

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DIMENSIONAMIENTO DE UN PROCESO DE
ELECTROCOAGULACIÓN PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS
LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO “EL INGA”**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA
QUÍMICA**

MAYRA ALEJANDRA MENDIETA CABRERA
mayramendieta.c@gmail.com

DIRECTOR: ING. TRAJANO RAMÍREZ
trajanoramirez@hotmail.com

Quito, abril 2013

© Escuela Politécnica Nacional (2013)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Mayra Alejandra Mendieta Cabrera, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Mayra Alejandra Mendieta Cabrera

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Mayra Alejandra Mendieta Cabrera, bajo mi supervisión.

Ing. Trajano Ramírez
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios, que me ha puesto pruebas día a día, le agradezco porque a pesar de esto cada segundo de mi vida he aprendido a valorar a las personas que están a mi lado y las que siempre formarán parte de mi vida.

A mis papis, Miguel y Paty; que me dejaron ser quien soy, que me cuidaron y protegieron siempre, me dieron todo lo bueno que pudieron, que me aman y esperan lo mejor de mí, les agradezco la vida y les doy mi vida por cada segundo que pensaron en mí.

A mi hermana, Abe, gracias por estar día y noche apoyándome, animándome a seguir adelante, soportando mi mal genio, preocupándose por mí, gracias por darme los abrazos que necesité para seguir en la lucha que ahora la gano con mucho orgullo, por ti.

Como no agradecer a La Mamicha, quien me cuidó desde chiquita, quien me vio ir con miedo ese primer día de clases a la poli y ahora me ve salir; quien siempre está conmigo, quien siempre creyó en mí, gracias por todo lo que me ha dado Mami Vichita.

A mis tías: Mónica, Alex y Kary; sé que siempre creyeron en mí y de una u otra forma me apoyaron, me guiaron, se preocuparon, gracias porque de ustedes aprendí a ser fuerte y valiente.

A mis mocositas, mis grