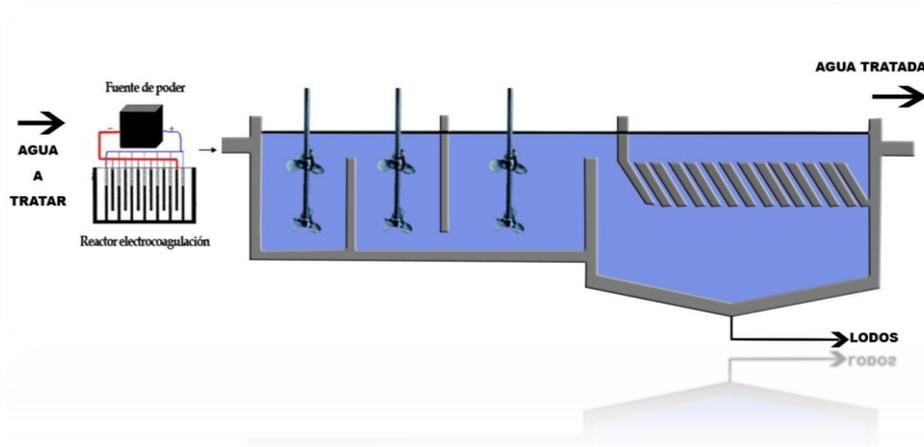


Figura 1.27 Proceso de clarificación con reactor de electrocoagulación.

Estas combinaciones de técnicas de separación con el proceso de electrocoagulación se pueden llevar a cabo integrando ambas tecnologías en el diseño del reactor o se pueden presentar en unidades separadas. Es importante señalar que la combinación de estas tecnologías y su diseño dependen en gran medida de las propiedades y características que tenga el agua a tratar y los contaminantes presentes en la misma. Además, es importante considerar el uso que se le dará al efluente.

Con respecto al diseño del reactor, se ha observado que cuando en el reactor se usan dos placas, una como ánodo y otra como cátodo, no se presenta una buena disolución de iones metálicos. Para mejorar esta disolución se debe aumentar el área superficial de los electrodos, lo cual se logra aumentando el número de placas, disponiéndolas en serie en forma paralela monopolar o bipolar como se muestra en la Figura 1.28 (Chen, 2004).

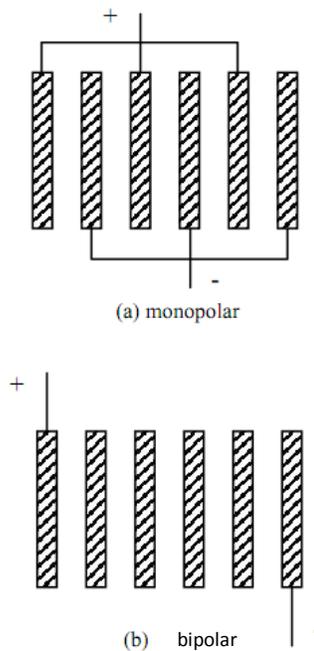


Figura 1.28 Arreglos de electrodos

La literatura no revela ningún avance sistemático para el diseño y operación de reactores para la electrocoagulación y no hay ningún diseño predominante usado hasta el momento, además, las publicaciones hechas hasta el momento se refieren a operaciones en batch. También hay que considerar que hay poca asesoría disponible para realizar un diseño preliminar. Igualmente se debe tener en cuenta que el desempeño de este tipo de reactores depende de los electrodos y el arreglo empleado, y varía de acuerdo al tipo de material y geometría de los electrodos.

1.5.2.2 Dosis de Aluminio Teórica

La cantidad de Al^{3+} o Fe^{2+} suministrada electroquímicamente puede ser calculada mediante la ley de Faraday, la cual establece que “la cantidad de sustancia que sufre oxidación o reducción en cada electrodo durante la electrólisis es directamente proporcional a la cantidad de electricidad que pasa a través de la celda electroquímica en operación galvanostática” (Whitten y Davis, 1998), esto es:

$$\text{Ecuación 40} \quad m \text{ (mol)} = \frac{I \left(\frac{\text{coulomb}}{\text{s}} \right) t \text{ (s)}}{nF \left(\frac{\text{coulomb}}{\text{mol}} \right)}$$

Dónde:

m = moles de sustancia oxidada o reducida en los electrodos (mol).

I = Corriente [ampere (coulomb/s)].

F= Constante de Faraday (96,500 coulomb/mol).

n = # electrones transferidos por mol de reactivo transformado

t= tiempo (s).

Para poder utilizar la Ecuación 40 en un reactor de electrocoagulación con ánodos de aluminio a flujo pistón, configuración hidráulica que presenta menos problemas de zonas muertas y cortocircuitos (Martín-Domínguez *et al.*, 2008) se realizan las siguientes simplificaciones:

$$\text{Ecuación 41} \quad I = \frac{mnF}{t}$$

Por otra parte,

$$\text{Ecuación 42} \quad m(\text{mol}) = C \left(\frac{\text{mol}}{\text{L}} \right) \cdot V (\text{L})$$

Dónde: m= moles (mol).

C= concentración molar (moles/L).

V= volumen (L).

Combinando las ecuaciones Ecuación 41 y Ecuación 42 se obtiene:

$$\text{Ecuación 43} \quad I = \frac{CVnF}{t}$$

Debido a que el caudal $Q= V/t$, la Ecuación 43 se puede reescribir como:

$$\text{Ecuación 44} \quad I \left(\frac{\text{coulomb}}{\text{s}} \right) = C \left(\frac{\text{mol}}{\text{L}} \right) Q \left(\frac{\text{L}}{\text{s}} \right) nF \left(\frac{\text{coulomb}}{\text{mol}} \right)$$

Despejando C:

$$\text{Ecuación 45} \quad C = \frac{I}{QnF}$$

Con el fin de utilizar la Ecuación 45 en unidades más prácticas (mgL^{-1} y L/min para C y Q respectivamente), se realizan las siguientes operaciones (considerando que $\text{PM Al} = 27 \text{ g}/\text{mol}$ y $n=3$):

$$\text{Ecuación 46} \quad C \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \text{Al}^{3+} = \frac{I \left(\frac{\text{coulomb}}{\text{s}} \right) \left(\frac{27 \text{ g}}{\text{mol}} \right) \left(\frac{1000 \text{ mg}}{\text{g}} \right) \left(\frac{60 \text{ s}}{\text{min}} \right)}{Q \left(\frac{\text{L}}{\text{min}} \right) 3 \left(96500 \frac{\text{coulomb}}{\text{mol}} \right)}$$

Por lo tanto,

$$\text{Ecuación 47} \quad C \text{Al}^{3+} = \frac{I \left(\frac{\text{coulomb}}{\text{s}} \right)}{0.1787 \left(\frac{\text{coulomb min}}{\text{mg s}} \right) Q \left(\frac{\text{L}}{\text{min}} \right)}$$

Dónde:

$C \text{Al}^{3+}$ = concentración de Al^{3+} (mg/L).

Q= caudal (L/min).

Con la Ecuación 47 se puede calcular la cantidad de corriente (I) necesaria, a un caudal determinado (Q) a flujo tipo pistón, para dosificar el agua con una cantidad de Al^{3+} ($C_{Al^{3+}}$) deseada.

1.5.2.3 Material de los electrodos

Usualmente se usa aluminio como ánodo, debido a que es el material más económico que provee cationes trivalentes, el hierro también provee cationes trivalentes después de la oxidación de Fe^{2+} , sin embargo, el hierro ha mostrado un desempeño inferior en la remoción de sílice (Whipple *et al.*, 2007).

Existen otros materiales económicos, los cuales liberan iones divalentes, sin embargo, este tipo de iones tienen una capacidad más baja para flocular contaminantes, los iones trivalentes tienen una mayor densidad de carga, lo cual les permite tener una mayor capacidad de adsorción (Nielson y Smith, 2005).

1.5.2.4 Eficiencia de la corriente aplicada

Además del aluminio dosificado electroquímicamente mediante la aplicación de una corriente (Ecuación 47), también se puede liberar aluminio químicamente (Ecuaciones y Ecuación 34), la eficiencia de corriente (Ecuación 48) mide la relación entre la cantidad de aluminio total producido y la cantidad de aluminio producida electroquímicamente (dosis teórica).

$$\text{Ecuación 48} \quad \text{Eficiencia de corriente} = \frac{Al^{3+} \text{ total producido}}{Al^{3+} \text{ producido teóricamente}} \times 100$$

1.5.2.5 Factores que afectan la electrocoagulación

Son muchos los factores que intervienen en el proceso de electrocoagulación y algunos de estos factores tienen mayor influencia sobre el proceso. A continuación se presentan aquellos que se relacionan directamente con la efectividad del mismo.

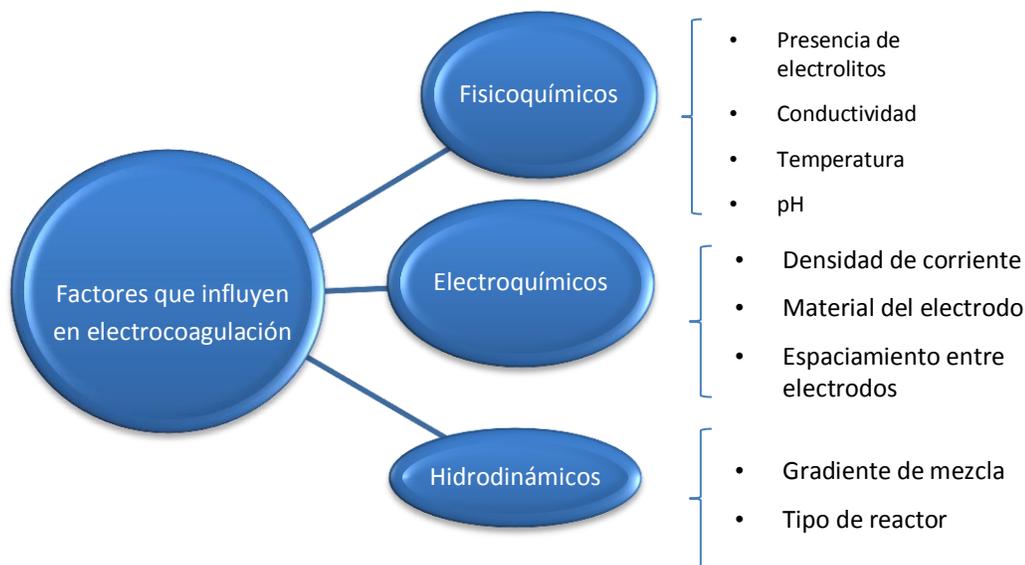


Figura 1.29 Factores que afectan el proceso de electrocoagulación.

1.5.2.5.1 Presencia de electrolitos

La presencia de algunos iones, como por ejemplo el sulfato, pueden incrementar el consumo de energía eléctrica y disminuir la eficiencia del proceso de electrocoagulación (Trompette *et al.*, 2008), esto debido a que los iones sulfato pueden preservar la capa de alúmina (Al_2O_3) que se forma cuando el aluminio se expone a la atmosfera, lo cual complica la oxidación del aluminio para producir iones Al^{3+} . Esto implica un mayor consumo de energía para realizar la oxidación, por otra parte, se ha encontrado que los cloruros o los iones de amonio pueden ser benéficos para el proceso de electrocoagulación, ya que los cloruros poseen una gran capacidad corrosiva y pueden romper la capa de alúmina mediante “corrosión por picadura”, por otra parte, los iones amonio pueden regular el pH, mientras que los iones de sodio no tienen ningún efecto en el proceso (Trompette *et al.*, 2008). Los efectos perjudiciales que ocasionan los iones sulfatos pueden ser frustrados mediante el uso de sales de amonio debido al efecto amortiguador que estas confieren, también se ha sugerido que se puede llevar a cabo la electrocoagulación en presencia de iones sulfato siempre y cuando la relación Cl^- / SO_4^- sea mayor a 1/10.

1.5.2.5.2 Efecto del pH

El efecto del pH del agua a tratar durante la electrocoagulación se ve reflejado en la solubilidad de los hidróxidos metálicos. Se ha encontrado que la mayor eficiencia de remoción de sílice utilizando electrodos de aluminio se logra a un pH cercano a 7 (Whipple *et al.*, 2007).

Se ha reportado que el pH del efluente, después del tratamiento con electrocoagulación en un proceso batch se incrementa si el influente es ácido, pero disminuye si el influente es básico; siendo

esta una ventaja del proceso. El incremento o decremento del pH se atribuye a reacciones secundarias.

1.5.2.5.3 Densidad de corriente

La densidad de corriente (i) es la corriente que pasa por los electrodos dividida entre el área efectiva de los mismos (Ecuación 49). Este parámetro se puede controlar fácilmente variando la corriente administrada.

$$\text{Ecuación 49} \quad i = I / A$$

Dónde: i = Densidad de corriente (Amperes/ m^2).

I = Corriente (Amperes).

A = Área de los electrodos (m^2).

Se han reportado densidades de corriente en el rango de 10 -2000 A/m^2 , sin embargo, la mayoría de las fuentes reportan la densidad de corriente en el rango de 10-150 A/m^2 (Holt *et al.*, 1999). El uso de una densidad de corriente alta puede provocar un desperdicio de energía eléctrica debido al calentamiento del agua. Se han recomendado densidades de corriente bajas (20-25 A/m^2) con motivo de minimizar la limpieza de la superficie de los electrodos (Chen, 2004). También se ha encontrado que el uso de densidades de corriente bajas (< 30 A/m^2) pueden incrementar la eficiencia de producción de aluminio y la eficiencia de aluminio para remover sílice (Villegas, 2009).

1.5.2.5.4 Conductividad

La conductividad del agua a tratar es un parámetro muy importante en la electrocoagulación, debido a que la conductividad impacta directamente en la cantidad de energía requerida en el proceso. La energía consumida por las celdas electroquímicas puede ser expresada como:

$$\text{Ecuación 50} \quad P = U I$$

Dónde:

P = Consumo de energía (watts).

U = Voltaje (volts).

I = Corriente (Amperes).

La ley de Ohm establece que:

$$\text{Ecuación 51} \quad U = R I$$

Donde R = Resistencia (Ohm)

Usando estas relaciones es posible reescribir la Ecuación 50 como:

$$\text{Ecuación 52} \quad P = R I^2$$

La Ecuación 52 muestra que reduciendo la resistencia en el electrolito soporte, sin cambiar la corriente, es posible disminuir la potencia y por lo tanto, reducir el consumo de energía requerida.

La resistencia disminuye de manera proporcional a medida que la conductividad aumenta, por lo tanto, la adición de una cierta cantidad de electrolito reduce la potencia requerida en un sistema de electrocoagulación, reduciendo los costos de operación (Nielson y Smith, 2005).

1.5.2.5.5 Gradiente de mezcla en el reactor

Es deseable que exista un mezclado rápido durante la coagulación para dispersar los agentes coagulantes uniforme y rápidamente a través de todo el volumen del reactor antes que los precipitados coloidales se formen; por tal motivo, se recomiendan gradientes altos durante el proceso de coagulación (Amirtharajah *et al.*, 1991).

En los reactores a flujo pistón con la configuración hidráulica de la Figura 1.30, la energía de mezclado se disipa mediante la pérdida de carga debido a cambios en la dirección y turbulencia del caudal, ensanchamientos o contracciones en diversas secciones y fricción en tramos rectos.

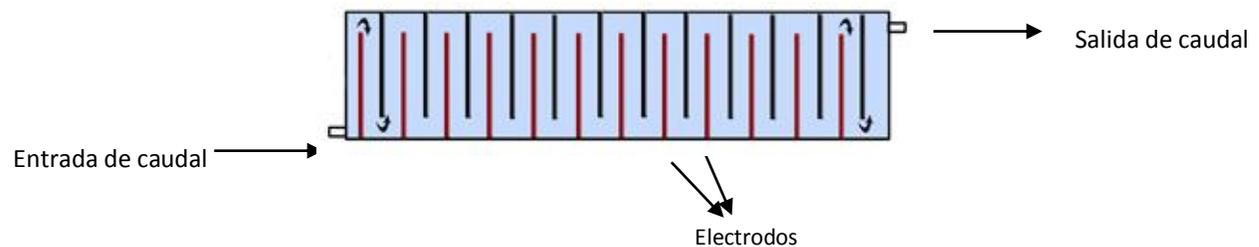


Figura 1.30 Reactor de electrocoagulación a flujo pistón.

Para reactores en los cuales la energía de mezclado se disipa mediante una pérdida de carga, la potencia disipada es igual al producto de la pérdida de carga por el caudal (Ecuación 53):

$$\text{Ecuación 53} \quad P = \Delta H \cdot g \cdot Q \cdot \gamma$$

Análisis dimensional:

$$\text{watt} = m \cdot \frac{m}{s^2} \cdot \left(\frac{m^3}{s}\right) \cdot \frac{Kg}{m^3} = \frac{Kg \cdot m^2}{s^3} = \text{watt}$$

Dónde:

P= Potencia (watts).

Q= Caudal (m³/s).

γ = Densidad (kg/m³).

ΔH = Pérdida de carga (m).

g = constante de gravedad (9.8 m/s^2).

Combinando la ecuación 53 con la 29 se obtiene:

Ecuación 54
$$G = \sqrt{\frac{\Delta H \cdot g \cdot \gamma}{\mu \cdot \tau}}$$

Análisis dimensional:

$$s^{-1} = \sqrt{\frac{m \cdot \frac{m}{s^2} \cdot \frac{Kg}{m^3}}{\frac{Kg \cdot m}{s^2} \cdot \frac{s}{m^2} \cdot s}} = \sqrt{\frac{1}{s^2}} = s^{-1}$$

Dónde:

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

τ = tiempo de residencia (s).

Como ya se mencionó anteriormente, los valores recomendados del gradiente de mezcla para coagulación se encuentran entre $300 - 1000 \text{ s}^{-1}$ (Letterman, 1999).

1.5.2.5.6 Pasivación

La pasivación es un proceso que limita la emisión de iones metálicos, debido a la formación de una capa de productos oxidados sobre la superficie del ánodo. Esto aumenta el consumo de energía eléctrica y por lo tanto aumenta el costo de operación. Este fenómeno ha limitado el uso de la electrocoagulación como un proceso para el tratamiento de aguas (Ríos *et al.*, 2005).

Se han propuesto algunos métodos para controlar la pasivación, entre los cuales se encuentran:

- Cambiar la polaridad de los electrodos.
- Introducir agentes inhibidores.
- Incrementar el caudal (limpieza hidromecánica).
- Limpieza mecánica de los electrodos.

1.6 Diseño de experimentos

El diseño de experimentos es la aplicación del método científico para generar conocimiento acerca de un sistema o proceso. Esta herramienta es un conjunto de técnicas estadísticas y de ingeniería, que permiten lograr la máxima eficiencia en los procesos con el mínimo costo. El diseño de experimentos consiste en planear un conjunto de pruebas experimentales, de tal manera que los

datos generados puedan analizarse estadísticamente para obtener conclusiones válidas y objetivas acerca del sistema o proceso en estudio (Gutiérrez y Salazar, 2004).

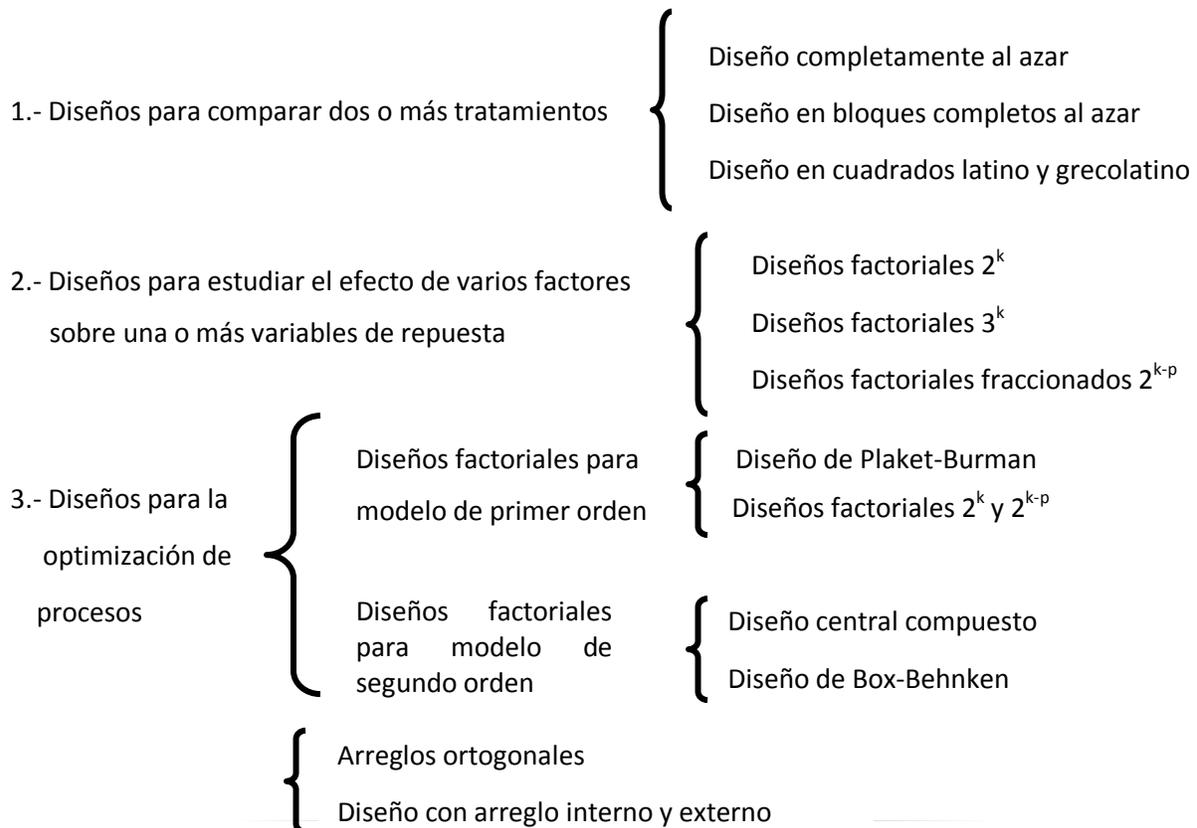
1.6.1 Clasificación y selección de los diseños experimentales

Se han inventado y propuesto muchos diseños experimentales para poder estudiar la gran diversidad de problemas o situaciones que ocurren en la práctica; los cinco aspectos que más influyen son:

1. El objetivo del experimento.
2. El número de factores a controlar.
3. El número de niveles que se prueban en cada factor.
4. Los efectos que interesa investigar.
5. El costo del experimento, tiempo y precisión deseada.

El objetivo del experimento se ha utilizado como un criterio general de clasificación de los diseños experimentales, mientras que los otros cuatro aspectos son útiles para subclasificarlos.

De acuerdo con su objetivo, los diseños experimentales pueden dividirse de acuerdo al número de factores y el tipo de efectos que se pretende estudiar según las restricciones existentes (Gutiérrez y Salazar, 2004).



4.- Diseños robustos

5.- Diseños de mezclas { Diseño de Lattice-simplex
Diseño simplex con centroide

1.6.2 Diseño completamente al azar

El diseño completamente al azar (DCA) es el más simple de todos los diseños que se utilizan para comparar dos o más tratamientos, dado que solo considera dos fuentes de variabilidad: los tratamientos y el error aleatorio. En este diseño todas las corridas experimentales se realizan en orden aleatorio completo, de manera que los posibles efectos ambientales y temporales se repartan equitativamente entre los tratamientos.

1.6.3 Diseños factoriales

Un diseño de experimentos factorial es el conjunto de puntos experimentales o tratamientos que pueden formarse considerando todas las posibles combinaciones de niveles de los factores.

El objetivo de un diseño factorial es estudiar el efecto de varios factores sobre una o varias variables de respuestas o características de calidad, con la finalidad de conocer mejor cómo es esta relación y generar conocimiento que permita tomar acciones y decisiones que mejoren el desempeño del proceso. Por ejemplo, uno de los objetivos más importantes que en general tiene un diseño factorial es determinar una combinación de niveles de los factores en la cual el desempeño del proceso sea mejor. La familia de diseños factoriales 2^k consiste de k factores, todos en 2 niveles de prueba; y la familia 3^k consiste de k factores todos con 3 niveles de prueba (Gutiérrez y Salazar, 2004).

Con el diseño (2^k) se puede estudiar:

- La media
- Los k efectos principales
- $k(k-1)/2$ Interacciones dobles
- $k(k-1)(k-2)/(3 \times 2)$ interacciones triples, y así sucesivamente hasta la única interacción de los k factores (ABC....K).

Un plan factorial completo permite estimar no solo el efecto de los factores, sino todas las interacciones que ocurren entre ellos.

1.6.3.1 Diseños factoriales 2^k con puntos al centro

Cuando en un diseño factorial 2^k los factores admitan un valor de prueba intermedio, es recomendable formar un tratamiento adicional por la combinación del nivel intermedio de todos los factores. A tal tratamiento o combinación se le conoce como punto central. Es deseable correr experimentos con varias réplicas del punto central para obtener grados de libertad adicionales para estimar mejor el error de la Tabla de ANOVA (cada punto central agrega 1 grado de libertad), es conveniente interpretar Tablas de ANOVA con al menos 8 grados de libertad en el error.

1.6.3.2 Diseño factorial 2^2

Con un diseño factorial 2^2 se estudia el efecto de dos factores considerando dos niveles en cada uno. La matriz de este diseño consiste en $2 \times 2 = 4$ combinaciones o tratamientos.

La Tabla 1.3 muestra la matriz para este diseño experimental, el signo menos representa nivel bajo del factor y el signo más representa el nivel alto.

Tabla 1.3 Matriz de diseño factorial 2^2 .

Totales	A	B
1	-	-
2	+	-
3	-	+
4	+	+

En este diseño existen tres factores de interés: los dos efectos principales (A y B) y el efecto de la interacción (AB), (Gutiérrez y Salazar, 2004).

1.6.4 Modelo estadístico

El modelo estadístico en el que se basa el análisis de diseño de experimentos expresa la variable de respuesta (Y) como una función de los factores experimentales, de las interacciones entre los factores y de los términos del error. El modelo es una manera de expresar matemáticamente todo lo que se supone puede influir sobre la variable de respuesta (Statpoint, 2006).

Existen dos tipos de modelos que generalmente se estiman, los cuales se ilustran a continuación para dos factores experimentales (A y B):

1. Modelos de Primer Orden.- Contienen términos que representan solamente efectos principales.

$$\text{Ecuación 55} \quad Y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \varepsilon$$

Donde β_0 representa a la media general, β_1 es el efecto del factor $X_1 = A$, β_2 es el efecto del factor $X_2 = B$, y ε es el error experimental (el cual se asume que es aleatorio).

2. Modelos de Segundo Orden.- Contienen términos que representan efectos principales e interacciones de segundo orden.

$$\text{Ecuación 56} \quad Y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \beta_{12} X_1 X_2 + \varepsilon$$

Donde β_{12} representa el efecto de interacción $X_1 X_2 = AB$

1.6.4.1 Modelo estadístico del diseño completamente al azar

La consideración básica para un diseño completamente al azar es que las observaciones pueden ser representadas por el modelo estadístico lineal:

$$\text{Ecuación 57} \quad Y_{ij} = \mu + \tau_i + \varepsilon_{ij} \quad i=1 \dots t; j=1 \dots n_i$$

Donde μ es la media general, τ_i es el efecto verdadero del i-ésimo tratamiento y ε_{ij} es el error aleatorio que supone sigue una distribución con media cero y varianza constante y son independientes entre sí.

1.6.4.2 Modelo estadístico del diseño factorial 2^k

Cuando se tienen dos factores (A y B) se pueden estudiar los dos efectos individuales y el efecto de interacción entre ambos factores. En términos estadísticos lo que se afirma es que el comportamiento de la respuesta Y en el experimento con k replicas se podrá describir mediante el modelo de efectos:

$$\text{Ecuación 58} \quad Y_{ijk} = \mu + \alpha_i + \beta_j + (\alpha\beta)_{ij} + \varepsilon_{ijk};$$

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

Donde μ es la media general, α_i es el efecto debido al i-ésimo factor del nivel A, β_j es el efecto del j-ésimo nivel del factor B, $(\alpha\beta)_{ij}$ representa al efecto de la interacción en la combinación ij y ε_{ijk} es el error aleatorio que supone sigue una distribución con media cero y varianza constante y son independientes entre sí.

1.6.5 Análisis del diseño de experimentos

Para realizar el análisis estadístico de un diseño de experimentos, se debe determinar el modelo de análisis de varianza ANOVA (por su acrónimo en inglés) o la técnica estadística que mejor describa el comportamiento de los datos.

El nombre de análisis de varianza (ANOVA) viene del hecho de que se utilizan cocientes de varianzas para probar hipótesis de igualdad de medias. La idea general de esta técnica es separar la variación total en las partes con la que contribuye cada fuente de variación en el experimento.

El ANOVA particiona la varianza de la respuesta en diversos componentes: uno para cada efecto principal, uno para cada interacción y uno para el error experimental (Tabla 1. 4).

Tabla 1. 4 Ejemplo de tabla ANOVA [tomada de Statpoint, 2006]

Análisis de Varianza para la variable de respuesta "reacción"					
Fuente	Suma de cuadrados	Gl	Cuadrado medio	Razón-F	Valor-P
A: Velocidad	16	1	16	4	0.1835
B: Catalizador	1681	1	1681	420.25	0.0028
C: Agitación	0	1	0	0	1
D: Temperatura	600.25	1	600.25	150.06	0.0066
E: Concentración	156.25	1	156.25	39.06	0.0247
Falta de ajuste	0.157	1	0.157	0.04	0.8609
Error puro	8	2	4		
Total (corr.)	333.16	8			
R cuadrada	99.75 porcentaje				

La Tabla del ANOVA muestra:

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

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

Ecuación 59

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

e_i es el i-ésimo residual, que mide la diferencia entre la respuesta observada para la corrida (i) con respecto al valor predicho por la estimación del modelo.

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

Ecuación 60

$$R^2 = 100 \left(1 - \frac{SC_{error}}{SC_{total}} \right) \%$$

El rango del R-cuadrado va de 0% al 100% y mide que tan bien el modelo estimado explica los datos observados de la respuesta, por lo que son deseables valores próximos a 100. En general, para fines de predicción se recomienda un coeficiente de determinación de al menos un 70% (Gutiérrez y Salazar, 2004).

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

Ecuación 61

$$\hat{\sigma}^2 = CME = \frac{SC_{error}}{G.I._{error}}$$

$G.I._{error}$ Corresponde a los grados de libertad asociados con el error experimental.

Cociente-F – El cual divide el cuadrado medio de un efecto (CM_{efecto}) por el cuadrado medio del error:

Ecuación 62

$$F = \frac{CM_{efecto}}{CME}$$

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

2 METODOLOGÍA

2.1 Descripción general

La metodología desarrollada en este trabajo involucra cinco etapas, las cuales se resumen en la Figura 2. 1. La primera etapa consistió en evaluar el efecto del gradiente y tiempo de floculación, en la remoción de la sílice contenida en agua de pozo y del aluminio agregado durante el proceso de electrocoagulación. En esta etapa el tren de tratamiento utilizado estuvo integrado por un reactor electroquímico acoplado a un tren completo de clarificación convencional. Para evaluar los efectos se utilizó un diseño factorial 2^2 y cada experimento tuvo una duración de cinco horas (tiempo en que de acuerdo a pruebas preliminares se alcanzó una remoción de sílice constante). La dosis de aluminio aplicada en estas pruebas (15 mgL^{-1}) se fijó en el valor mínimo requerido para que la etapa de floculación y sedimentación no se vieran influenciadas por la cantidad de aluminio presente en el sistema, es decir, dosis muy bajas de aluminio impiden la correcta formación de los flóculos, y dosis muy altas pueden enmascarar el efecto del gradiente y tiempo de floculación por una eliminación por barrido del contaminante de interés.

La segunda etapa consistió en evaluar el efecto de la calidad del agua a tratar en el pH óptimo de floculación, tomando en cuenta que la literatura reporta que la presencia de sulfatos puede modificarlo. En esta etapa se utilizaron cuatro diferentes tipos de agua (dos de pozo y dos de purga de torre de enfriamiento) con diferente concentración de iones sulfato entre ellas, y aunque la coagulación se realizó en el reactor de electrocoagulación como en la etapa anterior, las etapas de floculación y sedimentación se realizaron en equipos de pruebas de jarras, con la finalidad de reducir el tiempo de experimentación y la cantidad de agua requerida para la experimentación. La dosis de aluminio se fijó en $\sim 40 \text{ mgL}^{-1}$, con el objetivo de analizar si la eficiencia del aluminio para remover sílice se seguía manteniendo a una dosis media con respecto al intervalo óptimo para la remoción de partículas mediante coagulación por barrido ($20\text{-}60 \text{ mgL}^{-1}$) (Letterman, 1999), mecanismo mediante el cual se elimina la sílice reactiva del agua (Den y Wang, 2008).

La tercera etapa consistió en corroborar con agua de pozo y de purga los resultados obtenidos en la primera etapa, pero utilizando el pH óptimo de floculación. Esta etapa del estudio se realizó utilizando pruebas de jarras (al igual que en la segunda etapa) y mediante un diseño experimental completamente al azar para evaluar estadísticamente el efecto del gradiente.

La cuarta etapa consistió en evaluar el efecto de la calidad del agua utilizando el tren de tratamiento completo de EC en condiciones óptimas de gradiente y pH, con respecto a las siguientes variables de respuesta medidas cada dos horas durante las pruebas:

- Eficiencia de producción de aluminio (EPA).
- Eficiencia del aluminio para remover sílice (mgL^{-1} de Al^{3+} producido/ mgL^{-1} de sílice removido).
- Pérdida de carga hidráulica (medida indirecta del taponamiento del reactor).
- Eficiencia de remoción del aluminio dosificado.

- Variación del voltaje (medida indirecta de la pasivación de los electrodos).

En esta etapa se utilizaron los cuatro tipos de agua: dos de pozo y dos de purga de torres de enfriamiento, y el tiempo de operación del sistema se prolongó hasta que el aumento en el voltaje o en la pérdida de carga indicaran la pasivación de los electrodos. La dosis de aluminio ($\sim 60\text{mgL}^{-1}$) establecida en estas prueba se fijó al valor más alto que se podía obtener por los límites de la fuente de poder utilizada, con el objetivo de analizar si la eficiencia del aluminio para remover sílice se seguía manteniendo a dosis elevadas.

La quinta etapa tuvo como objetivo evaluar la factibilidad técnica de elevar a cuatro los ciclos de concentración en la torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, mediante la eliminación de 40mgL^{-1} de sílice en el agua de pozo que es utilizada como agua de repuesto. En esta prueba se utilizó el tren de tratamiento de EC completo, y el tiempo de operación se extendió hasta que el reactor se pasivó. Los resultados permitieron evaluar técnica y económicamente el tratamiento de agua de pozo para incrementar dos ciclos de concentración.

A continuación se describe el equipo experimental empleado, la metodología de operación, los métodos analíticos utilizados, así como los diseños y pruebas experimentales que se emplearon para desarrollar la parte experimental.

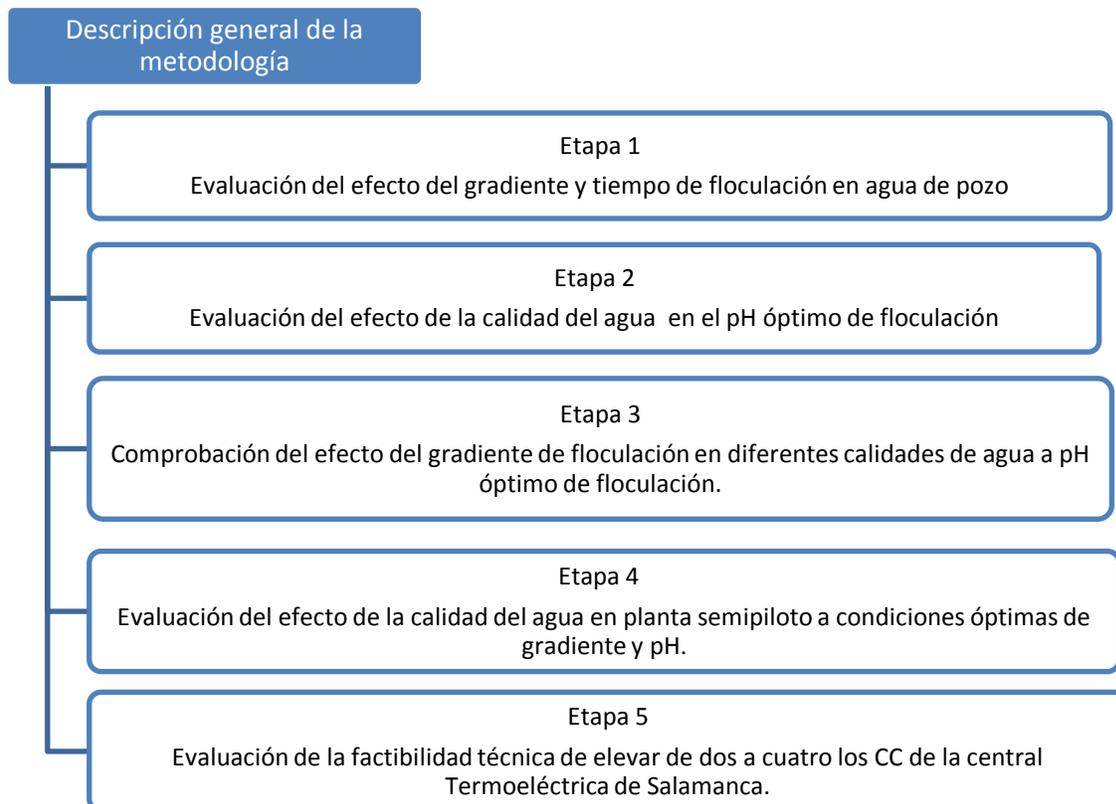


Figura 2. 1 Descripción general de la metodología empleada

2.1.1 Descripción del equipo experimental

El sistema de electrocoagulación utilizado en este trabajo está construido en 2 niveles, en el primero (Figura 2.2) se ubica la bomba de alimentación del sistema (Siemens de 0.75 HP), la fuente de poder que provee de energía al reactor (Sorensen modelo DLM 40-15) y el manómetro diferencial que mide la diferencia de presión entre la entrada y la salida del reactor (ΔH). En el segundo (Figura 2.3) se localiza el reactor de electrocoagulación, el sistema de floculación mecánico (compuesto por 3 cámaras de 10.12 L cada una) y un sedimentador de alta tasa de flujo ascendente de 60 L.

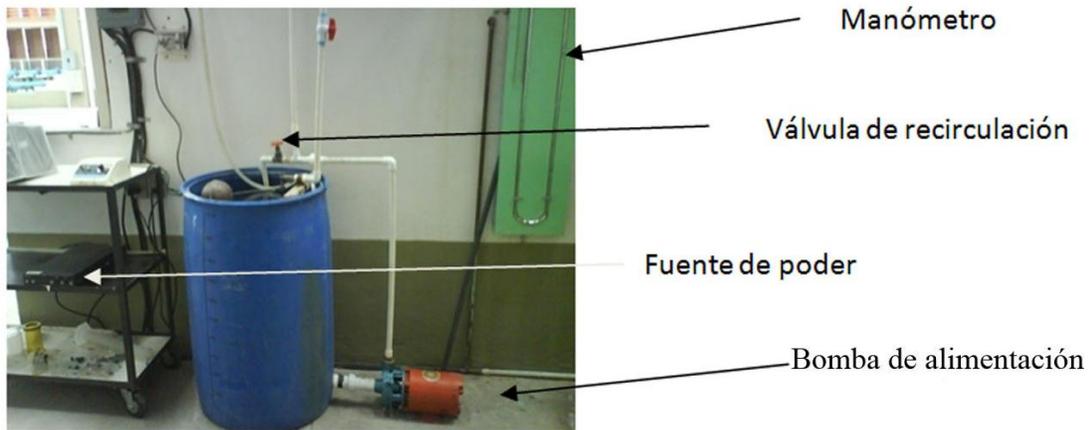


Figura 2.2 Sistema de electrocoagulación (planta baja).

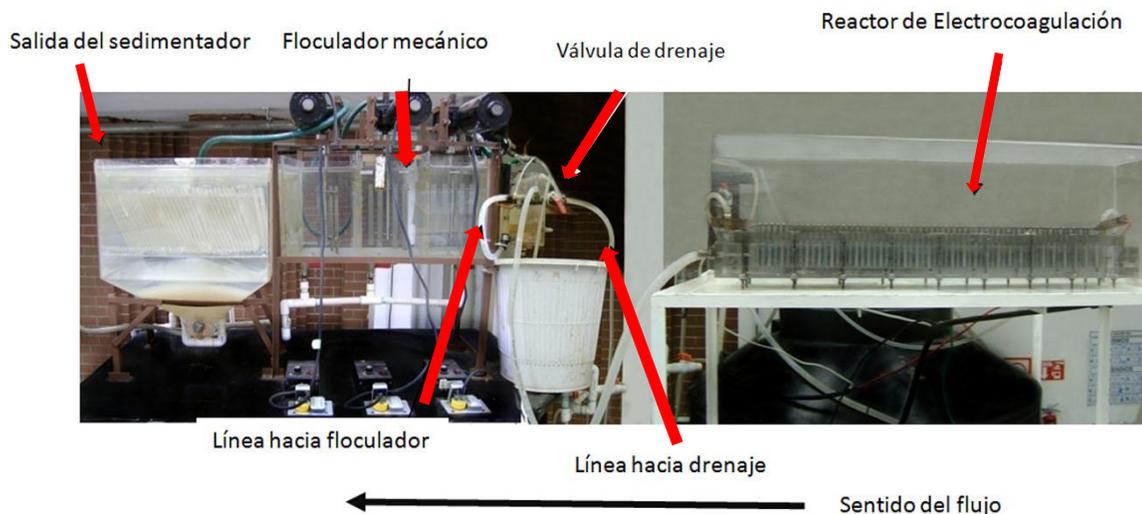


Figura 2.3 Sistema de electrocoagulación (planta alta).

El diagrama esquemático del tren de tratamiento del sistema de electrocoagulación se presenta en la Figura 2.4. El tren de tratamiento cuenta con un sistema de almacenamiento de agua integrado por 3 tinacos (numerados como 1, 2 y 4) de 800, 1000 Y 450 L, respectivamente, el tinaco #4 distribuye el

agua al tinaco #5 (de 200L de capacidad), este tinaco cuenta con un flotador que le permite mantener su nivel de agua constante durante las pruebas experimentales, con la finalidad de que la bomba #6 provea un caudal constante al reactor de electrocoagulación. Una serie de válvulas permite regular el flujo que entra al reactor de electrocoagulación (7) y al floculador (9). Posteriormente, el caudal pasa directamente a una unidad de sedimentación de alta tasa de flujo ascendente (10). La medición del gasto se puede realizar a la salida del reactor, a la entrada del floculador y a la salida del sedimentador con ayuda de un cronómetro y una probeta graduada, también se cuenta con un rotámetro a la entrada del floculador (8). El sedimentador tiene una válvula que permite purgar los lodos hacia una planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR), la cual se localiza dentro del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. El material del sistema de tratamiento está compuesto principalmente por acrílico y tubería de PVC hidráulico de ½ in.

La configuración hidráulica del sistema permite la toma de muestras a la salida del reactor, floculador y del sedimentador.

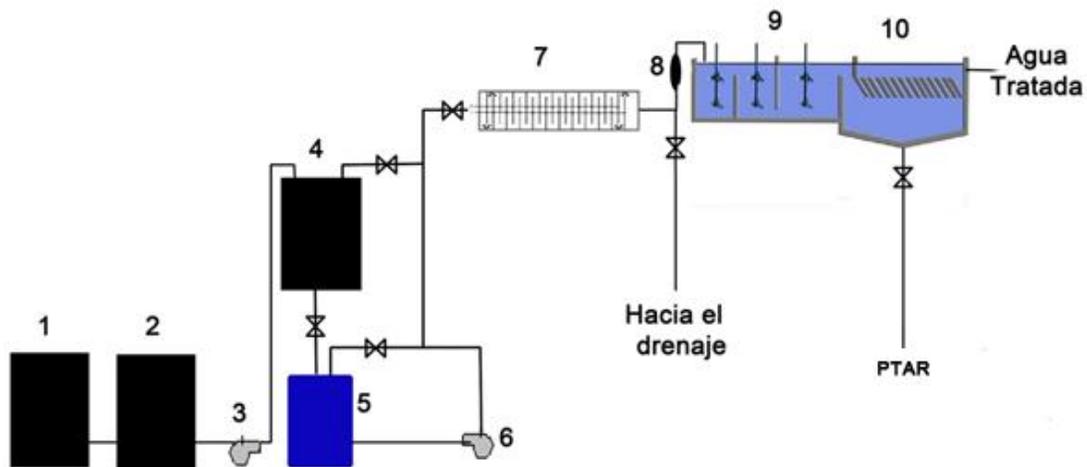


Figura 2.4 Diagrama esquemático del tren de tratamiento.

A continuación se describen las tres unidades que componen el sistema de electrocoagulación.

Reactor de Electrocoagulación.

Se diseñó y construyó un reactor de electrocoagulación a flujo pistón (Figura 2.5) cuyo diagrama esquemático se representa en la Figura 2. 6. El reactor está compuesto por una caja de acrílico sellada herméticamente la cual contiene 30 pares de electrodos dispuestos como un floculador hidráulico con mamparas (Figura 2. 6), el agua fluye dando giros de 180° dentro del mismo, los electrodos tienen 0.6 cm de separación entre ellos y están conectados de manera que funcionen como 30 celdas electrolíticas. Las características de los electrodos se presentan en la Tabla 2.1. Es importante mencionar que se eligió construir el reactor de electrocoagulación con esta configuración debido a que según estudios de comportamiento hidráulico realizados con los simuladores Phoenix® y Comsol Multifísica®, esta configuración presenta menos problemas de zonas muertas y cortos

circuitos (Piña *et al.*, 2009) así como una mayor facilidad de adaptar los electrodos en la estructura misma del reactor.

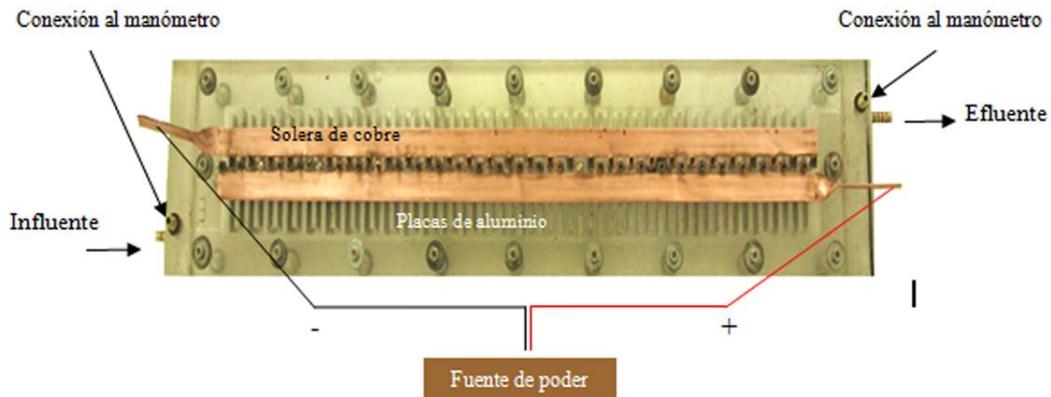


Figura 2.5 Reactor de electrocoagulación.

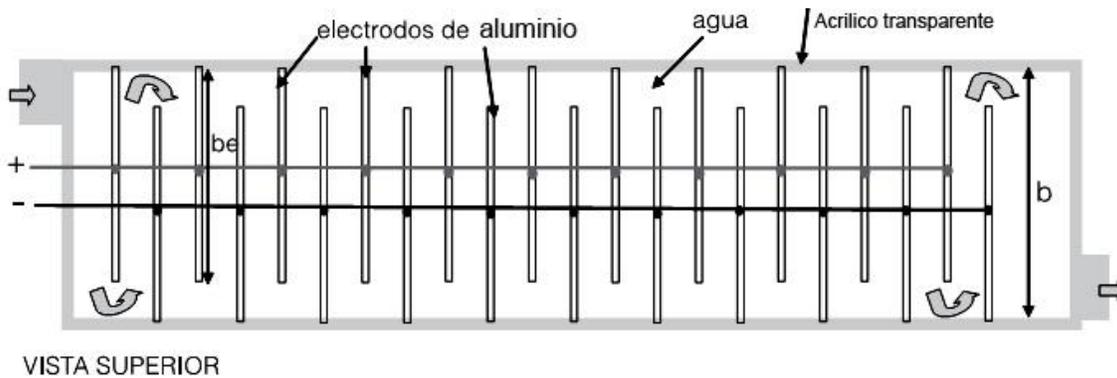


Figura 2. 6 Diagrama esquemático del reactor de electrocoagulación.

Tabla 2.1 Características de los electrodos del reactor de electrocoagulación.

Pares de electrodos (cm)	30
Largo (cm)	8
Ancho (cm)	4
Espesor (cm)	0.5
Espacio entre electrodos (cm)	0.6
Ancho de celda (cm)	8.4

Área total (cm ²)	1907
-------------------------------	------

El reactor de electrocoagulación funciona como una unidad de mezcla rápida. La pérdida de carga hidráulica que ocurre dentro del mismo debido a cambios en la dirección, turbulencia del caudal, ensanchamientos o contracciones en diversas secciones y fricción en tramos rectos provee la energía de mezclado necesaria para la coagulación. En la entrada y salida del reactor se instaló un manómetro diferencial de mercurio, el cual permite conocer la pérdida de carga hidráulica que ocurre en el reactor mediante lecturas de ΔH en centímetros de mercurio. El reactor también cuenta con conexiones de mangueras y válvulas que permiten purgar el gas generado durante el proceso de electrocoagulación (H_2) y por lo tanto, obtener una correcta lectura del manómetro. El gradiente de mezcla dentro del reactor puede ser calculado mediante la Ecuación 53 (la cual se aplica para floculadores hidráulicos).

El agente coagulante es generado *in situ* conforme se realizan las reacciones electroquímicas. El caudal va recibiendo el agente coagulante, aumentando la concentración de aluminio a medida que va pasando por el reactor. La cantidad de corriente necesaria para dosificar el aluminio requerido puede ser calculado mediante la Ecuación 47 (descrita en la sección 1.5.2.2).

El voltaje requerido para mantener la corriente de operación es directamente proporcionado por la fuente de poder.

Floculador mecánico

Como ya se mencionó anteriormente, las características de los flóculos formados mediante electrocoagulación (EC) no son las mismas que las de los flóculos generados mediante coagulación-floculación mecánica e hidráulica convencional, por lo tanto, resulta de importancia investigar los gradientes de mezcla de floculación al utilizar un sistema de EC, con la finalidad de encontrar los gradientes óptimos que permitan obtener flóculos con las mejores características de floculación-sedimentación para remover la sílice.

Para realizar el estudio de la floculación en este trabajo, se adaptó una unidad de floculación mecánica a la salida del reactor de electrocoagulación. La unidad está compuesta por un tanque de acrílico dividido en tres cámaras mediante pantallas deflectoras (Figura 2.7), cada cámara contiene un agitador de paleta de velocidad variable el cual es impulsado por un motor de $\frac{1}{4}$ de HP (BALDOR de 0.25 Hp), las dimensiones de cada cámara son: 20 cm de largo, 20 cm de ancho y 25 cm de altura. La división del tanque en compartimentos permite disminuir los cortos circuitos y las zonas muertas, además de permitir disminuir gradualmente el gradiente de velocidad en el floculador (condición recomendable para lograr un flóculo que sedimente más fácilmente), (CEPIS, 1992).

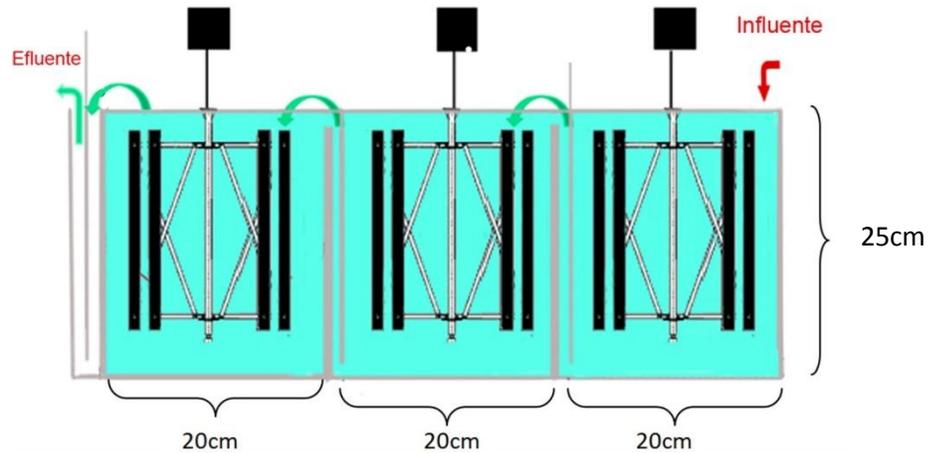


Figura 2.7 Diagrama esquemático del floculador mecánico.

La potencia en el floculador mecánico puede ser calculada mediante la siguiente ecuación (CEPIS, 1992):

$$\text{Ecuación 63} \quad P = C_D A \frac{\gamma v^3}{g} = \frac{C_D [n(2\pi r)(1-k)]^3 \gamma A}{2g}$$

Dónde:

P = potencia (Kg m/s).

n = velocidad de rotación de la paleta (revoluciones / s).

r = radio de giro medido al eje de la paleta (m).

v = velocidad de la paleta relativa al agua (m/s).

k = relación entre la velocidad de la masa de agua y de las paletas, k= 0.25 es un valor normalmente aceptado en diseño (adimensional).

A= área de la paleta perpendicular al flujo (m²).

γ= Densidad (Kg m⁻³)

g = constante de aceleración gravitacional (9.81 m/s²).

C_D = coeficiente de arrastre, función del largo y ancho de la paleta (L/b), (Tabla 2.2).

Tabla 2. 2 Coeficiente de arrastre para floculadores mecánicos de paletas

L/b	1	5	10	20	∞
C _D	1.1	1.2	1.29	1.52	2.01

Combinando la ecuación 59 con la Ecuación 29 se obtiene:

Ecuación 64

$$G = \sqrt{\frac{C_D n^3 [2\pi(1-k)]^3 \gamma \sum r_i^3 A_i}{2g(\mu V)}}$$

Dónde:

r^i = distancia de cada paleta al eje de giro (m)

A^i = área total de las paletas con el mismo radio $A_i = N_i * L * b$, (m²)

N^i = Número de paletas con el mismo radio (r_i)

μ = Viscosidad dinámica ($N \cdot \frac{s}{m^2}$)

Como puede observarse en la Ecuación 64, el gradiente de velocidad en cada cámara puede ser ajustado a algún gradiente en particular mediante la modificación de la velocidad de rotación de la paleta (n).

Las características de las paletas a utilizar en este trabajo y los valores empleados para realizar los cálculos del gradiente de mezcla en cada cámara se muestran en el Anexo A.

Sedimentador de alta tasa

A la salida del floculador mecánico se adaptó un sedimentador de alta tasa de flujo ascendente de 60 litros de capacidad (Figura 2.8). El sedimentador contiene 37 placas de acrílico (mamparas) de 17 cm de largo, 45 cm de ancho y un ángulo de inclinación de ~60°, la separación entre ellas es de ~ 0.8 cm.

El caudal que proviene del floculador mecánico ingresa por la parte superior del sedimentador a través de una canaleta y desemboca en un tubo de descarga de 3.5 cm de diámetro, donde desciende por gravedad a la parte inferior del sedimentador y posteriormente se distribuye a toda la unidad.

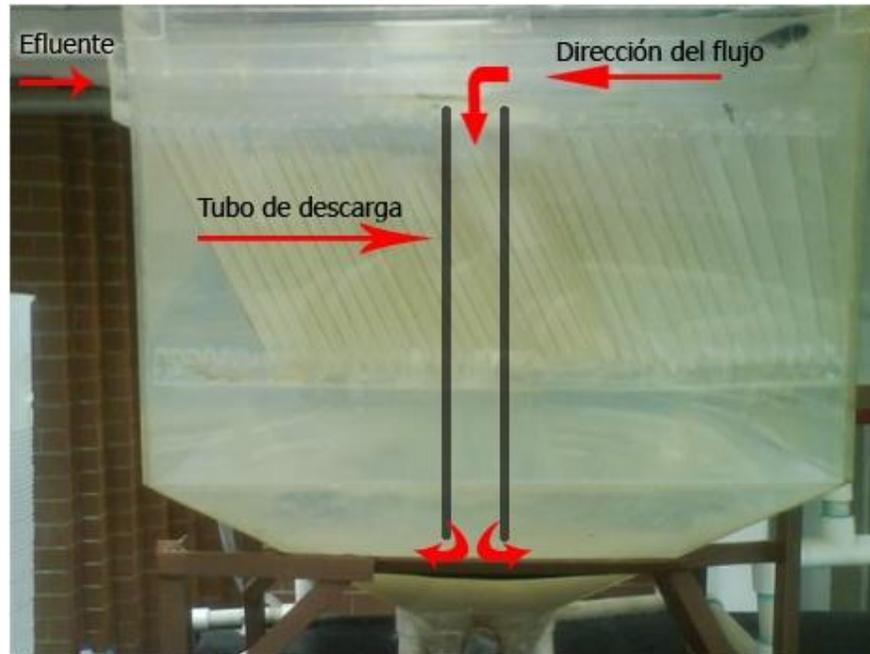


Figura 2.8 Sedimentador de alta tasa del sistema de electrocoagulación.

2.1.2 Procedimiento de operación de la planta semipiloto

El procedimiento para realizar cada una de las pruebas fue el siguiente:

- 1.- Llenar con el agua a tratar los tinacos del sistema de almacenamiento requeridos.
- 2.- Encender la bomba de alimentación y ajustar el caudal de operación previamente determinado mediante la válvula de recirculación.
- 3.- Ajustar la "válvula de drenaje" para dejar pasar únicamente la cantidad de agua determinada en cada prueba hacia el floculador, dependiendo del tiempo de residencia de floculación requerido (la Ecuación 62 muestra que el tiempo de residencia de floculación es función del caudal que pasa por el floculador), el caudal restante es desechado hacia el drenaje.
- 4.- Encender los 3 agitadores que componen el sistema de floculación mecánico y ajustarlos a las revoluciones por minuto (rpm) determinadas para cada prueba respectivamente.
- 5.- Encender la fuente de poder y ajustar la corriente al valor determinado previamente.
- 6.- Registrar el valor de pérdida de carga hidráulica (ΔH) inicial dentro del reactor mediante el manómetro diferencial, así como a los tiempos previamente determinados.

7.- Registrar el valor del voltaje al iniciar cada prueba así como a los tiempos previamente determinados.

8.- Tomar 100 mL de muestra de la salida del reactor en la línea de drenaje, a los tiempos previamente determinados para medir la concentración de Al^{3+} , pH y conductividad.

9.- Tomar 100 mL de muestra de la salida del sedimentador a los tiempos previamente determinados para medir la concentración de Al^{3+} , sílice, pH y conductividad.

10.- Operar el equipo durante el tiempo deseado.

11.- Apagar el equipo.

2.1.3 Variables de respuesta

Las variables de respuesta analizadas cuando se operó la planta semipiloto de EC fueron las siguientes:

- Eficiencia de producción de aluminio (EPA).
- Eficiencia de aluminio para remover sílice (mgL^{-1} de Al^{3+} producido/ mgL^{-1} de sílice removido).
- Pérdida de carga hidráulica (medida de la pérdida de presión dentro del reactor generada por el estrechamiento de las celdas electroquímicas debido a la presencia de depósitos).
- Eficiencia de remoción del aluminio dosificado.
- Variación del voltaje (medida indirecta de la pasivación de los electrodos).

2.1.4 Lavado químico del reactor de EC

Antes de iniciar una prueba y al terminar la misma, el reactor se lava químicamente mediante el paso de una solución de limpiador de sarro comercial (la cual contiene ácido clorhídrico) al 30 %, durante 8 minutos en un sentido y 8 minutos en el sentido opuesto, con la finalidad de eliminar los depósitos e incrustaciones que se hubiesen formado durante las pruebas precedentes.

2.1.5 Metodología para la realización de pruebas de jarras

La prueba de jarras es un procedimiento que se utiliza comúnmente para determinar las condiciones óptimas de operación en el tratamiento de aguas. Una prueba de jarras permite simular los procesos de coagulación y floculación a pequeña escala.

En este trabajo, las pruebas de jarras se realizaron siguiendo los siguientes pasos:

- 1.- Dosificar mediante el reactor de EC la cantidad deseada de Al^{3+} al agua a tratar. El gradiente de mezcla en el reactor se fijó en $325\ s^{-1}$ (el cual es el mínimo recomendado para poder realizar una adecuada dispersión homogénea de los agentes coagulantes (Smethurst, 2002)).
- 2.- El agua dosificada con Al^{3+} se traslada inmediatamente a diversas jarras de 2 L de capacidad y se introducen al equipo de jarras.
- 3.- El pH de cada una de las jarras es ajustado al pH deseado.
- 4.- Ajustar las rpm de los agitadores del equipo de jarras para obtener un gradiente de $80\ s^{-1}$, mezclar durante 7 minutos.
- 5.- Ajustar las rpm de los agitadores del equipo de jarras para obtener un gradiente de $60\ s^{-1}$, mezclar durante 7 minutos.
- 6.- Ajustar las rpm de los agitadores del equipo de jarras para obtener un gradiente de $40\ s^{-1}$, mezclar durante 7 minutos.
- 7.- Apagar los agitadores del equipo de jarras y dejar sedimentar durante 20 minutos.
- 8.- Tomar muestra del líquido clarificado de cada una de las jarras para su posterior análisis.

Los tiempos y gradientes de floculación utilizados en estas pruebas experimentales se encuentran dentro de los típicos utilizados en las pruebas de jarras para la coagulación- floculación convencional (IWSA, 1998).

2.1.6 Determinación analítica

2.1.6.1 Determinación de la conductividad

La conductividad se midió utilizando un conductímetro Orion Modelo 145.

El equipo fue calibrado de acuerdo al procedimiento CAPT-09 del manual de control de calidad del laboratorio de potabilización del IMTA antes de realizar las mediciones correspondientes de cada una de las pruebas.

2.1.6.2 Determinación del pH

El pH se midió utilizando un potenciómetro Orion Modelo 420A.

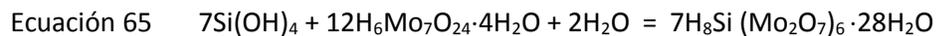
El equipo fue calibrado de acuerdo al procedimiento CAPT-08 del manual de control de calidad del laboratorio de potabilización del IMTA antes de realizar las mediciones correspondientes de cada una de las pruebas.

2.1.6.3 Determinación de Aluminio trivalente (Al^{3+})

La medición del Al^{3+} se realizó colorimétricamente mediante el método Aluver® (método #8326) de HACH (Compañía HACH, Estados Unidos). Este es un método colorimétrico basado en la reacción que ocurre entre cianina de eriocromo-R ($\text{C}_{23}\text{H}_{15}\text{Na}_3\text{O}_9\text{S}$) y aluminio. Esta reacción forma un complejo rojo-rosa, la intensidad del color desarrollado depende de la concentración de aluminio presente en el agua (Clescerl *et al.*, 1999).

2.1.6.4 Determinación de sílice

La medición de sílice se realizó con el método del silicomolibdato (#8185 de HACH); este es un método colorimétrico basado en la reacción que ocurre entre la sílice monomérica y el ion molibdato bajo condiciones ácidas, esta reacción produce ácido silicomolibdico, el cual presenta un color amarillo; la reacción es la siguiente (Bergna, 1994):



Este método no sirve para medir polímeros de sílice (sílice coloidal) debido a que el compuesto silicomolibdico formado en la reacción contiene solo un átomo de sílice en su estructura.

2.2 Selección de los diseños experimentales, pruebas experimentales, factores, niveles y variables de respuesta

2.2.1 Evaluación del efecto del gradiente y tiempo de floculación con respecto a la eficiencia de remoción de sílice y aluminio dosificado.

Para evaluar el efecto del gradiente y tiempo de floculación con respecto a la eficiencia de remoción de sílice y aluminio dosificado, se decidió utilizar un diseño de experimentos 2^2 , es decir, cuatro pruebas experimentales con cada factor es evaluado en dos niveles. Con el objetivo de incrementar los grados de libertad en el error experimental, y por consiguiente dar una mayor potencia estadística al experimento, incrementando la capacidad de detección de efectos pequeños, (Gutiérrez y Salazar, 2004) se decidió adicionar tres puntos centrales (pruebas que se realizan utilizando un nivel intermedio a los dos niveles elegidos para cada factor).

La Tabla 2. 3 muestra los factores y los niveles elegidos para cada uno de ellos.

Tabla 2. 3 Factores y niveles para evaluar la floculación.

	Nivel bajo (-)	Nivel medio	Nivel alto (+)
Gradiente de floculación (s^{-1})	60-40-20	80-60-40	100-80-60
Tiempo de floculación (min)	15	22.5	30

Los niveles del gradiente y del tiempo de floculación a estudiar fueron seleccionados debido a que corresponden a los valores altos y bajos recomendados por la literatura (Smethurst, 2002), a fin de evaluar, un amplio intervalo de nivel, el efecto de cada uno de los factores.

La combinación de los niveles de los factores en cada experimento, así como el orden de ejecución (el cual fue realizado al azar con la finalidad de minimizar el efecto de factores externos), se muestra en la Tabla 2. 4.

Tabla 2. 4 Combinación de niveles de los factores y orden de ejecución.

# de experimento	Nivel de Gradiente de floculación (s^{-1})	Nivel de tiempo de floculación (min)	Gradiente de floculación (s^{-1})	Tiempo de floculación (min)
1	centro	centro	80-60-40	22.5
2	-	+	60-40-20	30
3	centro	centro	80-60-40	22.5
4	+	+	100-80-60	30
5	centro	centro	80-60-40	22.5
6	-	-	60-40-20	15
7	+	-	100-80-60	15

Las revoluciones por minuto (rpm) requeridas en cada cámara de floculación para obtener cada uno de los gradientes seleccionados en este estudio fueron obtenidas a partir de la Ecuación 64 y se muestran en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5 Gradientes a evaluar en revoluciones por minuto

Gradiente de floculación (s ⁻¹)	rpm
100	49
80	42
60	35
40	27
20	17

El caudal requerido para obtener un determinado tiempo de residencia hidráulico teórico en la unidad de floculación (que involucra las 3 cámaras de floculación) se calcula de acuerdo a la ecuación 66.

$$\text{Ecuación 66} \quad Q = \frac{V_f}{\tau}$$

Dónde:

V_f= Volumen de la unidad de floculación = 30.346 L

τ= Tiempo de residencia requerido (min)

Ejemplo:

Para obtener un tiempo de residencia teórico de 15 minutos en la unidad de floculación se requiere un caudal de:

$$Q = \frac{30.346 \text{ L}}{15 \text{ min}} = 2.023 \text{ Lmin}^{-1}$$

Los caudales requeridos en la entrada de la unidad de floculación que permiten obtener los tiempos de residencia hidráulicos teóricos elegidos en el diseño experimental se muestran en la Tabla 2.6.

Tabla 2.6 Caudales requeridos para obtener los tiempos de residencia teóricos elegidos.

Tiempo de residencia teórico (min)	Caudal requerido (L/min)
15	2.023
22.5	1.348
30	1.011

Las condiciones de operación necesarias para realizar el diseño experimental se muestra en la Tabla 2.7.

Tabla 2.7 Condiciones de operación.

# de experimento	Caudal de entrada al reactor (L/min)	Caudal de entrada al floculador (L/min)	Velocidad de agitación en la cámara 1 del floculador (rpm)	Velocidad de agitación en la cámara 2 del floculador (rpm)	Velocidad de agitación en la cámara 3 del floculador (rpm)	Corriente suministrada al reactor (A)	Densidad de corriente (Am ⁻²)
1	2.8	1.348	42	35	27	7.5	39
2	2.8	1.011	35	27	17	7.5	39
3	2.8	1.348	42	35	27	7.5	39
4	2.8	1.011	49	42	35	7.5	39
5	2.8	1.348	42	35	27	7.5	39
6	2.8	2.023	35	27	17	7.5	39
7	2.8	2.023	49	42	35	7.5	39

El gradiente de mezcla mínimo necesario en el reactor para realizar estas pruebas era de 450 s^{-1} , ya que este es el gradiente obtenido al pasar por el reactor 2.023 L/min (caudal requerido para obtener un tiempo de residencia de 15 min en el floculador) sin embargo, las pruebas se llevaron a cabo a un gradiente de 700 s^{-1} , con la finalidad de tener un caudal mayor al mínimo requerido que permitiera tomar muestras a la salida del reactor sin afectar las condiciones de operación de la floculación-

sedimentación, además de que se contaba con datos de pruebas de EC realizadas en el IMTA a este gradiente de mezcla y por lo tanto se podrían hacer comparaciones. El gradiente de mezcla de 700 s^{-1} se obtiene pasando un caudal de 2.8 L/min (el procedimiento para determinar el caudal requerido en el reactor para obtener un gradiente de mezcla de 700 s^{-1} se muestra en el Anexo B). Este gradiente es superior al mínimo recomendado (300 s^{-1}) para poder realizar una adecuada dispersión homogénea de los agentes coagulantes (Smethurst, 2002) y no influye en el proceso de EC para la remoción de sílice (Villegas, 2009). La corriente de operación se fijó en 7.5 amperes con el objetivo de obtener 15 mgL^{-1} de Al^{3+} teórico (como ya se describió en la introducción de este trabajo, esta cantidad de aluminio es la mínima necesaria para poder remover sílice). La corriente requerida (ecuación 63) se calculó despejando la ecuación 49.

$$\text{Ecuación 67} \quad I = (C \text{ Al}^{3+})(0.1787)(Q)$$

Dónde:

$$I = \text{Corriente} \left(\frac{\text{Coulomb}}{\text{s}} \right)$$

$$C \text{ Al}^{3+} = \text{Concentración de Al}^{3+} \text{ (mgL}^{-1}\text{)}$$

$$0.1787 = \text{Constante} \left(\frac{\text{coulomb min}}{\text{mg s}} \right)$$

$$Q = \text{caudal (Lmin}^{-1}\text{)}$$

El cálculo es el siguiente:

$$I = (15)(0.1787)(2.8) = 7.5 \text{ Amperes}$$

Análisis dimensional:

$$\frac{\text{coulomb}}{\text{s}} = \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \left(\frac{\text{coulomb min}}{\text{mg s}} \right) \left(\frac{\text{L}}{\text{min}} \right) = \frac{\text{coulomb}}{\text{s}} = \text{Amperes}$$

Esta corriente suministrada fija una densidad de corriente (i) de 39 Am^{-2} de acuerdo al siguiente cálculo, basado en la ecuación 49.

$$i = \frac{7.5}{0.1907} = 39 \text{ Am}^{-2}$$

Análisis dimensional:

$$\text{Am}^{-2} = \frac{\text{Ampere}}{\text{m}^2} = \text{Am}^{-2}$$

Esta densidad de corriente cumple con la densidad de corriente baja recomendada ($\sim 30 \text{ Am}^{-2}$) (Villegas, 2009). Las ventajas obtenidas al operar a densidades de corriente bajas se describieron en la introducción de este trabajo. Es importante destacar que en las pruebas experimentales concernientes a este diseño experimental se utilizó agua que abastece al IMTA, la cual proviene de un pozo profundo localizado en terrenos del mismo instituto. Con la finalidad de conocer la calidad

del agua de dicha fuente, se recopiló información existente de caracterizaciones previas realizados por el IMTA (2010), los parámetros considerados son mostrados en la Tabla 2. 8.

Tabla 2. 8 Valores de parámetros de calidad del agua del pozo del IMTA.

Parámetro	Valor	Unidad
Cloruros	8.38	mg/L
Sulfatos	25.2	mg/L
Nitratos	3.28	mg/L
Nitritos	<0.0213	mg/L
Color aparente	8.0	UPtCo
Turbiedad	0.05	UNT
pH	7.1	Unidad pH
Dureza total (como CaCO ₃)	94.5	mg/L
Fluoruros	0.453	mg/L
SDT	192	mg/L
Conductividad	250	mS/cm
Sílice	50	mg/L
Alcalinidad	35	mg CaCO ₃ /L

2.2.1.1 Pruebas de trazadores

Con el objeto de verificar que se cumplan los tiempos de residencia hidráulicos teóricos (Tabla 2.6) en la unidad de floculación (que involucra las tres cámaras de floculación), se realizaron pruebas de trazadores utilizando cloruro de sodio (NaCl). Para esto se aplicó a la entrada del floculador un impulso prácticamente instantáneo de una solución concentrada de cloruro de sodio y se midieron cada minuto o cada medio minuto los sólidos disueltos totales (SDT) en el efluente de mismo. La Figura 2. 9 muestra las curvas de distribución de SDT, el tiempo medio de residencia real (TMRR) se calculó con base al procedimiento de cálculo descrito por Martín *et al.* (1998), la Tabla 2. 9 muestra los tiempos medios de residencia reales obtenidos.

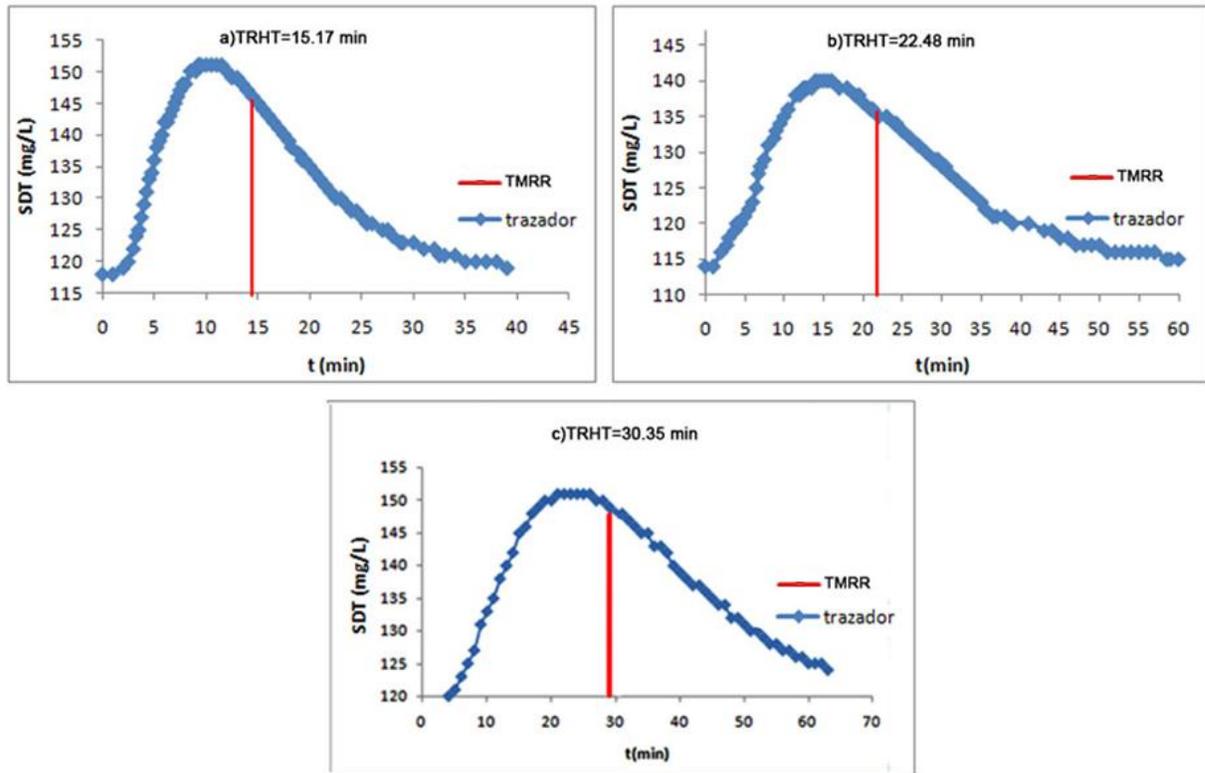


Figura 2. 9 Curvas de distribución generadas con las pruebas de trazadores.

Tabla 2. 9 Tiempos medios de residencia reales.

Tiempo de residencia hidráulico teórico (min)	Tiempo medio de residencia real (min)
15.17	14.81
22.48	22.29
30.35	28.69

Estos resultados muestran que los tiempos medios de residencia reales son prácticamente iguales a los tiempos de residencia hidráulicos teóricos, además, es importante destacar que en ninguna de las pruebas de trazadores se obtuvo un porcentaje de zonas muertas y cortos circuitos mayor al 5%.

2.2.1.2 Análisis de resultados

Los resultados obtenidos en las pruebas experimentales se analizarán mediante el paquete de cómputo estadístico STATGRAPHICS Centurión XV Versión 15.2.06, del cual se obtendrán análisis de varianza, gráficas de efectos principales, diagramas de Pareto y gráficas de superficie de respuesta, de cada una de las variables de respuesta analizadas.

2.2.2 Evaluación del efecto de iones en el proceso EC para la remoción de sílice mediante pruebas de jarras

El estudio del efecto de los iones sulfato y cloruro en el proceso de electrocoagulación resulta de importancia debido a que tanto el agua de repuesto como el agua proveniente de las purgas de las torres de enfriamiento presentan comúnmente concentración de ambos iones (siendo el agua de las purgas de las torres de enfriamiento la que mayor concentración de ambos iones presenta).

En este trabajo se decidió estudiar el efecto que tienen los iones cloruro y sulfato en el proceso de EC en conjunto (mezclas de ambos iones), tal y como se presentan frecuentemente en el agua de pozo y en el agua de purga de las torres de enfriamiento. Para estudiar el efecto de los agentes antiespumantes, biocidas, dispersantes, entre otros compuestos presentes generalmente en el agua de enfriamiento se decidió tratar agua real de purgas de torres de enfriamiento. El estudio del efecto de la presencia de cada ion o de cada agente presente en agua de pozo o de purgas de torres de enfriamiento no resultaría representativo, ya que en ambos tipos de agua se presentan combinaciones de los iones y de los agentes antes mencionados.

Por las razones antes mencionadas, para el estudio de la influencia de los iones cloruro y sulfato, así como de agentes biocidas, antiespumantes y dispersantes en la remoción de sílice mediante el proceso de EC, se utilizaron cuatro tipos de agua:

Agua de pozo del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, la cual presenta una concentración baja de iones cloruro y sulfato (8 y 25 mgL^{-1} , respectivamente), (Tabla 2. 8).

Agua de pozo de la ciudad de Salamanca, Guanajuato. Esta agua presenta una concentración media de iones cloruro y sulfato (43.1 y 83 mgL^{-1} , respectivamente), los datos de la caracterización de esta agua se muestran en la Tabla 2. 10. Esta agua es utilizada como agua de repuesto para las torres de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de la Comisión Federal de Electricidad (CFE) que opera en dicha región.

Agua proveniente de la purga de una torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato. Esta agua contiene una elevada concentración de iones cloruros y sulfato (111 y 250 mgL^{-1} , respectivamente), así como agentes biocidas, antiespumantes, dispersantes (

Tabla 2. 11. Valores de parámetros de calidad del agua de la purga de torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.

Parámetro	Valor	Unidad
Cloruros	111	mg/L
Sulfatos	250	mg/L
Nitratos	0.3	mg/L
Color aparente	31	UPtCo
Turbiedad	14	UNT
pH	8.6	Unidad pH
Dureza total (como CaCO ₃)	27.5	mg/L
Fluoruros	1.99	mg/L
SDT	794	mg/L
Conductividad	1589	□589□
Sílice	164	mg/L
Alcalinidad	499.76	mg CaCO ₃ /L

Tabla 2.12 Valores de parámetros de calidad del agua de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr Reddy's de CIVAC.

Parámetro	Valor	Unidad
Cloruros	298	mg/L
Sulfatos	338	mg/L
Nitratos	5	mg/L
Color aparente	410	UPtCo
Turbiedad	35.1	UNT
pH	7.13	Unidad pH
Dureza total (como CaCO ₃)	164	mg/L
Alcalinidad	46	mg/L
SDT	592	mg/L
Conductividad	1219	□219□
Sílice	195	mg/L

).

Agua proveniente de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr Reddy's, ubicada en Jiutepec, Morelos (Figura 2. 10). Esta agua contiene una elevada concentración de iones

cloruros y sulfato (298 y 338 mgL⁻¹, respectivamente), (Tabla 2.12), además contiene agentes biocidas, antiespumantes, dispersantes, entre otros compuestos necesarios para la correcta operación de la torre.



Figura 2. 10 Torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy’s, Jiutepec, Morelos.

Tabla 2. 10 Valores de parámetros de calidad del agua del pozo de Salamanca, Guanajuato.

Parámetro	Valor	Unidad
Cloruros	43.1	mg/L
Sulfatos	83	mg/L
Nitratos	0.24	mg/L
Nitritos	<0.0213	mg/L
Color aparente	9.85	UPtCo
Turbiedad	0.05	UNT
pH	8.64	Unidad pH
Dureza total (como CaCO ₃)	8.75	mg/L
Fluoruros	1.18	mg/L
SDT	397	mg/L
Conductividad	631	mS/cm
Sílice	83	mg/L
Alcalinidad	215	mg CaCO ₃ /L

Tabla 2. 11. Valores de parámetros de calidad del agua de la purga de torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.

Parámetro	Valor	Unidad
Cloruros	111	mg/L
Sulfatos	250	mg/L
Nitratos	0.3	mg/L
Color aparente	31	UPtCo
Turbiedad	14	UNT
pH	8.6	Unidad pH
Dureza total (como CaCO ₃)	27.5	mg/L
Fluoruros	1.99	mg/L
SDT	794	mg/L
Conductividad	1589	□ 589 □
Sílice	164	mg/L
Alcalinidad	499.76	mg CaCO ₃ /L

Tabla 2.12 Valores de parámetros de calidad del agua de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr Reddy's de CIVAC.

Parámetro	Valor	Unidad
Cloruros	298	mg/L
Sulfatos	338	mg/L
Nitratos	5	mg/L
Color aparente	410	UPtCo
Turbiedad	35.1	UNT
pH	7.13	Unidad pH
Dureza total (como CaCO ₃)	164	mg/L
Alcalinidad	46	mg/L
SDT	592	mg/L
Conductividad	1219	□ 219 □
Sílice	195	mg/L

Los resultados del estudio de la influencia de los iones cloruro y sulfato, así como de agentes biocidas, antiespumantes y dispersantes permitirán conocer las diferencias en el proceso de pasivación (incremento de voltaje derivado de la formación de incrustaciones sobre los electrodos), pérdida de carga hidráulica, eficiencia de producción de aluminio, eficiencia de aluminio para remover sílice (Al^{3+} producido/sílice removido) y la eficiencia de remoción del aluminio dosificado al tratar agua mediante el proceso EC en agua de pozo (con baja y media concentración de iones cloruros, sulfatos) y en agua de purga de torre de enfriamiento (con alta concentración de iones cloruro, sulfato, así como presencia de agentes biocidas, antiespumantes, dispersantes, entre otros). Estos datos permitirán evaluar la factibilidad operacional y económica de tratar los distintos tipos de agua antes mencionados para la remoción de sílice.

2.2.2.1 Pruebas de jarras para determinar el pH óptimo

Las pruebas de jarras para determinar el pH óptimo de floculación se llevaron a cabo de acuerdo a la metodología para la realización de pruebas de jarras descrita en la sección 2.1.5, el pH se varió en cada una de las jarras manera fin de abarcar el intervalo de pH de 5 a 8, con base en la literatura, en este intervalo de pH se presenta el pH óptimo de floculación al existir presencia de sulfatos (Bratby, 2006). La dosis empleada de Al^{3+} fue de $\sim 40 \text{ mgL}^{-1}$, asegurando que la dosis se encontrara dentro del intervalo óptimo para la remoción de partículas mediante coagulación por barrido (Letterman, 1999).

Concluido el proceso de floculación-sedimentación se midió la concentración de Al^{3+} y de sílice residual, con el propósito de determinar el pH óptimo (el cual corresponderá al pH de la jarra que contenga la menor concentración de Al^{3+} y sílice residual).

2.2.2.2 Pruebas para determinar el gradiente de mezcla óptimo de floculación

Una vez determinado el pH óptimo de floculación se realizaron pruebas de jarras con la finalidad de corroborar, sin hacer uso de la planta semipiloto de EC (menor tiempo de experimentación y consumo de agua) si el gradiente de floculación tiene efecto al tratar agua procedente de la purga de la torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca y de la industria de CIVAC, así como del agua de pozo de la ciudad de Salamanca (el efecto del gradiente de floculación al tratar agua del pozo del IMTA se evaluó mediante el diseño experimental de la sección 2.2.1).

Las pruebas de jarras se llevaron a cabo de acuerdo a la metodología para la realización de pruebas de jarras descrita en la sección 2.1.5, sin embargo, los gradientes evaluados fueron los siguientes:

- a) 100 s^{-1} , 80 s^{-1} y 60 s^{-1}
- b) 80 s^{-1} , 60 s^{-1} y 40 s^{-1}
- c) 60 s^{-1} , 40 s^{-1} y 20 s^{-1}

Estos gradientes son los mismos que los que se utilizaron para el agua de pozo del IMTA (sección 2.2.1). El pH se ajustó al pH óptimo de floculación determinado para cada tipo de agua. La dosis empleada de Al^{3+} fue de $\sim 40 \text{ mgL}^{-1}$.

Estos experimentos se realizaron por triplicado. Se realizaron diseños experimentales completamente al azar para ambos tipos de agua, para poder comparar las medias obtenidas de las variables de respuesta (aluminio y sílice residual) y determinar si existe diferencia estadísticamente significativa al utilizar los distintos gradientes con respecto a las variables de respuesta.

		Gradiente de floculación (s^{-1})		
		100-80-60	80-60-40	60-40-20
Observaciones	}			

Figura 2. 11 Diseño experimental completamente al azar para evaluar el efecto del gradiente de floculación.

2.2.3 Evaluación del efecto de iones sulfato y cloruro con respecto a las variables de respuesta en el proceso EC en planta semipiloto.

Una vez determinado el pH y gradiente óptimo de floculación con los cuatro diferentes tipos de agua a estudiar, se realizaron pruebas en la planta semipiloto de EC con las condiciones óptimas encontradas en el subcapítulo anterior (pH óptimo y gradiente de floculación óptimo), con el objetivo de evaluar las variables de respuesta descritas en la sección 2.1.3. En estas pruebas se utilizó un filtro de arena para tratar el efluente del sedimentador, como etapa de pulido al efluente, por lo que también se analizó la eficiencia de remoción de aluminio y sílice en el filtrado, así como el tiempo en el cual el filtro debe ser retrolavado para evitar su taponamiento.

El ajuste de pH se realizó mediante la inyección constante de una solución al 20% de ácido clorhídrico en el efluente del reactor de EC, en la primer cámara de floculación se colocó un electrodo de potenciómetro con la finalidad de registrar y poder mantener el pH óptimo a la entrada del floculador (Figura 2. 12).

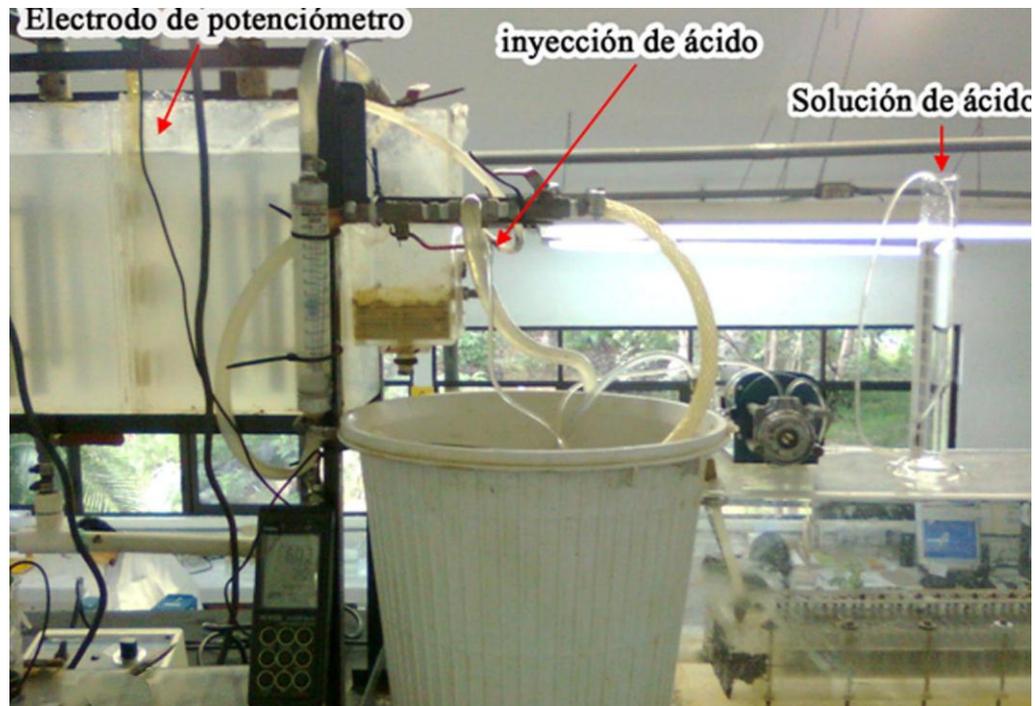


Figura 2. 12 Sistema de inyección de solución ácida en el efluente del reactor y monitoreo del pH de floculación.

La dosificación de aluminio en las cuatro pruebas experimentales fue de $\sim 65 \text{ mgL}^{-1}$ (concentración máxima que se puede obtener en la planta semipiloto debido a las limitaciones del equipo empleado), mientras que el gradiente de mezcla empleado en el reactor fue de 325 s^{-1} , es decir, un poco más alto que el mínimo recomendado (300 s^{-1}) para poder realizar una dispersión homogénea de los agentes coagulantes (Smethurst, 2002). Esto debido a que el gradiente en una unidad hidráulica se fija con el flujo (a separación entre electrodos y volumen del reactor fijos), con la finalidad de minimizar el uso de agua y el consumo de energía durante las pruebas.

2.2.4 Evaluación de la factibilidad operacional y el costo por metro cúbico del tratamiento de agua de repuesto y de purga de torre de enfriamiento.

2.4.4.1 Evaluación de la factibilidad operacional al tratar agua de repuesto y de purga de torre de enfriamiento

Se realizó una prueba experimental en la planta piloto de EC con el objetivo de eliminar 40 mgL^{-1} de sílice del agua de pozo de Salamanca, Guanajuato, con la finalidad de elevar los ciclos de concentración de las torres de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de la región de dos a cuatro y de esta manera disminuir el consumo de agua de repuesto. El cálculo de la cantidad de sílice que debe ser removida en este tipo de agua y del agua de repuesto ahorrado al incrementar a cuatro los

ciclos concentración se mostró en la sección 1.1.5. Las variables de respuesta evaluadas en esta prueba fueron las mencionadas en la sección 2.1.3. La prueba se llevó a cabo a pH y gradiente óptimos. Con los datos obtenidos en esta prueba se podrá evaluar el costo por metro cúbico para realizar el tratamiento.

Por otra parte, la factibilidad de operación al tratar agua de purga de torre de enfriamiento se evaluó en las pruebas realizadas en la sección 2.2.3.

2.4.4.2 Determinación del costo de reactivos y energía requeridos en el tratamiento

El costo del tratamiento del agua de repuesto y de purga de torre de enfriamiento se determina mediante la ecuación 68.

$$\text{Ecuación 68} \quad \text{Costo de tratamiento } (\$/\text{ m}^3) = Cal + Cer + Cac$$

Dónde:

Cal = Costo del aluminio dosificado ($\$/\text{m}^3$).

Cer = Costo de la energía requerida por el reactor y el floculador ($\$/\text{m}^3$).

Cac = Costo de la adición de ácido empleado para ajustar el pH ($\$/\text{m}^3$).

2.4.4.2.1 Determinación del costo del aluminio dosificado (Cal)

$$\text{Ecuación 69} \quad Cal = \frac{\$Al * Al_d * 1000}{(P_{al})(1 * 10^6)}$$

Dónde:

$\$Al$ = Costo del aluminio ($\$53 \text{ pesos Kg}^{-1}$).

Al_d = Aluminio dosificado (mgL^{-1}).

P_{al} = Fracción másica de pureza del aluminio (0.9935).

1000 = factor de conversión de litros a metros cúbicos.

1×10^6 = factor de conversión de mg a Kg.

Análisis dimensional:

$$Cal = \frac{\left(\frac{\$}{Kg}\right)\left(\frac{mg}{L}\right)\left(\frac{L}{m^3}\right)}{\left(\frac{mg}{Kg}\right)} = \frac{\$}{m^3}$$

2.4.4.2.2 Costo de la energía requerida por el reactor y floculador (Cer)

$$\text{Ecuación 70} \quad C_{er} = \frac{(P_{er}+P_{hr}+P_{hf}+P_b)*\$E*1000}{Q*1440}$$

Dónde:

Per = Potencia eléctrica requerida por el reactor (Kwh día⁻¹).

Phr = Potencia hidráulica requerida por el reactor (Kwh día⁻¹).

Phf = Potencia hidráulica requerida por el floculador (Kwh día⁻¹).

Pb = Potencia eléctrica requerida para el bombeo de agua en el sistema = 0.413 Kwh día⁻¹ (se obtuvo de las especificaciones de la bomba).

SE = Costo de energía eléctrica (\$1.363 pesos/Kwh).

1000 = Factor de conversión de litros a metros cúbicos.

Q = Caudal (L/min).

1440 = Factor de conversión de minutos a día.

$$\text{Análisis dimensional: } C_{er} = \frac{(Kw-hdía^{-1})\left(\frac{\$}{Kw-h}\right)\left(\frac{L}{m^3}\right)}{\frac{L}{min}\left(\frac{min}{día}\right)} = \frac{\$}{m^3}$$

La potencia eléctrica es el producto de la corriente (I) y el voltaje (U) (Ecuación 50). Las unidades de I y U son amperes (Cs⁻¹) y Volts (JC⁻¹), respectivamente. La potencia eléctrica requerida por el reactor se calcula mediante la ecuación 67 y corresponde únicamente a la potencia requerida para propiciar la reacción electroquímica, no se está tomando en cuenta la energía total requerida por el equipo durante su funcionamiento.

$$\text{Ecuación 71} \quad P_{er} = \frac{I*U*86400}{3.6*10^6}$$

Dónde:

86400 = Factor de conversión de segundos a día.

3.6x10⁶ = Factor de conversión de Joule (J) a Kwh.

Análisis dimensional:

$$P_{er} = Kw - hdía^{-1} = \frac{\left(\frac{C}{s}\right)\left(\frac{J}{C}\right)\left(\frac{s}{día}\right)}{\frac{J}{Kw - h}} = Kw h día^{-1}$$

La potencia hidráulica requerida por el reactor se calcula mediante la Ecuación 72:

$$\text{Ecuación 72} \quad Phr = G^2 \mu V * \frac{86400}{3.6 \times 10^6}$$

Dónde:

G = Gradiente de velocidad (s^{-1}), calculado mediante la Ecuación 54.

V = volumen (m^3).

μ = Viscosidad dinámica ($Kgm^{-1}s^{-1}$), $\approx 10^{-3}$ para agua a $20^\circ C$.

86400 = Factor de conversión de segundos a día

3.6×10^6 = Factor de conversión de Joule (J) a Kwh.

Análisis dimensional:

$$Kw - h dia^{-1} = (s^{-2}) \left(\frac{Kg}{m s} \right) (m^3) = \frac{Kgm^2}{s^3} = \frac{\frac{J}{s} \left(\frac{s}{día} \right)}{\frac{J}{Kwh}} = Kw h dia^{-1}$$

La potencia hidráulica del floculador (Phf) se calcula sumando la potencia hidráulica suministrada en cada una de las tres cámaras de floculación mecánica (ecuación 73).

$$\text{Ecuación 723} \quad Phf = Pc1 + Pc2 + Pc3$$

Dónde:

Pc1 = Potencia hidráulica suministrada en la primera cámara de floculación ($Kw-hdía^{-1}$).

Pc2 = Potencia hidráulica suministrada en la segunda cámara de floculación ($Kw-hdía^{-1}$).

Pc3 = Potencia hidráulica suministrada en la tercera cámara de floculación ($Kw-hdía^{-1}$).

La potencia requerida en cada cámara de floculación (Phn) se calcula mediante la ecuación 74.

$$\text{Ecuación 74} \quad Phn = G^2 \mu V * \frac{86400}{3.6 \times 10^6}$$

Dónde:

G = Gradiente de velocidad (s^{-1}), calculado de acuerdo a la Ecuación 64.

V = volumen (m^3).

μ = Viscosidad dinámica ($Kgm^{-1}s^{-1}$), $\approx 10^{-3}$ para agua a $20^\circ C$.

86400 = Factor de conversión de segundos a día.

3.6×10^6 = Factor de conversión de Joule (J) a Kwh.

El análisis dimensional de la ecuación 74 es el mismo que el realizado para la ecuación 62.

2.4.4.2.3 Costo de la adición de ácido empleado para ajustar el pH (Cac)

Ecuación 75
$$Cac = \frac{A_d(C_a)}{D}$$

Dónde:

A_d = ácido dosificado ($\frac{m^3 \text{ de ácido}}{m^3 \text{ agua tratada}}$).

C_a = Costo del ácido ($\$/m^3$ de ácido).

D = Dilución del ácido empleado.

Análisis dimensional

$$Cac = \left(\frac{m^3 \text{ de ácido}}{m^3 \text{ agua tratada}} \right) \left(\frac{\$}{m^3 \text{ de ácido}} \right) = \frac{\$}{m^3 \text{ agua tratada}}$$

3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Análisis del efecto del gradiente y tiempo de floculación

3.1.1 Remoción de sílice en agua de pozo del IMTA

Los porcentajes de remoción de sílice obtenidos en las pruebas del diseño de experimentos 2² realizado (sección 2.2.1) se presentan en la Tabla 3.1. El agua utilizada en este diseño de experimentos fue la que abastece al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, sus características fisicoquímicas se mostraron en la Tabla 2. 8.

Tabla 3.1 Porcentajes de remoción de sílice obtenidos en el diseño de experimentos 2².

# de experimento	Gradiente de floculación (s ⁻¹)	t residencia (min)	% remoción de sílice
1	80-60-40	22.5	40.71
2	60-40-20	30	45.04
3	80-60-40	22.5	40.58
4	100-80-60	30	40.75
5	80-60-40	22.5	39.68
6	60-40-20	15	44.66
7	100-80-60	15	40.50

El análisis de varianza de los resultados (Tabla 3.2) indica que ni el gradiente de floculación ni el tiempo de residencia tuvieron un efecto significativo sobre el porcentaje de remoción de sílice, ya que ningún valor-P fue menor al valor de la significancia prefijada ($\alpha = 0.05$).

Tabla 3.2 Análisis de varianza para el % de remoción de sílice.

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
A:Gradiente	17.8506	1	17.8506	5.04	0.1104
B:Tiempo residencia	0.099225	1	0.099225	0.03	0.8777
AB	0.004225	1	0.004225	0.00	0.9746
Error total	10.6205	3	3.54016		
Total (corr.)	28.5745	6			

R-cuadrada = 62.8324 por ciento					
------------------------------------	--	--	--	--	--

El coeficiente de determinación R-cuadrada fue del 62.83%, por debajo del 70% recomendado para asegurar una buena interpretación de la variabilidad presente en los datos que es explicada por el modelo (sección 1.6.4). Esto significa que los factores estudiados no son responsables, o explican con un bajo porcentaje de factibilidad el porcentaje de remoción de sílice. Con objeto de visualizar el impacto de cada uno de los factores, así como de las interacciones entre éstos en la variable de respuesta (porcentaje de remoción de sílice), se construyó el diagrama de Pareto (Figura 3.1). En esta gráfica, cada efecto es dividido entre su error estándar. En adición, una línea es dibujada sobre la gráfica para determinar si un efecto es estadísticamente significativo en el nivel de significancia especificado.

Los factores y sus interacciones se encuentran graficados en orden descendente con relación al impacto con que estos afectan al porcentaje de remoción de sílice. El diagrama de Pareto muestra, al igual que el análisis de varianza, que ninguno de los factores estudiados tienen efecto significativo sobre el porcentaje de remoción de sílice (ya que ningún factor cruza la línea de significancia).

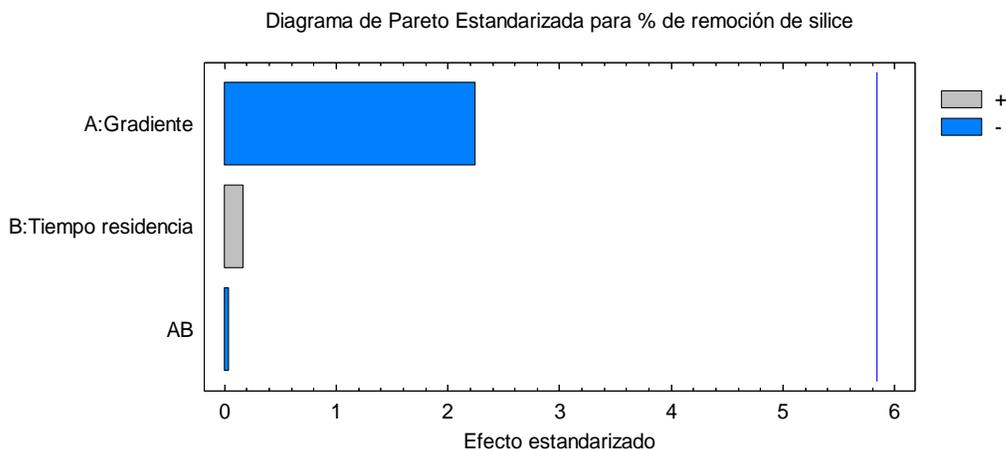


Figura 3.1 Diagrama de Pareto para porcentaje de remoción de sílice.

Se construyó también una gráfica de superficie de respuesta (Figura 3. 2) con objeto de visualizar gráficamente los valores obtenidos en las 7 pruebas realizadas en sus correspondientes niveles.

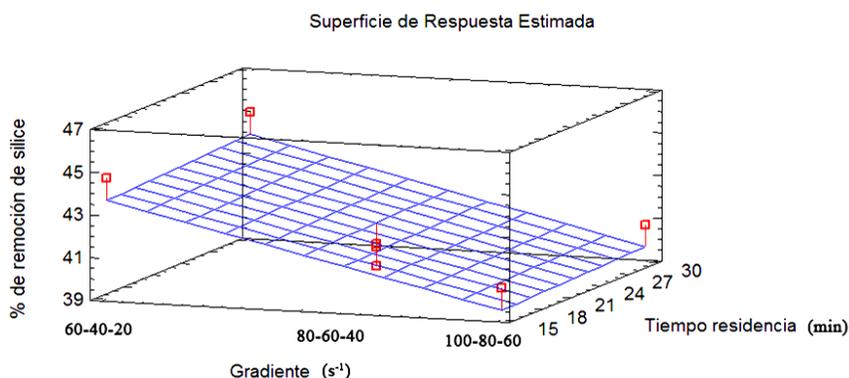


Figura 3. 2 Gráfica de superficie de respuesta para porcentaje de remoción de sílice.

La Figura 3. 2 muestra que al utilizar el nivel bajo de gradiente de mezcla de floculación (60s^{-1} - 40s^{-1} - 20s^{-1}) se obtienen porcentajes de remoción de sílice de $\approx 45\%$, sin importar el nivel de tiempo de residencia utilizado, sin embargo, en el nivel alto de gradiente de mezcla de floculación (100s^{-1} - 80s^{-1} - 60s^{-1}) se visualiza una pequeña tendencia a disminuir el porcentaje de remoción de sílice ($\approx 40\%$), sin embargo, de acuerdo al análisis de varianza, este efecto no es estadísticamente significativo.

3.1.2 Remoción de aluminio dosificado en agua de pozo del IMTA

Los valores correspondientes al porcentaje de remoción de aluminio obtenidos en las pruebas del diseño de experimentos 2^3 realizado se presentan en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3 Valores de la eficiencia de producción de aluminio obtenidos mediante el diseño experimental.

# de experimento	Gradiente de floculación (s^{-1})	t residencia (min)	% de remoción de aluminio
1	80-60-40	22.5	95,18
2	60-40-20	30	93,85
3	80-60-40	22.5	95,24
4	100-80-60	30	98,62
5	80-60-40	22.5	98,14
6	60-40-20	15	99,89
7	100-80-60	15	98,67

El análisis de varianza de los resultados (Tabla 3.4) indica que ninguno de los factores tuvo un efecto significativo sobre el porcentaje de remoción del aluminio dosificado ya que ningún valor-P fue menor al valor de la significancia prefijada ($\alpha = 0.05$).

El coeficiente de determinación R-cuadrada fue del 68.24%, por debajo del 70% recomendado para asegurar una buena explicación de la variabilidad presente en los datos que es explicada por el modelo (sección 1.6.4). Esto significa que al igual que con respecto al porcentaje de remoción de sílice, los factores estudiados no son responsables, o explican con un bajo nivel de factibilidad la remoción del aluminio dosificado.

Tabla 3.4 Análisis de varianza para el % de remoción del aluminio dosificado.

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
A:Gradiente	3.15063	1	3.15063	0.95	0.4017
B:Tiempo residencia	9.27203	1	9.27203	2.79	0.1932
AB	8.97003	1	8.97003	2.70	0.1987
Error total	9.9551	3	3.31837		
Total (corr.)	31.34	6			
R-cuadrada = 68.24 por ciento					

Con objeto de visualizar el impacto de cada uno de los factores, así como de las interacciones entre éstos en la variable de respuesta (porcentaje de remoción del aluminio dosificado), se construyó un diagrama de Pareto (Figura 3.3).

El diagrama de Pareto muestra (al igual que el análisis de varianza) que ningún factor estudiado tiene un efecto significativo sobre el porcentaje de remoción del aluminio dosificado ya que ningún factor cruza la línea de significancia.

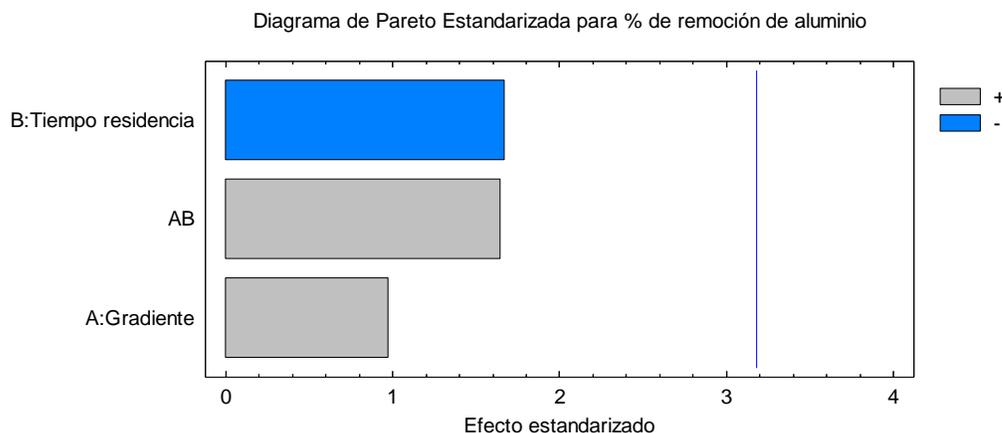


Figura 3.3 Diagrama de Pareto para % de remoción del aluminio dosificado.

Se construyó una gráfica de superficie de respuesta (Figura 3. 4) con objeto de visualizar gráficamente los valores obtenidos en las siete pruebas realizadas en sus correspondientes niveles factoriales.

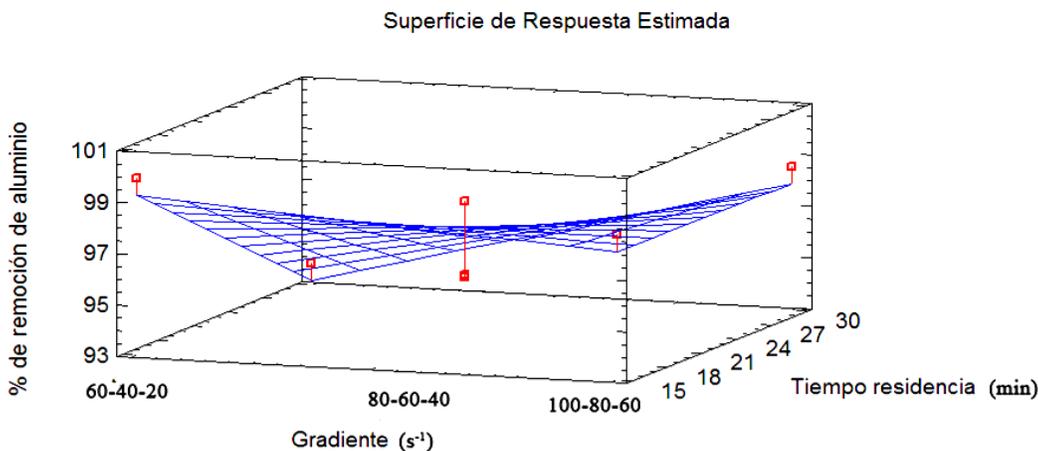


Figura 3. 4 Gráfica de superficie de respuesta para el % de remoción del aluminio dosificado.

Esta gráfica muestra una dispersión de puntos experimentales en todos los niveles, para los dos factores estudiados, esto se debe a que ninguno de los factores estudiados tiene efecto significativo sobre la variable de respuesta, lo cual concuerda con los resultados del diagrama de Pareto y del análisis de varianza.

El análisis del efecto del gradiente y tiempo de residencia de floculación demuestran la conveniencia de operar el proceso de electrocoagulación con gradientes de floculación bajos (60 s^{-1} , 40 s^{-1} y 20 s^{-1}) y tiempos de residencia de floculación bajos (15 min), debido a que estas condiciones permiten suministrar menos energía para realizar el mezclado en la floculación y utilizar cámaras de floculación más pequeñas (disminuyendo por consiguiente el costo de equipo de floculación) en comparación con la utilización de gradientes más elevados, sin comprometer la eficiencia del proceso con respecto a la remoción de la sílice y del aluminio dosificado.

Por otra parte, es importante señalar que en las siete pruebas experimentales concernientes al diseño experimental, la remoción de sílice aumentó conforme se incrementaba el tiempo de prueba (Figura 3. 5), este aumento de remoción coincidió con el incremento de altura del manto de lodos con respecto al tiempo de prueba (Figura 3.6). Esto demuestra que la sílice se adsorbe en los hidróxidos de aluminio, y el manto de lodos (formado por hidróxidos de aluminio) sirve de “filtro” adsorbiendo la sílice del agua que pasa a través de él. Por lo tanto, un mayor manto de lodo permite remover una mayor cantidad de sílice (hasta un 30.9 % más).

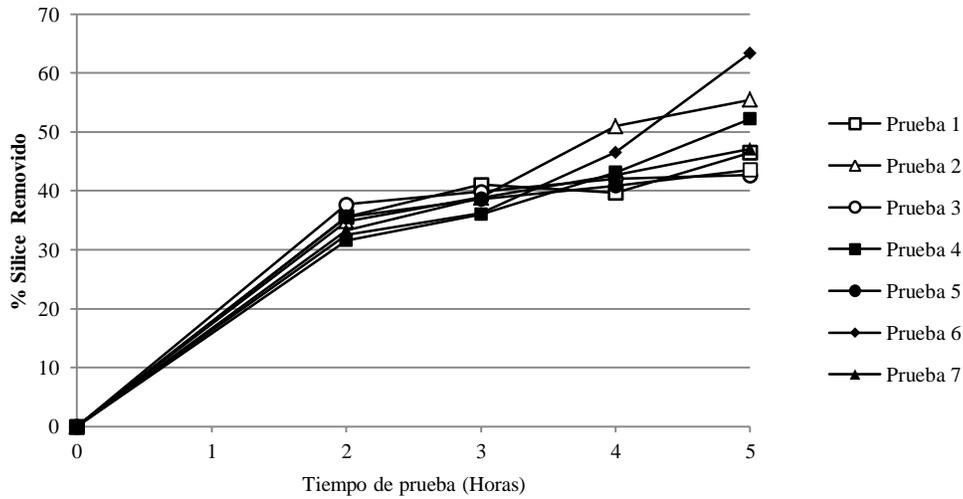


Figura 3.5 Porcentaje de remoción de sílice en función del tiempo de prueba.

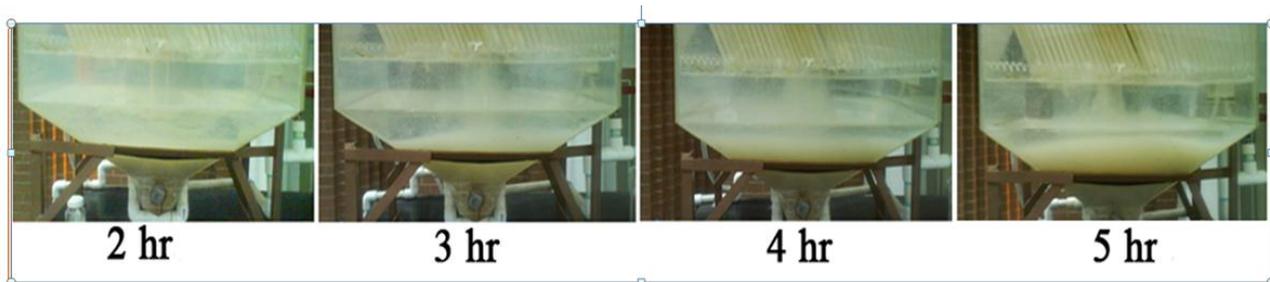


Figura 3.6 Incremento del manto de lodos en función del tiempo de prueba.

Con respecto a la producción de aluminio (Figura 3.7), la dosificación de este metal en las siete pruebas experimentales se mantuvo prácticamente constante ($18 - 20.5 \text{ mgL}^{-1}$), por lo que la eficiencia de producción de aluminio fue mayor al 100% (120-137%), tomando en cuenta que la dosis teórica se fijó en 15 mgL^{-1} . Este fenómeno ha sido reportado en diversos trabajos cuando se utiliza aluminio como electrodo de sacrificio (Chen *et al.*, 2004).

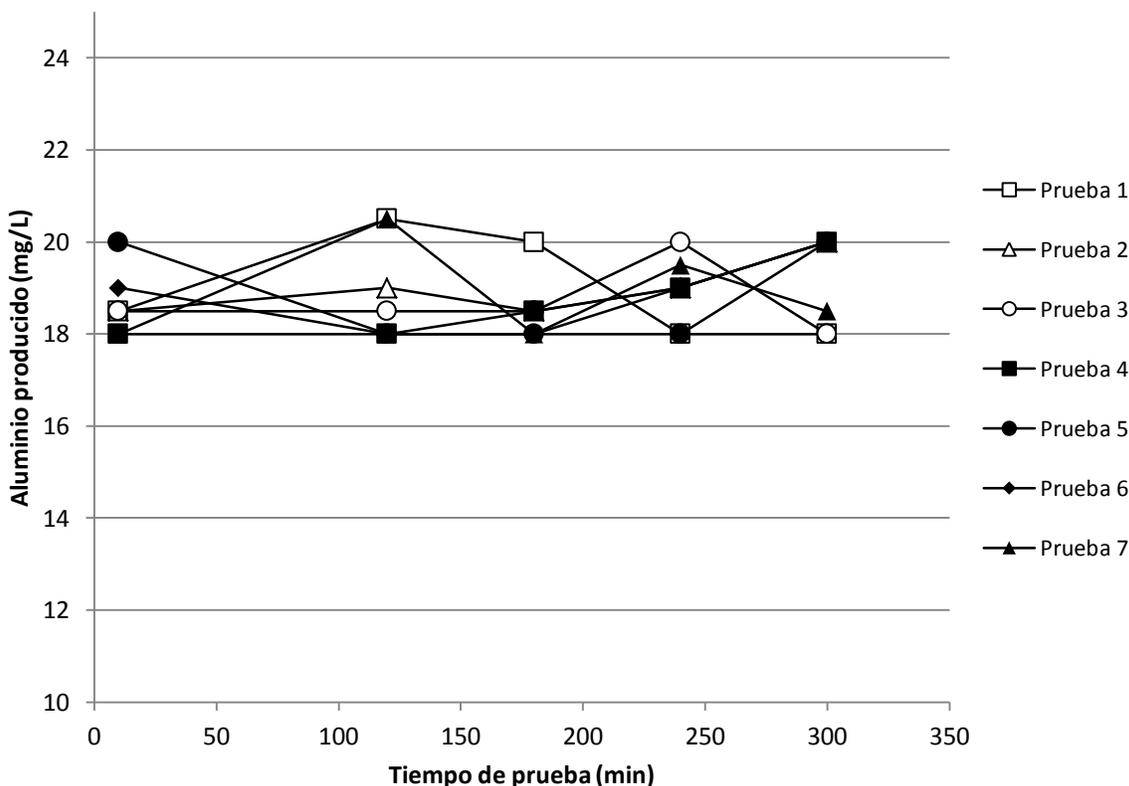


Figura 3.7 Producción de aluminio con respecto al tiempo de prueba.

Una vez que se demostró que ni los gradientes, ni el tiempo de floculación tenían un efecto significativo en la eficiencia del sistema, se hicieron pruebas para la determinación del pH óptimo. Estas pruebas se realizaron mediante pruebas de jarras, con el objetivo de reducir el tiempo de experimentación y la cantidad de agua requerida. La etapa de coagulación se siguió haciendo en el reactor de electrocoagulación para producir el aluminio electroquímicamente.

3.2 Determinación del pH óptimo de floculación

3.2.1 Agua de pozo del IMTA

Los resultados de las pruebas de jarras para determinar el pH óptimo de floculación en el agua del pozo del IMTA (Figura 3. 8) demuestran que el pH óptimo en este tipo de agua con bajo contenido de iones sulfato (25 mgL^{-1}) es de 7.0 (que coincide con el pH natural del agua (7.1)), con el que se obtienen los valores de aluminio y sílice residual más bajos (0.2 y 10.3 mgL^{-1} , respectivamente) en el líquido clarificado. Como se puede apreciar en la Figura 3. 8, el incremento o la disminución de media unidad de pH con respecto al pH óptimo provocan un incremento en las concentraciones de aluminio y sílice residual. El aluminio dosificado en esta prueba fue de 40 mgL^{-1} , la cantidad removida de sílice en el pH óptimo fue de 39.7 mgL^{-1} (50 mgL^{-1} de

sílice inicial- 10.3 mgL⁻¹ de sílice residual) por lo que la relación mgL⁻¹ de Al³⁺ producido/mgL⁻¹ de sílice removido fue de 1, es decir, se requirió de 1 mgL⁻¹ de Al³⁺ para remover 1 mgL⁻¹ de sílice presente en el agua.

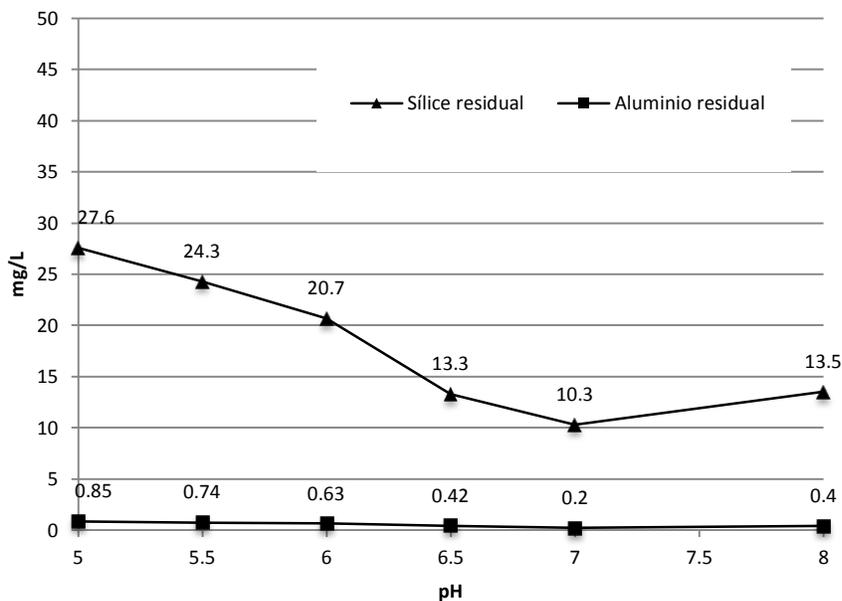


Figura 3. 8 Determinación del pH óptimo de floculación para el agua del pozo del IMTA.

3.2.2 Agua de pozo de la ciudad de Salamanca, Guanajuato.

Los resultados de la prueba de jarras para la determinación del pH óptimo de floculación en el agua de pozo de la ciudad de Salamanca (Figura 3.9), con una concentración media de iones sulfato de 83 mgL⁻¹, demostraron que el pH óptimo de floculación para este tipo de agua es 6.0, debido a que a este pH se obtiene la menor concentración tanto de aluminio como de sílice residual (0 y 48.6 mgL⁻¹, respectivamente) en el líquido clarificado. Este cambio en el pH óptimo (de pH= 7 para agua con una concentración de iones sulfato de 25 mgL⁻¹ a pH= 6 para un agua con una concentración de 83 mgL⁻¹) demuestra que al igual que los flóculos generados mediante la aplicación de sales metálicas en la coagulación- floculación convencional, los flóculos generados mediante electrocoagulación también son sensibles a la presencia de sulfatos, debido a que cambian el pH óptimo de floculación hacia la zona ácida.

La peor condición de floculación- sedimentación en esta prueba experimental se obtuvo cuando el pH fue de 8, el cual coincide con el pH del agua cruda (8.6). En este valor de pH no ocurrió remoción de sílice (se obtuvo la misma concentración de sílice residual que de sílice presente en el agua cruda). Esto resalta la importancia de ajustar el pH de floculación para poder llevar a cabo el proceso de electrocoagulación para la remoción de sílice.

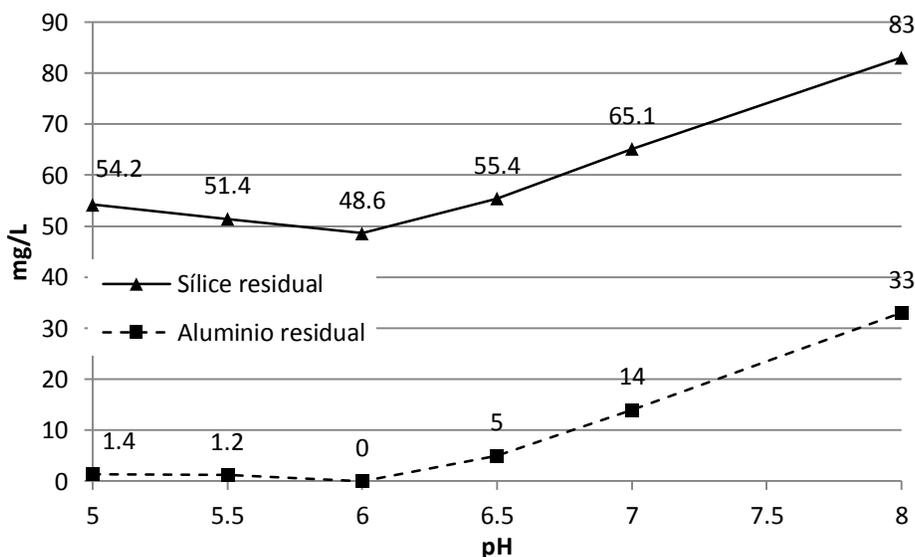


Figura 3.9 Determinación del pH óptimo de floculación para el agua de pozo de la ciudad de Salamanca, Guanajuato.

El aluminio dosificado en esta prueba fue de 35 mgL^{-1} , por lo que el sílice removido en el pH óptimo fue de 34.4 mgL^{-1} (83 mgL^{-1} de sílice inicial - 48.6 mgL^{-1} de sílice residual) por lo tanto, la relación mgL^{-1} de Al^{3+} producido/ mgL^{-1} de sílice removido fue de 1, es decir, se requirió de 1 mgL^{-1} de Al^{3+} para remover 1 mgL^{-1} de sílice presente en el agua y coincidió con la misma relación obtenida para el agua de pozo del IMTA.

La Figura 3. 10 muestra el proceso de floculación y sedimentación con el agua de pozo de la ciudad de Salamanca, Guanajuato.

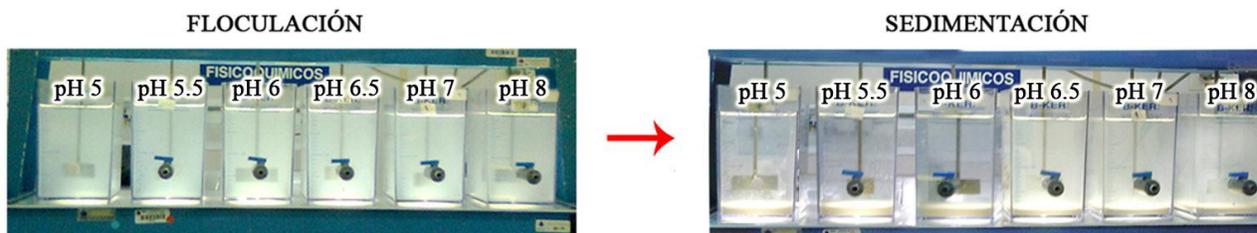


Figura 3. 10 Proceso floculación- sedimentación con agua de Salamanca, Guanajuato.

3.2.3 Agua de la purga de torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato

Los resultados de la prueba de jarras para determinar el pH óptimo de floculación para el agua proveniente de la purga de la torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica, con una alta concentración de iones sulfato (250 mgL^{-1}) (Figura 3. 11), demostraron que el pH óptimo en este tipo de agua para el proceso de floculación - sedimentación es de 5.5, debido a que a este pH se obtuvo la menor concentración tanto de aluminio como de sílice residual en el líquido clarificado (0.01 y 111 mgL^{-1} , respectivamente).

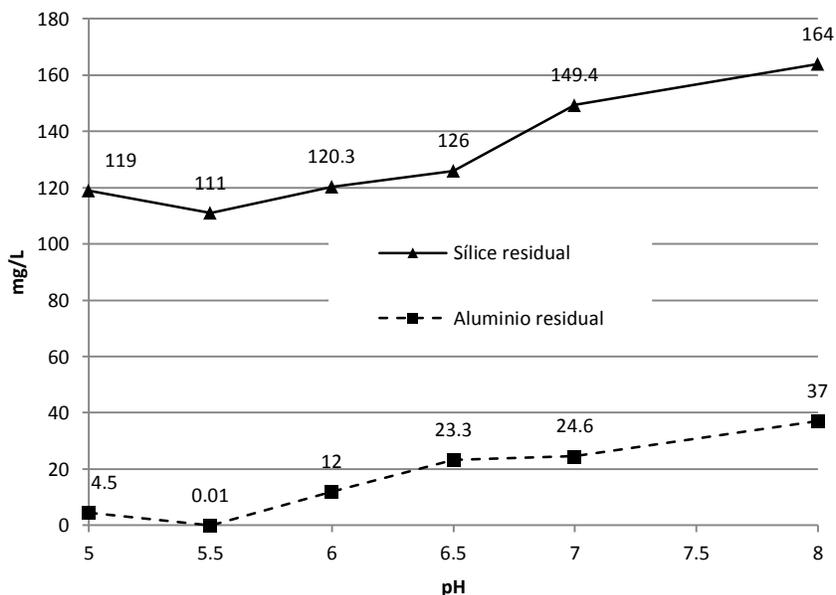


Figura 3. 11 Determinación del pH óptimo de floculación para el agua de la purga de torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.

El aluminio dosificado en esta prueba fue de 37 mgL^{-1} , mientras que el sílice removido en el pH óptimo fue de 53 mgL^{-1} (164 mgL^{-1} de sílice inicial - 111 mgL^{-1} de sílice residual) por lo que la relación mgL^{-1} de Al^{3+} producido/ mgL^{-1} de sílice removido fue de 0.7, es decir, se requirió de 0.7 mgL^{-1} de Al^{3+} para remover un mgL^{-1} de sílice presente en el agua.

3.2.4 Agua de purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr Reddy's

Los resultados de la prueba de jarras para determinar el pH óptimo de floculación para el agua proveniente de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica, con una alta concentración de iones sulfato (338 mgL^{-1}), ver Figura 3. 12, demostraron que el pH óptimo en este tipo de agua para el proceso de floculación - sedimentación es de 5.0, debido a que según la tendencia observada, a este pH prácticamente se obtiene la menor concentración tanto de aluminio como de sílice residual en el líquido clarificado (0.5 y 118.4 mgL^{-1} , respectivamente) sin tener que disminuir más el pH (condición que incrementaría el costo del tratamiento).

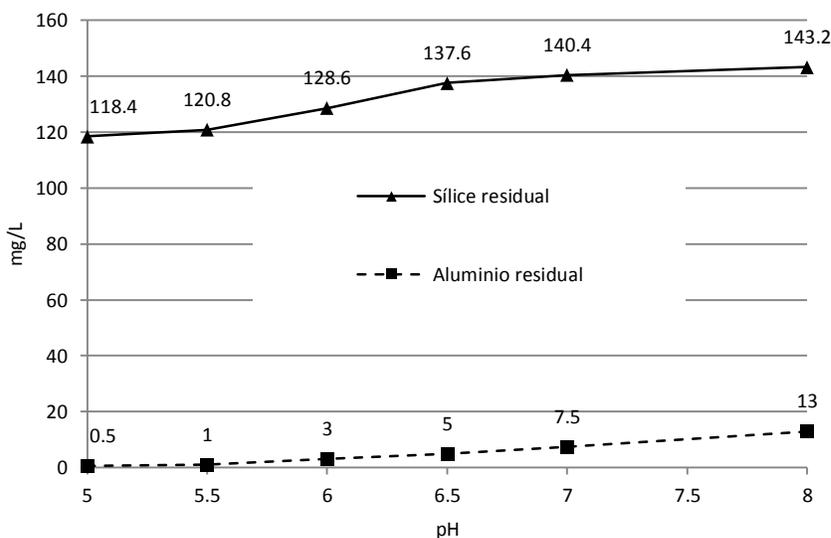


Figura 3. 12 Determinación del pH óptimo de floculación para el agua proveniente de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's.

El aluminio dosificado en esta prueba fue de 39 mgL^{-1} y el sílice del agua cruda fue de 172 mgL^{-1} , por lo tanto, la cantidad removida de sílice en el pH óptimo fue de 53.6 mgL^{-1} (172 mgL^{-1} de sílice inicial- 118.4 mgL^{-1} de sílice residual), la relación mgL^{-1} de Al^{3+} producido/ mgL^{-1} de sílice removida fue de 0.7, es decir, al igual que para el agua de purga de torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca, se requirió de 0.7 mgL^{-1} de Al^{3+} para remover 1 mgL^{-1} de sílice presente en el agua, lo cual representa una eficiencia de aluminio para remover sílice mayor que para los dos tipos de agua de pozo evaluadas anteriormente.

Los resultados de las determinaciones del pH óptimo para los cuatro diferentes tipos de agua, demuestran que el aumento en la concentración de iones sulfato provoca que el pH óptimo de floculación-sedimentación disminuya (Figura 3.13), la relación pH óptimo- concentración del ión sulfato se ajusta a una ecuación del tipo potencial y destaca la importancia de realizar pruebas de jarras para determinar el pH óptimo con cada tipo de agua a tratar antes de realizar el tratamiento mediante electrocoagulación.

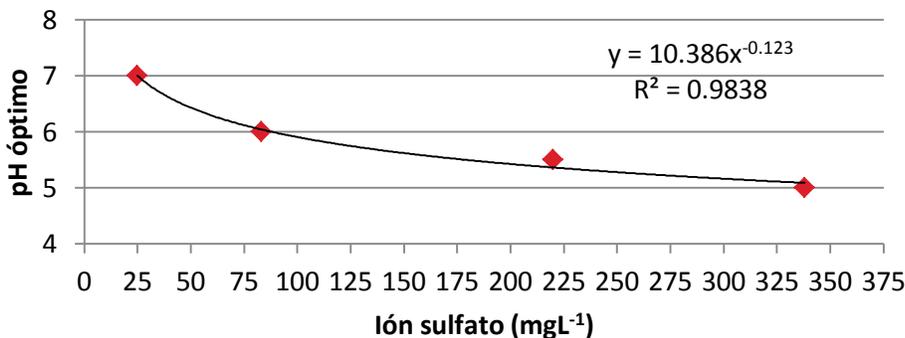


Figura 3.13 Correlación del pH óptimo versus concentración de ión sulfato.

Estos resultados concuerdan con los reportes de la literatura, con respecto a que el pH requerido para la máxima precipitación de los hidróxidos de aluminio es menor en presencia de iones sulfato, esto se atribuye a que los sulfatos reaccionan con el Al^{3+} formando el compuesto $\text{Al}(\text{SO}_4)^+$, el cual a diferencia del compuesto $\text{Al}(\text{OH})_3$ (que se forma a pH neutro en ausencia de iones sulfato), es un compuesto soluble y no es un buen agente desestabilizador de coloides, sin embargo, a pH ácido, los iones sulfato forman complejos $\text{Al-SO}_4\text{-OH}$, los cuales tienen características similares a los hidróxidos de aluminio $\text{Al}(\text{OH})_3$, (Bratby, 2006).

Por otra parte, no se ha reportado que los iones cloruro alteren el comportamiento de los agentes coagulantes metálicos ni el intervalo de pH de máxima efectividad del proceso de floculación (Bratby, 2006), sin embargo, se ha reportado que pueden corroer al aluminio (este efecto fue evaluado en la sección 3.4.2).

3.3 Determinación de los gradientes óptimos de floculación

Los resultados de las pruebas de jarras derivados de la evaluación de los tres distintos gradientes de floculación ($60 \text{ s}^{-1}\text{-}40 \text{ s}^{-1}\text{-}20 \text{ s}^{-1}$, $80 \text{ s}^{-1}\text{-}60 \text{ s}^{-1}\text{-}40 \text{ s}^{-1}$ y $100 \text{ s}^{-1}\text{-}80 \text{ s}^{-1}\text{-}60 \text{ s}^{-1}$) en agua del pozo y purga de la torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de la Ciudad de Salamanca y del agua proveniente de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica (Figura 3.14, Figura 3.15 y Figura 3.16, respectivamente) realizados a pH óptimo demostraron que al igual que para el tratamiento del agua de pozo del IMTA, resulta indiferente utilizar cualquiera de los gradientes de floculación sujetos a estudio, esto fue corroborado mediante análisis de varianza, el cual indicó que no existe diferencia estadísticamente significativa entre las medias de las concentraciones de aluminio y sílice residual en el clarificado al utilizar los tres distintos gradientes, para los tres tipos de agua. Las concentraciones de aluminio y sílice residual fueron de $\sim 2.22 \text{ mgL}^{-1}$ y $\sim 37.15 \text{ mgL}^{-1}$, respectivamente, para el agua del pozo de la ciudad de Salamanca, de $\sim 0.05 \text{ mgL}^{-1}$ y $\sim 110 \text{ mgL}^{-1}$ para el agua de la purga de torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca, y de $\sim 0.11 \text{ mgL}^{-1}$ y $\sim 133 \text{ mgL}^{-1}$, respectivamente, para el agua proveniente de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr Reddy's.

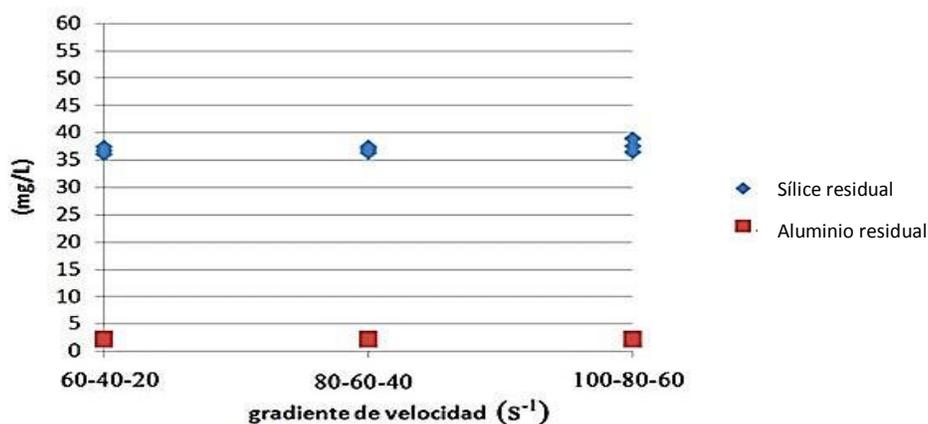


Figura 3.14 Resultados de la evaluación del gradiente de floculación óptimo para el agua del pozo de la ciudad de Salamanca, Guanajuato.

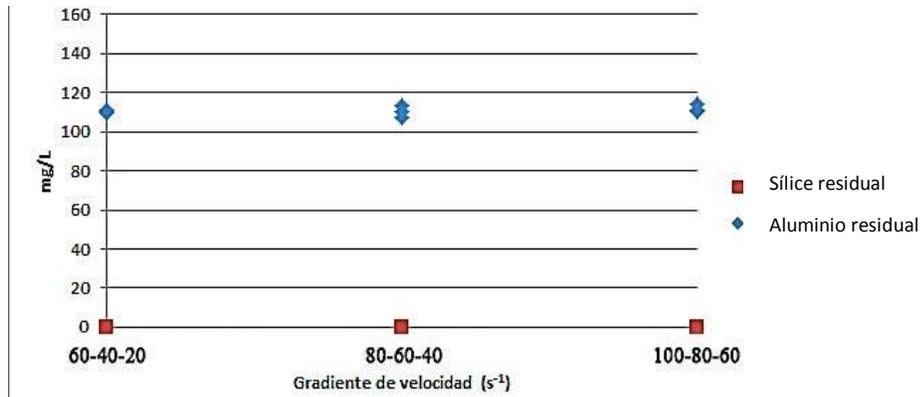


Figura 3.15 Resultados de la evaluación del gradiente de floculación óptimo para el agua de la purga de torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.

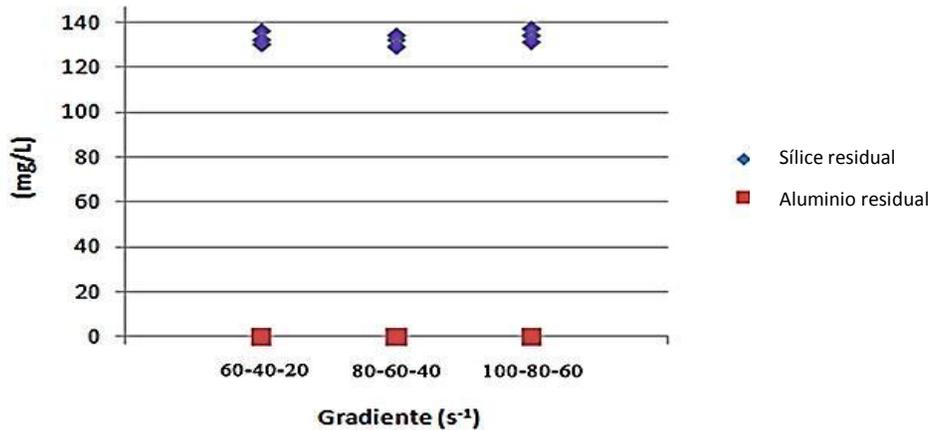


Figura 3.16 Resultados de la evaluación del gradiente de floculación óptimo para el agua de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's.

3.4 Evaluación del efecto del tipo de agua en la eficiencia del proceso de EC en planta semipiloto.

Este grupo de pruebas (ver sección 2.2.3) se realizaron utilizando los gradientes de floculación $60s^{-1}$, $40 s^{-1}$ y $20 s^{-1}$ en cada cámara, respectivamente. Es decir, los más bajos evaluados en este trabajo, con el objetivo de emplear una menor cantidad de energía eléctrica en el mezclado de floculación. El pH de floculación se ajustó al pH óptimo para cada tipo de agua (pH =7 para el agua de pozo del IMTA, pH= 6 para el agua de pozo de Salamanca, pH=5.5 para el agua de purga de la torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca y pH=5 para el agua procedente de la purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's). La dosis de Al^{3+} fue de $\sim 60mgL^{-1}$, la más alta que se puede emplear con el equipo utilizado.

El análisis de las variables de respuesta del sistema completo de electrocoagulación se describe a continuación.

3.4.1 Aumento de voltaje y pérdida de carga (ΔH)

La Figura 3. 17 muestra el voltaje registrado en función del tiempo de operación en las cuatro pruebas realizadas. En todas las pruebas se registró el proceso de pasivación (incremento del voltaje necesario para mantener la corriente suministrada al reactor de EC). Como puede apreciarse en la Figura 3. 17, una vez que inicia el proceso de pasivación eléctrica, este se incrementa aceleradamente.

El aumento de voltaje al tratar el agua de purga de torre de enfriamiento (tanto de la industria farmacéutica Dr. Reddy's, como de la central termoeléctrica de Salamanca), las cuales contienen una alta concentración de iones cloruro y sulfato, y presencia de agentes biocidas, antiespumantes y dispersantes, se registró a la décima hora de operación. En el caso del agua del pozo del IMTA (con baja concentración de iones cloruro y sulfato) el incremento se registró a la doceava hora de operación, mientras que con el agua de pozo de Salamanca (con concentración media de iones cloruro y sulfato), el incremento de voltaje se presentó a las 14 horas de operación. Estos resultados muestran que el fenómeno de pasivación eléctrica ocurre más rápido cuando se trata agua de purga de torre de enfriamiento que cuando se tratar agua de pozo, sin embargo, no existe una tendencia de dicho fenómeno, con respecto a la concentración de los iones estudiados, en este trabajo. La diferencia entre los tiempos en los cuales se presentó el fenómeno de pasivación puede deberse al efecto de factores no estudiados en este trabajo.

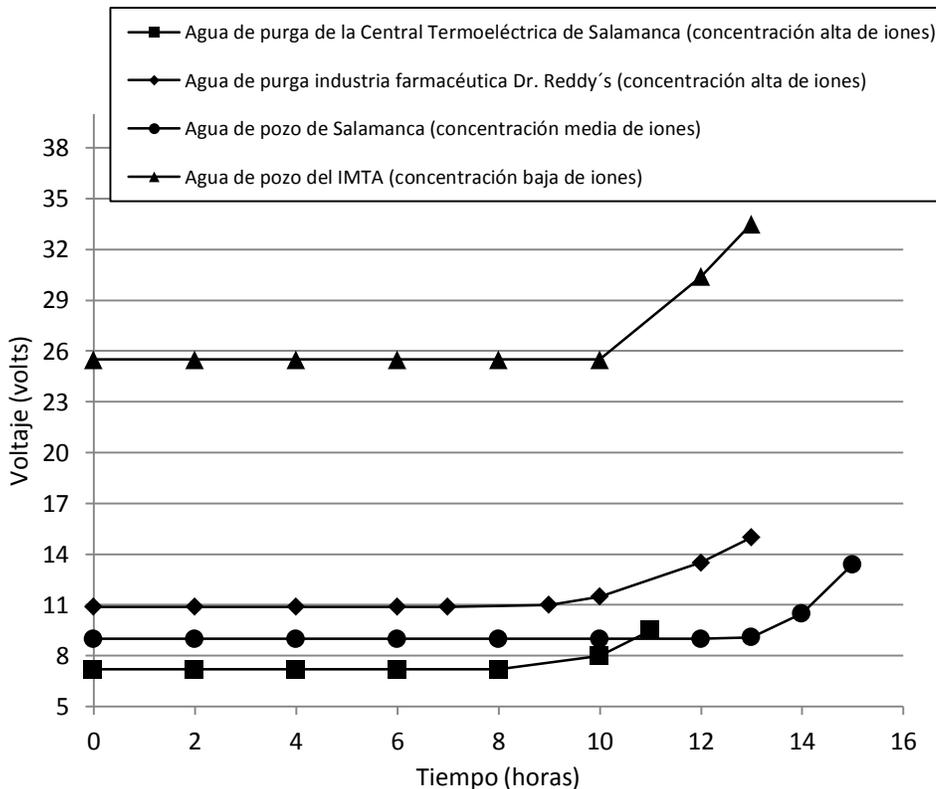


Figura 3. 17 Voltaje registrado en función del tiempo de operación.

En las cuatro pruebas se observó formación de depósitos e incrustaciones en la superficie de ambos electrodos, sin embargo, la presencia de depósitos en la superficie de los electrodos no se correlaciona con el incremento del voltaje, debido a que cuando la pérdida de carga aumenta (Figura 3. 18) no se incrementa el voltaje (Figura 3. 17), por ejemplo, a la séptima hora de operación los reactores de las cuatro pruebas mostraban incremento en la pérdida de carga (ΔH), (Figura 3. 18), sin embargo, a la séptima hora el voltaje era el mismo que el inicialmente registrado (Figura 3. 17).

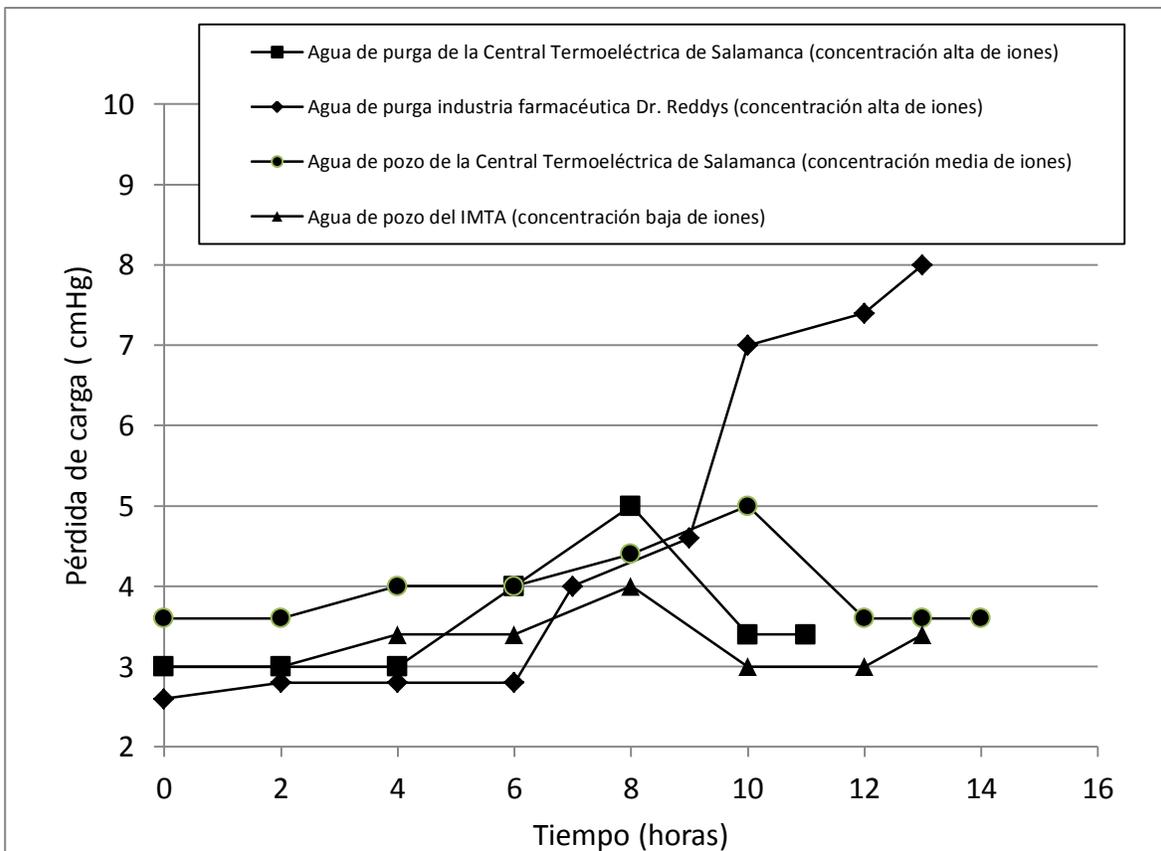


Figura 3. 18 Pérdida de carga registrada (ΔH) en función del tiempo de operación.

Los depósitos pueden ser removidos del reactor de EC mediante el incremento drástico del caudal de operación durante ~ 10 segundos, tal como se muestra en la Figura 3. 18, esto logró que se recuperara el valor de pérdida de carga inicial y se observó visualmente la remoción de la mayoría de los depósitos presentes, sin embargo, esto no ayudó a detener el proceso de pasivación.

Por otra parte, el lavado químico del reactor al finalizar cada prueba experimental (realizado de acuerdo a la metodología descrita en la sección 2.1.4) permitió volver a obtener el voltaje inicial registrado en cada una de las pruebas, además de que no se observó presencia de incrustaciones al finalizar el lavado.

Estos resultados indican que para operar el sistema de EC de manera continua bajo las condiciones de operación empleadas en este trabajo, sin aumento de voltaje, sería necesario lavar químicamente el reactor aproximadamente cada 10 horas de operación.

3.4.2 Eficiencia de producción de aluminio

En las pruebas realizadas con los cuatro tipos de agua (con concentración baja, media y alta de iones cloruros y sulfatos) la eficiencia de producción de aluminio (EPA) fue mayor al 100% (del 130-150%), ver Figura 3. 19. Sin embargo, al contrario de los resultados que se esperaban, no existió una diferencia significativa en las

EPA al tratar los distintos tipos de agua con diferente concentración de cloruros (8 mgL^{-1} para el agua de pozo del IMTA, 43 mgL^{-1} para el agua de pozo de Salamanca, 110 mgL^{-1} para el agua de purga de torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca y 298 mgL^{-1} para el agua de purga de torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's

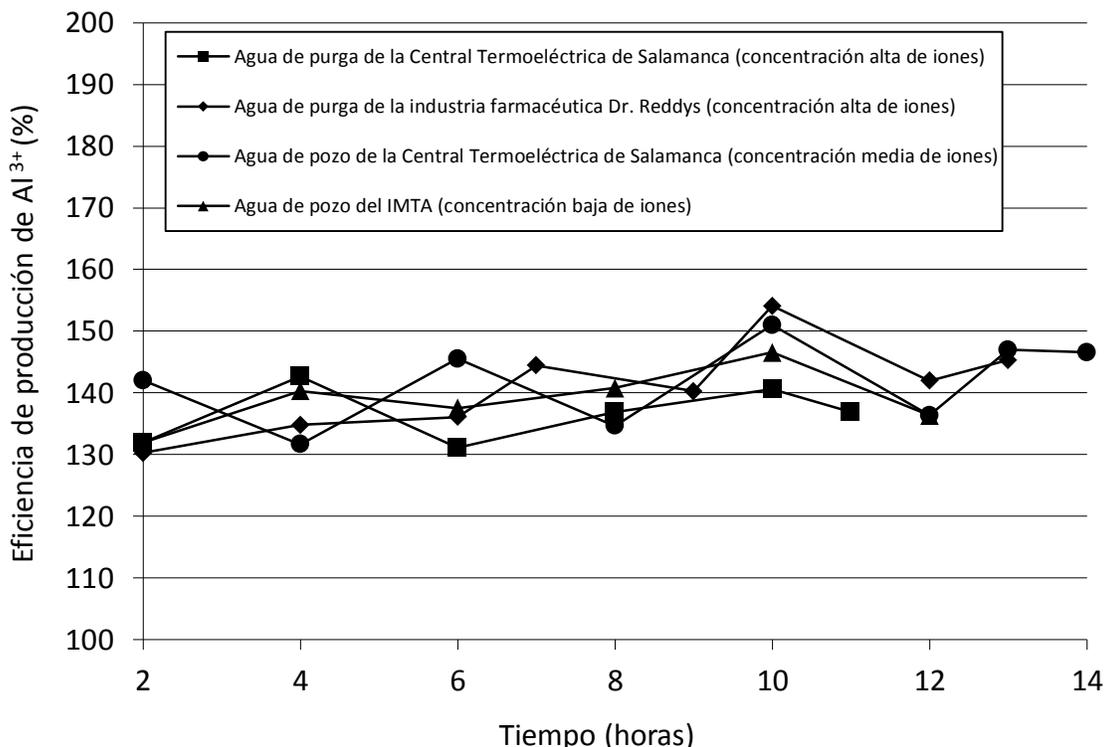


Figura 3. 19 EPA en función del tiempo de operación.

Los resultados de EPA, prácticamente iguales y obtenidas a distintas concentraciones de cloruros, podrían explicarse con base en que según reportes de la literatura, en el proceso de EC la presencia de los iones sulfato (los cuales estuvieron presentes en los cuatro tipos de agua estudiados) pueden preservar la capa de alúmina (Al_2O_3) que se presenta naturalmente en la superficie del aluminio (Trompette *et al.*, 2008), situación que podría limitar la corrosión del aluminio debida a la presencia de cloruros.

3.4.3 Remoción del aluminio dosificado

La Figura 3. 20 muestra el aluminio residual en el efluente del sedimentador en función del tiempo en las cuatro pruebas realizadas, el aluminio residual en el efluente del sedimentador fue en promedio de $\sim 0.4 \text{ mgL}^{-1}$, que corresponde a remover $\sim 99\%$ del aluminio dosificado, el cual fue en promedio de 64.7 mgL^{-1} .

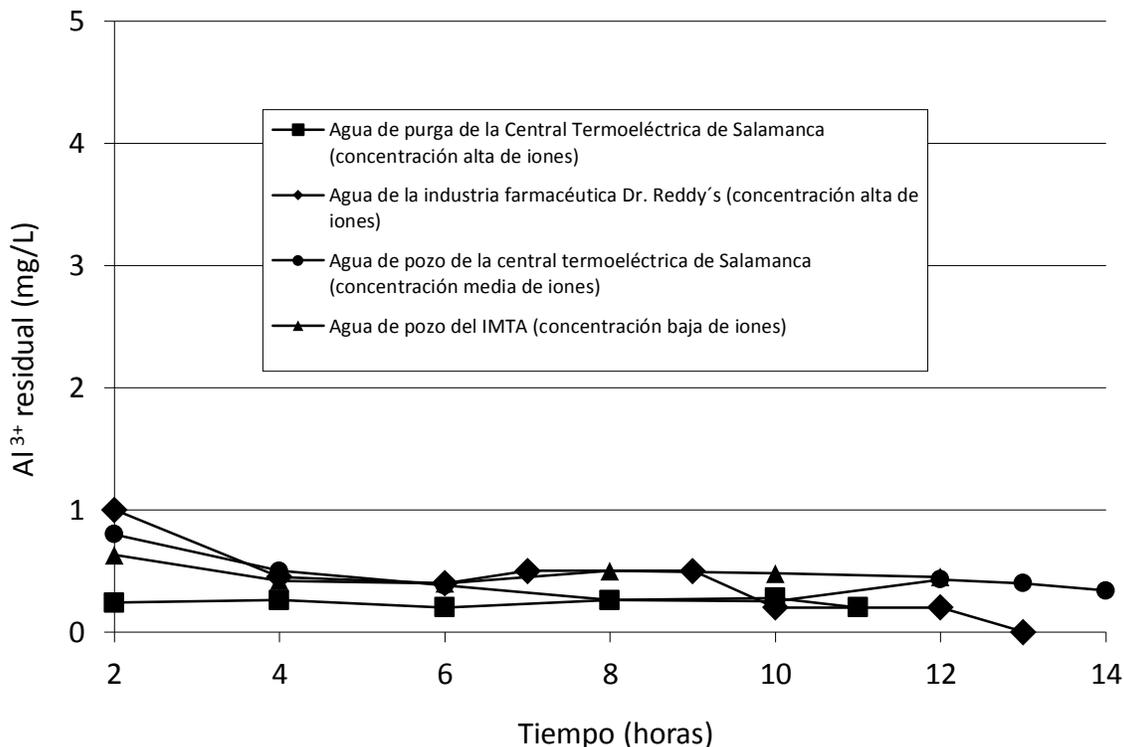


Figura 3. 20 Aluminio residual en el efluente del sedimentador en función del tiempo.

La Figura 3. 21 muestra que todo el aluminio dosificado en las cuatro pruebas realizadas fue prácticamente removido en el filtro de arena, ya que se logró obtener una concentración de Al^{3+} de $\sim 0.1 \text{ mgL}^{-1}$, que corresponde a remover el 99.8% del aluminio dosificado. El filtro de arena no tuvo que ser retrolavado durante ninguna de las pruebas, debido a que la concentración de aluminio residual en el efluente del sedimentador fue mínima, por lo cual no se presentó taponamiento.

Estos resultados indican que no existe una relación entre la concentración de iones sulfato y cloruro, o de la presencia de agentes biocidas, antiespumantes y dispersantes con respecto a la capacidad de remoción del aluminio dosificado.

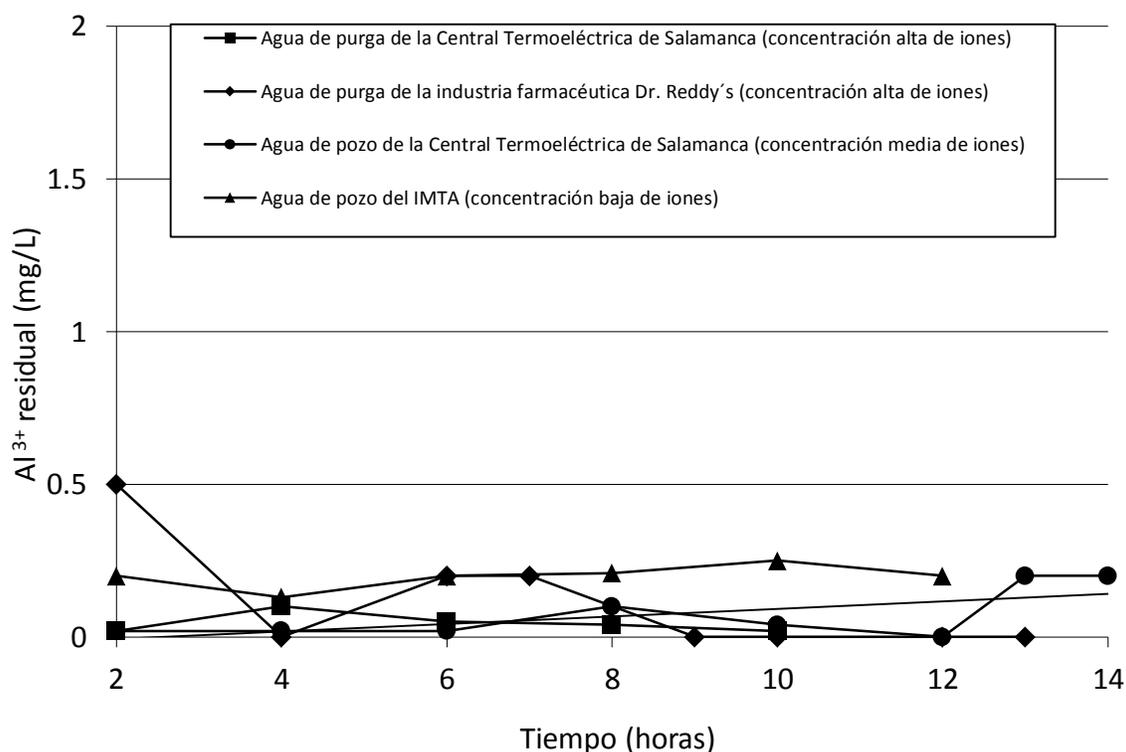


Figura 3. 21 Aluminio residual en el efluente del filtro de arena en función del tiempo de operación.

3.4.4 Remoción de color, turbiedad, sulfatos y cloruros

Los valores de color, turbiedad, sulfatos y cloruros antes y después del tratamiento mediante EC se presentan en la Tabla 3.5. Las concentraciones de sulfatos y cloruros no cambiaron después del tratamiento. Los valores de color aparente y turbiedad de las aguas de pozo tratadas fueron prácticamente los mismos que los valores iniciales, sin embargo las aguas de purga mostraron una disminución significativa en color y turbiedad. La Figura 3. 22 muestra la apariencia visual al tratar el agua de purga de torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's mediante el proceso de EC.

Tabla 3.5 Color, turbiedad, sulfatos y cloruros antes y después del tratamiento

Tipo de agua	Antes del tratamiento				Después del tratamiento			
	Color aparente (uPtCo)	Turbiedad (UNT)	Cloruros (mgL ⁻¹)	Sulfatos (mgL ⁻¹)	Color (uPtCo)	Turbiedad (UNT)	Cloruros (mgL ⁻¹)	Sulfatos (mgL ⁻¹)
Pozo del IMTA	8	0.05	8.38	25.2	8	0.15	8	25
Pozo de Salamanca	9.85	0.05	43.1	83	8	0.25	43.1	83

Purga de torre de enfriamiento de CIVAC	410	35.1	298	338	14	1	298	338
Purga de torre de enfriamiento de Salamanca	31	14	111	250	9	0.4	111	250

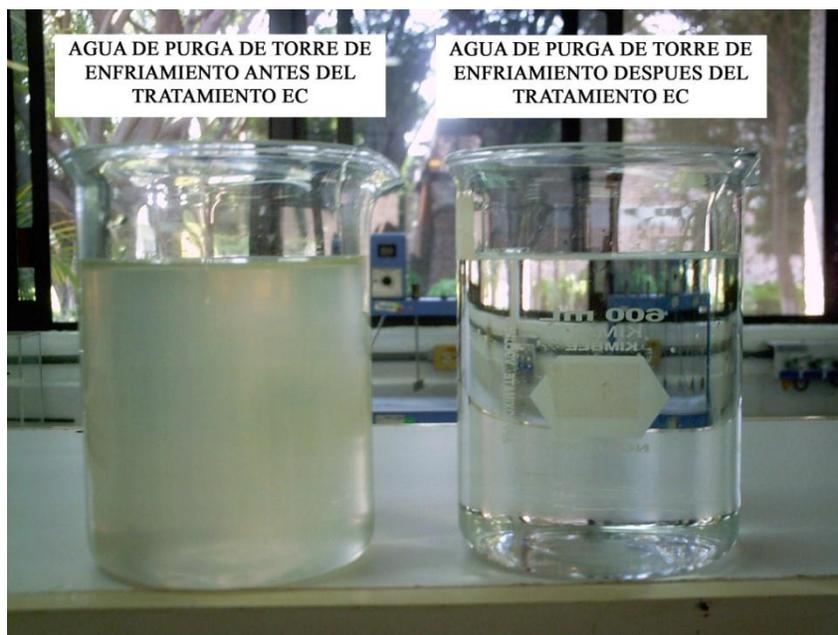


Figura 3. 22 Apariencia del agua de purga de torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's antes y después del tratamiento mediante el proceso EC

3.4.5 Remoción de sílice

La sílice residual en el efluente del filtro en función del tiempo de operación se muestra en la Figura 3.23. Los porcentajes de remoción de sílice y la relación mgL^{-1} de aluminio producido/ mgL^{-1} de sílice removido al tratar los diferentes tipos de agua se presentan en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6 Remoción de sílice en los cuatro tipos de agua sujetos a estudio.

Tipo de agua	% de remoción de sílice	mgL^{-1} de aluminio producido/ mgL^{-1} de sílice removido
Pozo del IMTA	82	1.3
Pozo de Salamanca	70	1

Purga de torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's	40.3	0.85
Purga de torre de enfriamiento de Salamanca	47.8	0.87

Al tratar el agua del pozo del IMTA se obtuvo una eficiencia de remoción de sílice de 82 % y una relación (mgL^{-1} de aluminio producido/ mgL^{-1} de sílice removida) de 1.3, es decir, similar a la obtenida al tratar el mismo tipo de agua mediante pruebas de jarras (sección 3.2.1), la cual fue de 1.

Al tratar el agua de pozo de Salamanca la eficiencia obtenida fue del 70 % de la sílice inicial y se obtuvo una relación (mgL^{-1} de aluminio producido/ mgL^{-1} de sílice removido) de ~ 1 , es decir, la misma relación que en los resultados obtenidos de las pruebas de jarras.

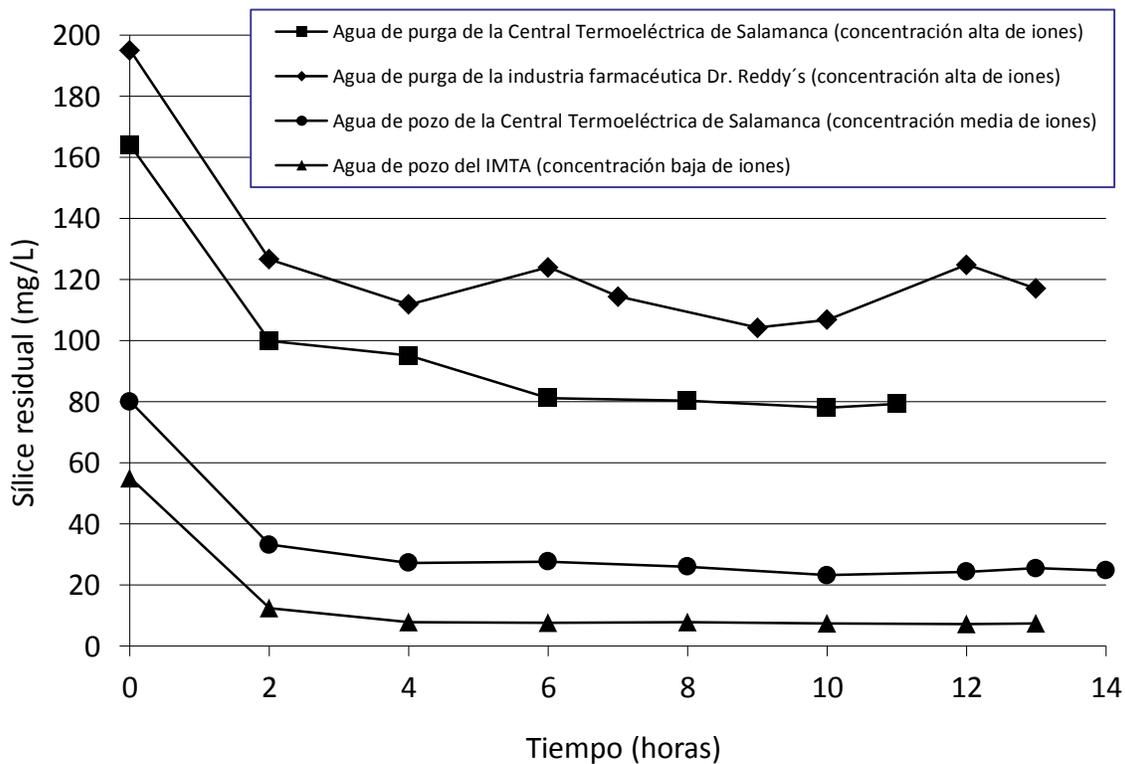


Figura 3.23 Sílice residual en el efluente del filtro en función del tiempo de operación.

En el agua de purga de la torre de enfriamiento de la industria farmacéutica Dr. Reddy's se removió el 40.3% de la sílice inicial y la relación mgL^{-1} de aluminio producido/ mgL^{-1} de sílice removido fue de ~ 0.85 . Es decir, se obtuvo una eficiencia de aluminio para remover sílice mayor en comparación a los tipos de agua de pozo

evaluadas, sin embargo, la cantidad de sílice residual obtenida es muy alta como para ser recirculada como agua de repuesto. Para alcanzar una concentración de sílice menor a 80 mgL^{-1} (lo que permitiría su recirculación) se requeriría de suministrar una mayor concentración de Al^{3+} (situación que no fue posible realizar en este trabajo debido a las limitaciones del equipo utilizado).

En el agua de purga de la torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca se removió el 47.8% de la sílice inicial y la relación mgL^{-1} de aluminio producido/ mgL^{-1} de sílice removido fue de 0.87. Es decir, se obtuvo una relación muy similar a la obtenida tratando agua de purga de torre de la industria farmacéutica Dr. Reddy's, por lo tanto, se observó que al tratar agua de purga de torres de enfriamiento se requiere de menor cantidad de aluminio para remover la misma cantidad de sílice que en agua de pozo.

La cantidad de Al^{3+} requerida para remover $\sim 80 \text{ mgL}^{-1}$ de sílice (lo cual se logró a partir de la sexta hora de operación, ver Figura 3.23) fue en promedio de 66 mgL^{-1} , mientras que la concentración de sílice residual fue en promedio de 84 mgL^{-1} . Con esta concentración de sílice residual obtenida es posible recircular el agua tratada a la torre de enfriamiento y, por lo tanto, disminuir el consumo de agua de repuesto de la torre.

La concentración de sílice obtenida al tratar agua de la purga de la torre de enfriamiento de la central termoeléctrica de Salamanca, después de la cuarta hora de operación (tiempo en el cual se forma la máxima cantidad de lodos que puede almacenar el sedimentador) fue en promedio de 84 mgL^{-1} . Esta concentración de sílice residual obtenida permite recircular el agua tratada a la torre de enfriamiento y, por lo tanto, disminuir el consumo de agua de repuesto.

3.5 Evaluación de la factibilidad de operación y cálculo del costo por metro cúbico de agua tratada.

3.5.1 Incremento de los ciclos de concentración al tratar el agua de pozo de Salamanca

Como se mencionó en la sección 801.1.5, la remoción de 40 mgL^{-1} de sílice del agua de pozo de Salamanca, Guanajuato, incrementaría los ciclos de concentración de las torres de enfriamiento que operan en la Central Termoeléctrica de la región a de dos a cuatro, y se obtendría una disminución significativa del agua de repuesto.

De acuerdo con la relación mgL^{-1} de Aluminio producido/ mgL^{-1} de sílice removido obtenida al tratar el agua del pozo de Salamanca (la cual fue de ~ 1), se decidió dosificar 40 mgL^{-1} para obtener una remoción de la misma cantidad de sílice. La dosis teórica de aluminio se fijó en 31 mgL^{-1} , ya que de acuerdo a los resultados previos, al tratar este tipo de agua se obtiene una EPA de $\sim 140 \%$ y se esperaría obtener una dosis de $\sim 43 \text{ mgL}^{-1}$. Esta prueba se realizó ajustando el pH óptimo de floculación a 6 y los menores gradientes de floculación (60 s^{-1} , 40 s^{-1} y 20 s^{-1}) en cada cámara respectivamente, con el objetivo de consumir la menor cantidad de energía eléctrica posible. Se utilizó el tren de tratamiento de EC completo, y el tiempo de operación se extendió hasta que los electrodos se pasivarón.

La Figura 3.24 muestra el registro obtenido del voltaje y de la pérdida de carga a través del tiempo. El voltaje comenzó a aumentar a partir de la hora 14 y posteriormente siguió incrementando aunque los depósitos

fueron removidos a la hora 12 y 17 de operación del reactor, mediante el incremento drástico del caudal de operación durante ~ 10 segundos.

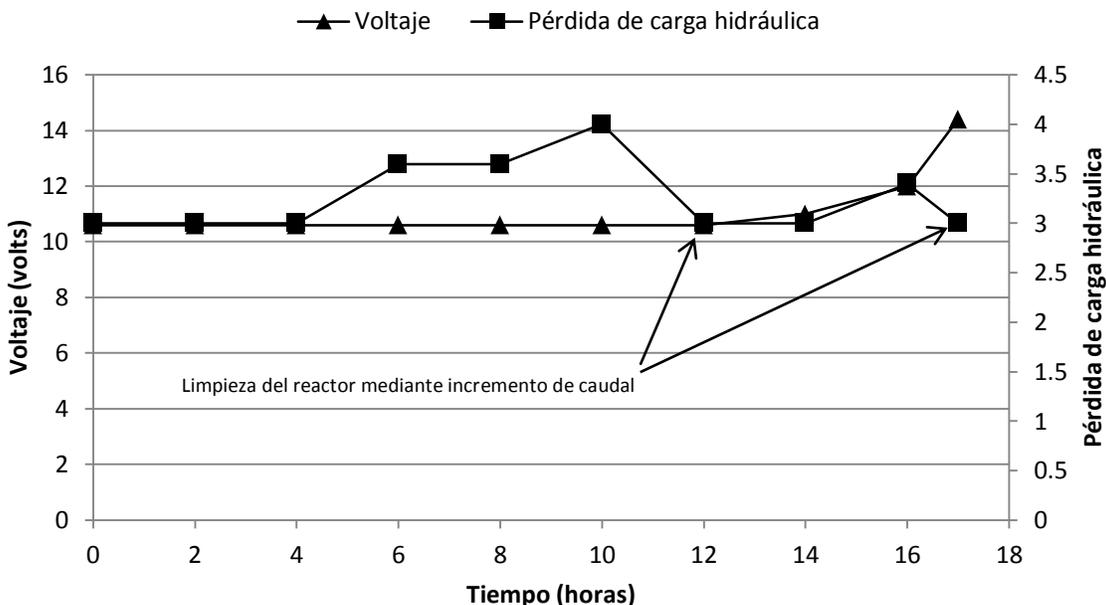


Figura 3.24 Voltaje y ΔH en función del tiempo de operación.

La dosificación de aluminio se mantuvo en $\sim 40 \text{ mgL}^{-1}$ (Figura 3.25), con una media de 41.7 mgL^{-1} , lo cual representa una EPA en promedio del 136% (lo cual concuerda con las EPA's obtenidas al tratar este tipo de agua). Esta dosificación fue suficiente para obtener una sílice residual promedio a la salida del filtro de 39 mgL^{-1} . Como puede observarse en la Figura 3.25, a partir de la cuarta hora de operación la sílice residual se mantuvo en 33 mgL^{-1} , aproximadamente, y después de seis horas la sílice residual se estabilizó en alrededor de $\sim 40 \text{ mgL}^{-1}$, mostrando un comportamiento estable.

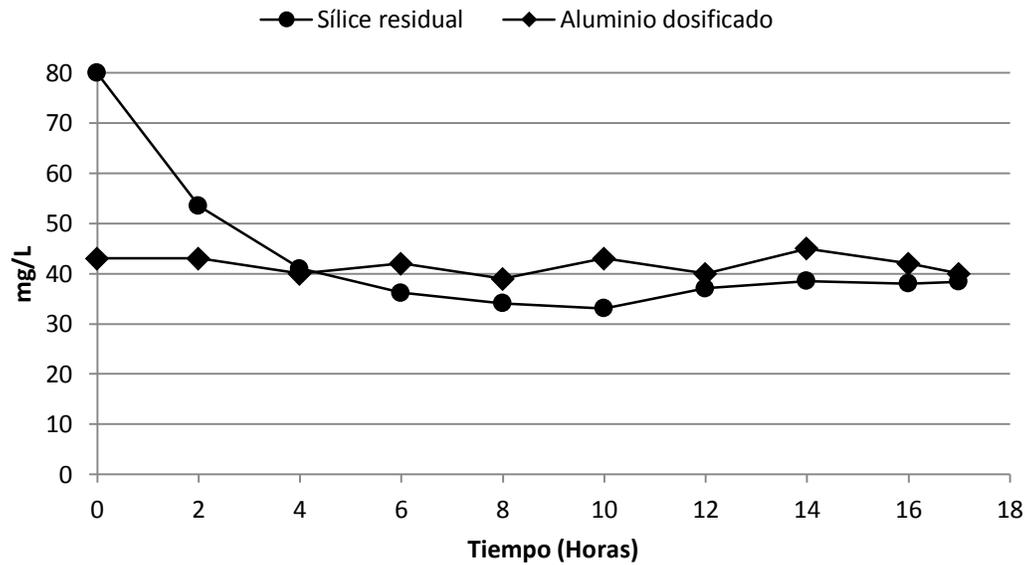


Figura 3.25 Aluminio dosificado y sílice residual en función del tiempo de operación.

Con respecto a la remoción de aluminio, en la Figura 3. 26 puede apreciarse que el aluminio residual a la salida del sedimentador fue menor a 2 mgL^{-1} y fue disminuyendo conforme aumentaba el tiempo de operación, hasta un valor menor a 0.5 mgL^{-1} después de la octava hora de operación. La concentración del aluminio residual a la salida del filtro fue menor a 0.5 mgL^{-1} desde la segunda hora de operación y fue totalmente removido a partir de la octava hora de operación. El filtro no registró taponamiento, por lo que no tuvo que ser retrolavado en el tiempo de prueba.

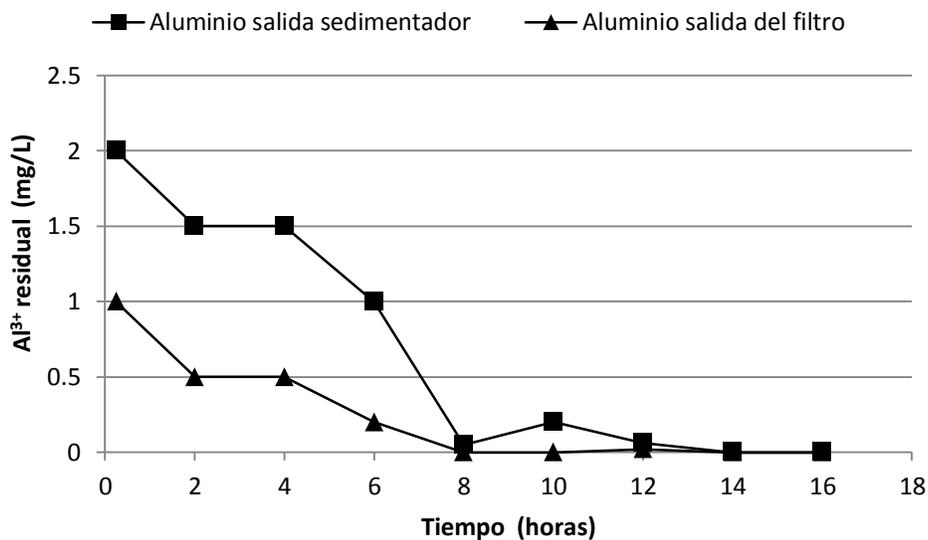


Figura 3. 26 Aluminio residual a la salida del sedimentador y filtro en función del tiempo.

Por otra parte, la factibilidad de operación al tratar agua de purga de torre de enfriamiento de la Central termoeléctrica de Salamanca para su recirculación ya se analizó en la sección anterior (sección 3.4).

3.5.2 Determinación del costo de tratamiento

Se calculó el costo de dos alternativas de tratamiento para el agua de las torres de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.

- 1) Tratamiento del agua de repuesto para incrementar los ciclos de concentración de dos a cuatro.
- 2) Tratamiento del agua de purga de torre de enfriamiento para disminuir la concentración de sílice de 160 mgL⁻¹ a 80 mgL⁻¹ y permitir su recirculación. Los cálculos se realizaron mediante las ecuaciones descritas en la sección 2.4.4.2.

3.5.3 Costo por m³ del tratamiento del agua de repuesto de Salamanca

Costo del aluminio dosificado

La concentración de Al³⁺ requerida para disminuir en 40 mgL⁻¹ la sílice del agua de pozo de la Central Termoeléctrica de Salamanca y, por lo tanto, aumentar a cuatro los ciclos de concentración de sílice fue en promedio de 41 mgL⁻¹. Por consiguiente, el costo del aluminio dosificado es:

$$Cal = \frac{\left(53 \frac{\$}{Kg}\right) \left(41 \frac{mg}{L}\right) \left(1000 \frac{L}{m^3}\right)}{(0.99351) \left(1 * 10^6 \frac{mg}{Kg}\right)} = 2.187 \frac{\$}{m^3}$$

Potencia eléctrica requerida por el reactor

La corriente y el voltaje requeridos para dosificar 41 mgL⁻¹ de sílice fueron 9 amperes y 10.6 volts respectivamente, por lo tanto, la potencia eléctrica requerida por el reactor es:

$$Per = \frac{\left(9 \frac{C}{s}\right) \left(10.6 \frac{V}{C}\right) \left(86400 \frac{s}{día}\right)}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{Kwh}} = 2.289 Kwh \text{ día}^{-1}$$

Potencia hidráulica requerida por el reactor

La prueba se realizó a un caudal de 1.6 L/min, que corresponde a un gradiente de mezcla en el reactor de 300 s⁻¹. La potencia hidráulica requerida por el reactor fue:

$$Phr = (300s^{-1})^2 \left(0.0009 \frac{Kg}{m s}\right) (0.0012m^3) \left(\frac{86400 \frac{s}{día}}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{Kwh}}\right) = 2.3328 \times 10^{-3} Kwh \text{ día}^{-1}$$

Potencia hidráulica requerida en la primera cámara de floculación

$$Ph_1 = (60s^{-1})^2 \left(0.0009 \frac{Kg}{m s}\right) (0.0101m^3) \left(\frac{86400 \frac{s}{día}}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{Kwh}}\right) = 7.853 \times 10^{-4} Kwh \text{ día}^{-1}$$

Potencia hidráulica requerida en la segunda cámara de floculación

$$Ph_2 = (40s^{-1})^2 \left(0.0009 \frac{Kg}{m s}\right) (0.0101m^3) \left(\frac{86400 \frac{S}{día}}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{Kwh}}\right) = 3.49 \times 10^{-4} Kwh \text{ día}^{-1}$$

Potencia hidráulica requerida en la tercera cámara de floculación

$$Ph_3 = (20s^{-1})^2 \left(0.0009 \frac{Kg}{m s}\right) (0.0101m^3) \left(\frac{86400 \frac{S}{día}}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{Kwh}}\right) = 8.7264 \times 10^{-5} Kwh \text{ día}^{-1}$$

Potencia hidráulica requerida por el floculador

$$Ph_f = Ph_1 + Ph_2 + Ph_3 = 1.2215 \times 10^{-3} Kwh \text{ día}^{-1}$$

Costo de la energía requerida por el reactor y floculador (Cer)

$$Cer = \frac{(2.289 Kw - hdía^{-1} + 2.3328 \times 10^{-3} Kw - hdía^{-1} + 1.2215 \times 10^{-3} Kw - hdía^{-1} + 0.413 Kw - hdía^{-1}) \left(1.363 \frac{\$}{Kwh}\right) \left(1000 \frac{L}{m^3}\right)}{\left(1.63 \frac{L}{min}\right) \left(1440 \frac{min}{día}\right)}$$

$$Cer = 1.57 \$/m^3$$

Costo de la adición de ácido empleado para ajustar el pH

$$Cac = \frac{\left(0.0008195 \frac{m^3 \text{ de ácido}}{m^3 \text{ agua tratada}}\right) \left(2250 \frac{\$}{m^3 \text{ de ácido}}\right)}{5} = 0.368 \frac{\$}{m^3 \text{ agua tratada}}$$

$$\text{Costo de tratamiento} = Cal + Cer + Cac = 2.187 \$/m^3 + 1.57 \$/m^3 + 0.368 \$/m^3 = 4.125 \$/m^3$$

El costo del tratamiento se calculó en \$ 4.125 pesos/m³, del cual \$2.187 pesos/m³ corresponden al costo de dosificación de Al³⁺, \$1.57 pesos/m³ al costo de la energía suministrada y \$0.368 pesos/m³ al costo de adición de ácido para ajustar el pH (Figura 3. 27).

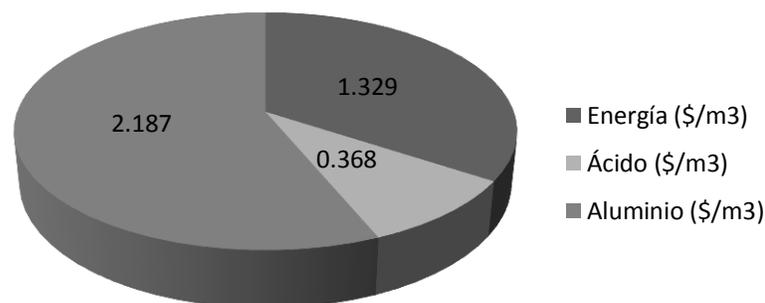


Figura 3. 27 Costo del tratamiento del agua de pozo de Salamanca, Guanajuato.

3.5.4 Costo por m³ del tratamiento del agua de purga de torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca

Costo del aluminio dosificado

La concentración de Al³⁺ requerida para disminuir a 80 mgL⁻¹ la sílice presente en el agua de purga de la torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca fue en promedio de 66 mgL⁻¹, por lo tanto, el costo del aluminio dosificado es:

$$Cal = \frac{(53 \frac{\$}{Kg})(66 \frac{mg}{L})(1000 \frac{L}{m^3})}{(0.9935)(1 \cdot 10^6 \frac{mg}{Kg})} = 3.52 \$/m^3$$

Potencia eléctrica requerida por el reactor

La corriente y el voltaje requeridos para dosificar 80 mgL⁻¹ de sílice fueron 15 amperes y 7.2 volts respectivamente, por lo tanto, la potencia eléctrica requerida por el reactor es:

$$Per = \frac{(15 \frac{C}{s})(7.2 \frac{V}{C})(86400 \frac{s}{día})}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{Kw-h}} = 2.592 Kw - hdía^{-1}$$

Las potencias hidráulicas requeridas por el reactor y el floculador son las mismas que las calculadas para el tratamiento del agua de repuesto para incrementar los ciclos de concentración. Esto se debe a que las condiciones hidráulicas de operación fueron las mismas, únicamente se variaron las dosis de Al³⁺ y de ácido requerido para ajustar el pH de floculación.

Costo de la energía requerida por el reactor y floculador (Cer)

$$Cer = \frac{(2.592Kw - hdía^{-1} + 2.3328 \times 10^{-3}Kw - hdía^{-1} + 1.2215 \times 10^{-3}Kw - hdía^{-1} + 0.413Kw - hdía^{-1}) * 1.363 \frac{\$}{Kw-h} * 1000 \frac{L}{m^3}}{1.6 \frac{L}{min} * 1440 \frac{min}{día}}$$

$$Cer = 1.78 \$/m^3$$

Costo de la adición de ácido empleado para ajustar el pH

$$Cac = \frac{(0.002592 \frac{m^3 \text{ de ácido}}{m^3 \text{ agua tratada}})(2250 \frac{\$}{m^3 \text{ de ácido}})}{5} = 1.1664 \frac{\$}{m^3 \text{ agua tratada}}$$

$$\text{Costo de tratamiento} = Cal + Cer + Cac = 3.52 \$/m^3 + 1.78 \$/m^3 + 1.166 \$/m^3 = 6.47 \$/m^3$$

El costo del tratamiento del agua de purga de la torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca se calculó en \$ 6.47 pesos/m³, del cual 3.52 pesos/m³ corresponden al costo de dosificación de Al³⁺, 1.78 pesos/m³ al costo de la energía suministrada y \$1.166 pesos/m³ al costo de adición de ácido para ajuste del pH (Figura 3.28).

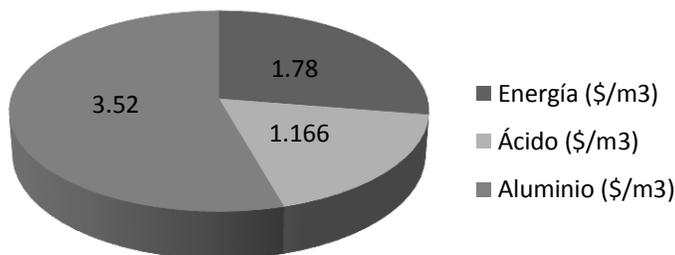


Figura 3.28 Costo del tratamiento del agua de purga de la torre de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, Guanajuato.

Aunque los dos tipos de agua presentan diferencias en conductividad, pH óptimo de floculación y alcalinidad (factores que afectan el costo del proceso), el costo de la dosificación de Al^{3+} es el que más impacta en el proceso EC para la remoción de sílice, representando el 53 y 54 % del costo total para el tratamiento de agua de repuesto y de purga de torres de enfriamiento, respectivamente.

La Figura 3.29a muestra el balance de masa de la situación actual de las torres de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca. El caudal de agua de repuesto es de $720 \text{ m}^3/\text{h}$ y el caudal de purga es de $288 \text{ m}^3/\text{h}$. La Figura 3.29b muestra el balance de masa de la alternativa 1. El incremento de los ciclos de concentración de dos a cuatro permitiría disminuir en $240 \text{ m}^3/\text{h}$ el agua de repuesto (Figura 1.5) y por consiguiente, se reduciría la purga a $48 \text{ m}^3/\text{h}$ a un costo de $\$ 4.125 \text{ pesos}/\text{m}^3$. La Figura 3.29c muestra el balance de masa de la alternativa 2. Mediante esta alternativa se trataría toda el agua de purga ($288 \text{ m}^3/\text{h}$) y se recircularía, por lo que el caudal de agua de repuesto disminuiría en $288 \text{ m}^3/\text{h}$, que representa una disminución del 40% del agua de repuesto empleada en las torres a un costo de $\$ 6.47 \text{ pesos}/\text{m}^3$.

La diferencia de costos entre las dos alternativas se debe a que el tratamiento de agua de purga requiere de una mayor dosificación de aluminio, el cual es el factor que más impacta en el costo del tratamiento, además, la alta concentración de iones sulfato que ésta contiene provoca el consumo de una mayor cantidad de ácido para realizar el ajuste de pH, factor que también impacta en el costo del tratamiento.

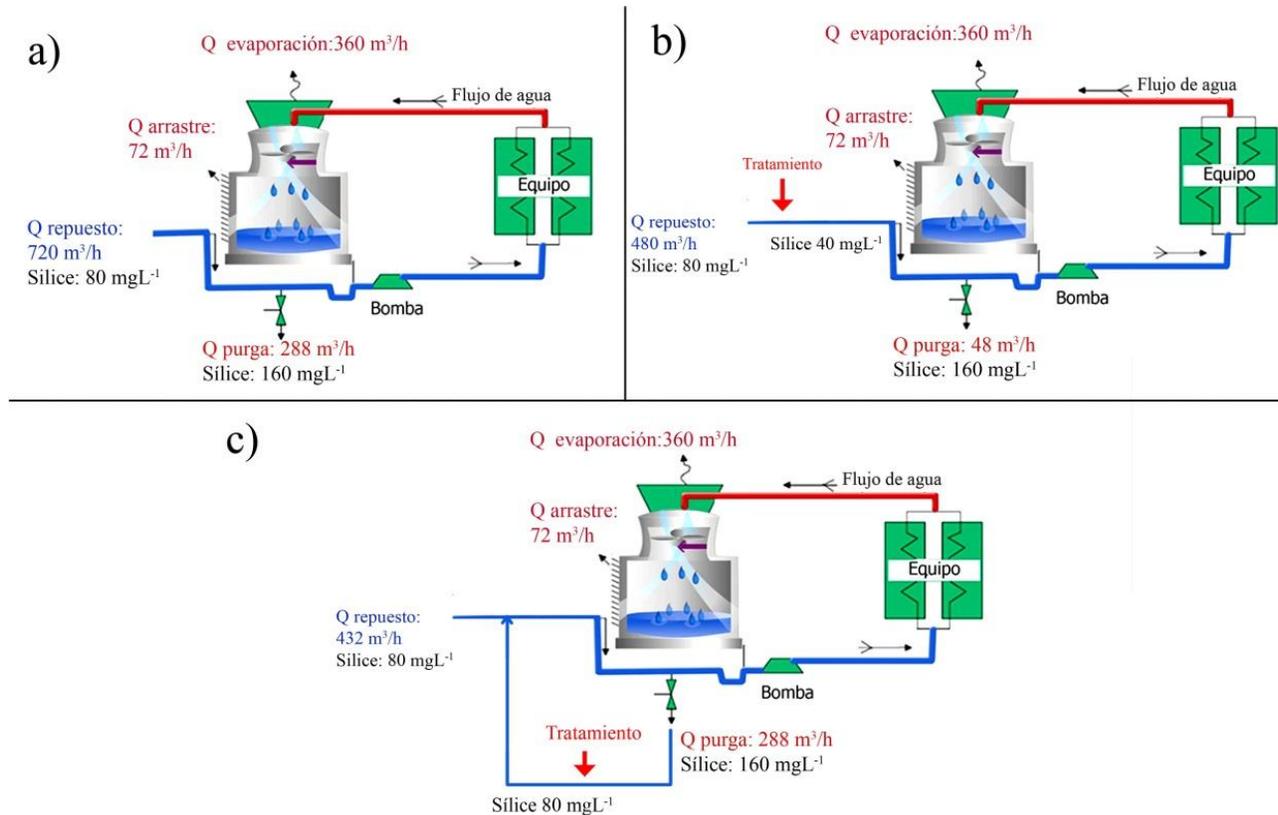


Figura 3.29 Balances de masa para las torres de enfriamiento de la Central Termoeléctrica de Salamanca, situación actual (a), alternativa 1 (b) y alternativa 2 (c).

Estos resultados demuestran la conveniencia de tratar agua de repuesto, ya que su costo representa el 63% del costo del tratamiento del agua de purga, sin embargo, el ahorro de agua de repuesto es muy similar (33% para el agua de repuesto y 40% para el agua de purga de la torre de enfriamiento). Aunado a esto, el tratamiento de agua de repuesto permite operar el sistema de EC durante más horas sin que se presente pasivación eléctrica.

4 CONCLUSIONES

- El gradiente de floculación y el tiempo de residencia no presentaron efecto significativo sobre la eficiencia de remoción de la sílice ni del aluminio dosificado, en el intervalo de valores evaluado en este estudio. Esto se podría explicar en base a que el tipo de coagulación mediante el cual es removido la sílice es barrido, que involucra una producción elevada de flóculos, y por lo tanto, no se requieren gradientes de floculación ni tiempos de residencia tan elevados para ponerlos en contacto.
- La presencia de sulfatos en el agua a tratar mediante el proceso EC modifica el pH óptimo de floculación hacia un valor de pH más bajo, dependiendo de la concentración de sulfatos, en un intervalo de concentración de 25 a 338 mgL⁻¹, lo cual se puede atribuir a que los sulfatos reaccionan con el Al³⁺ formando el compuesto Al(SO₄)⁺, el cual a diferencia del compuesto Al(OH)₃ (que se forma a pH neutro en ausencia de iones sulfato), es un compuesto soluble y no es un buen agente desestabilizador de coloides, sin embargo, a pH ácido, los iones sulfato forman complejos Al-SO₄-OH, los cuales tienen características similares a los hidróxidos de aluminio Al(OH)₃.
- La concentración de cloruros en el rango evaluado (de 8 mgL⁻¹ a 338 mgL⁻¹), en presencia de sulfatos, no tiene efecto sobre la eficiencia de producción de aluminio, lo cual podría explicarse con base en que según reportes de la literatura, en el proceso de EC la presencia de los iones sulfato (los cuales estuvieron presentes en los cuatro tipos de agua estudiados) pueden preservar la capa de alúmina (Al₂O₃) que se presenta naturalmente en la superficie del aluminio (Trompette *et al.*, 2008), situación que podría limitar la corrosión del aluminio debida a la presencia de cloruros.
- No existe una relación directa entre la concentración de iones sulfato o de la presencia de agentes biocidas, antiespumantes y dispersantes con respecto al proceso de pasivación, pérdida de carga hidráulica y eficiencia de remoción del aluminio dosificado. Este resultado es contrario a lo que se esperaba (obtener una eficiencia de remoción del aluminio dosificado inferior al tratar agua de purga, debido a su contenido de agentes dispersantes, que pudieran afectar la floculación) y es un fenómeno que no se pudo dilucidar en este trabajo.
- El reactor debe ser lavado aproximadamente cada 10 horas de operación para eliminar la pasivación de los electrodos.
- La relación mgL⁻¹ de Al³⁺ producido / mgL⁻¹ de sílice removido al tratar agua de pozo es de ~ 1, mientras que al tratar agua de purga de torre de enfriamiento es de ~ 0.85. Ambas relaciones

son inferiores a la que se obtiene mediante el empleo de sales metálicas, y representa una ventaja del proceso de electrocoagulación, ya que se requiere de una menor concentración de aluminio para remover la misma concentración de sílice.

- El costo de reactivos y de energía al tratar agua de repuesto de torre de enfriamiento es de \$4.12 pesos/m³.
- El costo de reactivos y de energía al tratar agua de purga de torre de enfriamiento es de \$ 6.47 pesos/m³.
- El tratamiento de agua de repuesto es más económico en comparación con el tratamiento de agua de purga de torre de enfriamiento y permite operar el sistema de EC durante más horas sin que se presente pasivación eléctrica.

REFERENCIAS

- American Society of Civil Engineers (ASCE). (2005). Water treatment plant design. 4 ed., McGraw Hill, *American Water Works Association*. USA. 896 pp.
- Amirtharajah, A., Clark, M., Trussell, M. (1991). Mixing In Coagulation and Flocculation. 1ª Ed., *American Water Works Association Research Foundation (AWWARF)*. Denver, CO, USA. 426 pp.
- Arboleda, J. (1969). Manual de tratamiento de aguas potables. *Programa de educación sanitaria*. 353 pp.
- Batchelor, B., Lasala, M., McDevitt, M., Peacock, E. (2001). Technical and economic feasibility of ultra-high lime treatment of recycled cooling water. *Research Journal WPCF*. 63: 982-990.
- Ben, M., Hamrouni B., Bouguecha, S. (2004). Silica removal using ion-exchange resins. *Desalination* 167: 273-279.
- Bergna, H. (1994). The Colloid chemistry of silica. *American Chemical Society*. Washington, DC. 695 pp.
- Bradby, J. (2006). Coagulation and flocculation in water and wastewater treatment. IWA publishing. 391 pp.
- Bremere, I., Kennedy, M., Mhyio, S. (2000). "Prevention of silica scale in membrane systems: removal of monomer and polymer silica." *Desalination* 132: 89-100.
- Calfa chemical (2009) Nota técnica: "energy & wáter". Consultado el 8 de octubre de 2009. Obtenido en [http://www.calfa.net/calfabas/cost_saving_\(calfa_bas\).htm](http://www.calfa.net/calfabas/cost_saving_(calfa_bas).htm)
- Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS) (1992). Ciclo tratamiento, Serie filtración rápida, Manual III: Teoría, Tomo 1, Perú.
- Chen, G., (2004). Electrochemical technologies in wastewater treatment. *Separation and Purification Technoogy*. 38: 11-41.
- Comisión Federal de Electricidad (CFE) (2009). "Tratamiento de agua de enfriamiento y control de problemas inherentes". *Curso de formación de supervisores químicos*. Subgerencia de ingeniería química y control ambiental.
- Cominellis C, Chen G (2009) *Electrochemistry for the Environment*. Springer. 563 pp.
- Cooling Technology Institute (CTI). (2008). Nota técnica: "What is a (wet, atmospheric) cooling tower?". Obtenido en <http://www.cti.org/whatis/coolingtowerdetail.shtml>
- Clescerl, S., Greenberg, A., Eaton, A. (1999). Standard Methods for Examination of Water & Wastewater. 20th edition. *American Public Health Association*. Washington D.C., EE.UU. 1325 pp.
- Demadis, K., Neofotistou, E. (2004). Inhibition and growth control of colloidal silica: designed chemical approaches. *Materials performance*. 43:38-42.
- Den, W. and Wang, C. (2008). "Removal of silica from brackish water by electrocoagulation pretreatment to prevent fouling of reverse osmosis membranes." *Separation and Purification Technology* 59(3): 318-325.

- DeWolfe, J., Dempsey, B., Taylor, M., Pooter, J. (2003). Guidance Manual for Coagulant Changeover. American Water Works Association. 185 pp.
- Emamjomeh, M., and Sivakumar, M. (2009). "Review of pollutants removed by electrocoagulation and electrocoagulation/flotation processes." *Journal of Environmental Management* 90(5): 1663-1679.
- Gutiérrez, P., Salazar, R. (2004). Análisis y diseño de experimentos. *Mc Graw-Hill*. Distrito Federal, Mexico. 571 pp.
- HACH Company. (1998). DR/ 2010 Spectrophotometer handbook. Loveland, Colorado U.S.A. 837 pp.
- Holt, P., Barton, G., Mitchell, C. (1999). "Electrocoagulation as a wastewater treatment." *The third Annual Australian Environmental Engineering Research Event*. 23-26 November Castlemaine, Victoria.
- Holt, P., Barton, G., Mitchell, C. (2005). The future for electrocoagulation as a localized water treatment technology. *Chemosphere*. 59: 355-367.
- International Water Supply Association (IWSA) (1998). "Treatment process selection for particle removal. *American Water Works Association*. 375pp.
- Instituto Nacional de estadística Geografía e Informática (INEGI) (2008). "El sector energético en Mexico". *Serie de Estadísticas Sectoriales*. 317 pp.
- Koo, T., Lee, YJ., Sheikholeslami, R. (2001). "Silica fouling and cleaning of reverse osmosis membranes." *Desalination* 139(1-3): 43-56.
- Kurimexicana (2009). Nota técnica: "Alta sílice". Obtenido en: http://www.kurimexicana.com/productos_torres_de_enfriamiento_alta_silicie.shtml
- Letterman, R. (1999). Water quality and treatment. *American Water Works Association (AWWA)*. Nueva York, EE.UU. 1194 pp.
- Mangravite, F, Cassell, E., Matijević, E. (1972). "The microflotation of silica." *Journal of Colloid and Interface Science* 39(2): 357-366.
- Martín, A., Avilés, F., Ordeñana, L., Montellano, L., Piña, M., Sandoval, L. (2006). Manual de evaluación de plantas potabilizadoras. Instituto Mexicano de Tecnología del Agua.
- Martín-Domínguez, A, Rivera, M., Soberanis, M., Pérez, S. (2008). Incidencia del gradiente de velocidad en la eficiencia de la electrocoagulación para remover arsénico en un reactor a flujo pistón. *Interciencia* 33 (7): 496-502.
- Matthes, G. (1982). The properties of groundwater. *Wiley-Interscience*. New York.
- Mollah, M., Morkovsky, P., Gomes, J., Kesmez, M., Parga, J., Cocke, D. (2004). "Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation". *Journal of Hazardous Materials* 114(1-3): 199-203.
- Neofotistou, E., Demadis, K. (2004). "Use of antiscalants for mitigation of silica (SiO₂) fouling and deposition: fundamentals and applications in desalination systems." *Desalination* 167: 257-272.
- Nielson, K., Smith, D. (2005). "Ozone-enhanced electroflocculation in municipal wastewater treatment". *J. Environ. Eng. Sci.* 4: 65-76.
- Nishida, I., Shimada, Y., Saito, T., Okaue, Y., Yokoyama, T. (2009). "Effect of aluminum on the deposition of silica scales in cooling water systems." *Journal of Colloid and Interface Science*. 335(1): 18-23.

- Piña, S., Martín, A., Rivera M., Castrejon S., Gonzales C. (2009). "Aplicación de la electrocoagulación en la remoción de arsénico en agua". Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA), Jiutepec, Morelos, México.
- Roques, H. (1996). Chemical Water Treatment: Principles and Practice, VCH Publishers, Inc., New York, 620 pp.
- Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT). (2010). "Estadísticas del agua en México". Comisión Nacional del Agua. Distrito Federal, México. 233pp.
- Resintech, Inc. (1999). Nota técnica: Behavior of silica in ion exchange and other systems. <http://www.snowpure.com/docs/resintech-silica-iwc99.pdf>
- Ríos, B., Almeraya, F., Herrera, A. (2005). "Electrode Passivation in the Electrocoagulation Process". *Portugaliae Electroquímica Acta* 23:17-34
- Romero, R. (2006). Purificación del agua. Editorial escuela colombiana de ingeniería. Segunda edición. 471pp.
- Smethurst, G (2002). "Basic Water treatment". Thomas Telford. Tercera edición. 292pp.
- Sheikholeslami, R., Al-Mutaz, I., Koo, T., Young, A. (2001). "Pretreatment and the effect of cations and anions on prevention of silica fouling." *Desalination* 139(1-3): 83-95.
- Sheikholeslami, R., Al-Mutaz, Tan, S.,. (2002). "Some aspects of silica polymerization and fouling and its pretreatment by sodium aluminate, lime and soda ash." *Desalination* 150(1): 85-92.
- Sheikholeslami, R., Bright, J. (2002). "Silica and metals removal by pretreatment to prevent fouling of reverse osmosis membranes." *Desalination* 143(3): 255-267.
- Tchobanoglous, G., Burton, FL., Metcalf & Eddy., Stensel, HD. (2004). "Wastewater Engineering treatment and reuse". McGraw Hill, New York. 4ta edición. 1817 pp.
- Trompette, J. and Vergnes, H. (2008). On the crucial influence of some supporting electrolytes during electrocoagulation in the presence of aluminum electrodes. *Journal of Hazardous Materials*. 163(2-3): 1282-1288.
- Villegas, I. (2009). "Remoción de sílice para uso en torres de enfriamiento mediante un método electroquímico". Tesis de licenciatura. Universidad Autónoma del Estado de Morelos.
- Wen, R., Deng, S., Zhang, Y. (2005). "The removal of silicon and boron from ultra-pure water by electrodeionization." *Desalination* 181(1-3): 153-159.
- Whipple, D., Baygents, J., Farrel, J. (2007). Electrocoagulation: A Technology for Water Recycle and Wastewater Treatment in Semiconductor Manufacturing. *Technology and Research Initiative Foundation*.
- Whitten, W., Davis, E. (2008). "Química general". 5a Edición. Mc Grall Hill. Madrid, España. 1116pp.
- Zeta-meter. (1997). Nota técnica: "Zeta-Potential: A Complete Course in 5 Minutes". Obtenido en: <http://www.zeta-meter.com/5min.pdf>

ANEXOS

ANEXO A

Las características de cada una de las cámaras de floculación son las siguientes:

	símbolo	
Longitud paleta, m	L	0.2
Ancho paleta, m	b	0.02
Relación largo-ancho paleta	L/b	10
Coefficiente de arrastre, función de L/b	C_D	1.29
Relación velocidades masa agua-paletas	k	0.25
Peso específico del agua, N/m ³	g	998.23
aceleración gravitacional, m/s ²	g	9.81
Viscosidad dinámica, Kg s/m ²	μ	1.03E-04
Volumen de la cámara del floculador, m ³	V	0.01
Ancho, m		0.2
Largo, m		0.2
Alto, m		0.253

ANEXO B

Calibración hidráulica del reactor

- a) Introducir al reactor un caudal entre el rango de 3 - 3.5 L/min, registrando la pérdida de carga que existe dentro del reactor, por medio del manómetro diferencial.

- b) Disminuir el caudal, registrando la pérdida de carga (Δh) respectiva, repetir hasta obtener al menos 6 puntos antes de alcanzar el caudal mínimo posible (≈ 0.5 L/ min).

Q(L/min)	Δh (cmH₂O)
5.387	504.00
5.147	453.6
4.827	403.20
4.560	352.80
4.107	302.4
3.733	252.0000
3.373	201.60
2.947	151.20
2.427	100.80
1.693	50.40
0.907	12.60

- c) Calcular el tiempo de residencia (τ) dentro del reactor, para cada caudal obtenido mediante la ecuación [38].

Ecuación 73
$$\tau \text{ (s)} = \frac{v \text{ (L)} \left(60 \frac{\text{s}}{\text{min}}\right)}{Q \left(\frac{\text{L}}{\text{min}}\right)}$$

Dónde: Q= caudal (L/min).

v= volumen del reactor (ver tabla 5.2), (L).

τ = tiempo de residencia (s).

60= factor de conversión de minutos a segundos.

Q(L/min)	t (s)
5.387	14.07
5.147	14.73
4.827	15.70
4.560	16.62
4.107	18.46
3.733	20.30
3.373	22.47
2.947	25.72
2.427	31.24
1.693	44.76
0.907	83.60

d) Calcular el gradiente con respecto a cada valor de Δh , mediante la ecuación 72

Ecuación 74
$$G = \sqrt{\frac{\gamma g \Delta h}{100 \mu \tau}}$$

Donde G= gradiente (s^{-1}).

γ = densidad = 997 kg/m^3 a 25°C.

g = gravedad = 9.81 m/s^2 .

Δh = pérdida de carga (cmH_2O).

μ = viscosidad dinámica = $0.0009 \text{ (N} \cdot \text{s/m}^2)$ a 25°C .

τ = tiempo de residencia (s).

100 = factor de conversión de cm a m.

Q(L/min)	G (s⁻¹)
5.387	1,972.92
5.147	1,829.51
4.827	1,670.39
4.560	1,518.73
4.107	1,334.35
3.733	1,161.40
3.373	987.44
2.947	799.24
2.427	592.20
1.693	349.80
0.907	127.98

e) Graficar y hacer una correlación entre el caudal y el gradiente

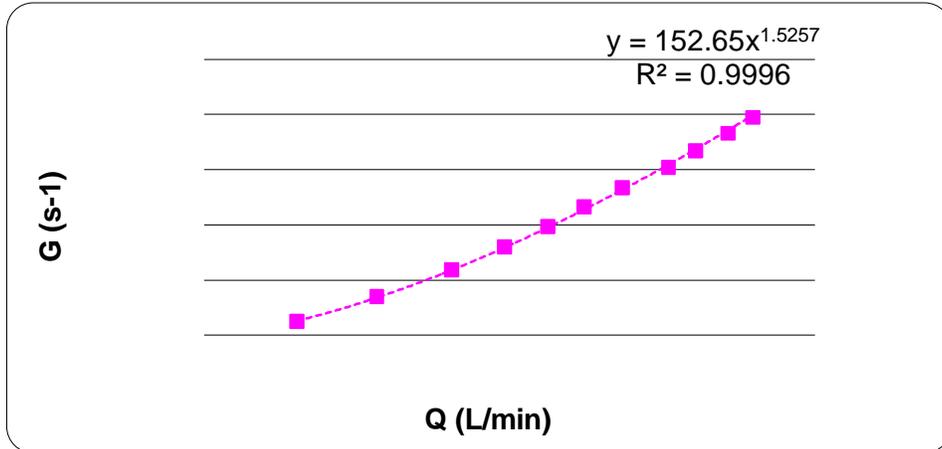


Figura B Calibración del reactor 1

La correlación es:

Ecuación 75 $y = 152.65x^{1.5257}$

Dónde: y = Gradiente (s⁻¹)

X = Caudal (L/min)

El caudal para alcanzar un gradiente de 700 s⁻¹ es de:

$$X = \sqrt[1.5257]{\frac{700}{152.65}} = 2.8 \text{ L/min}$$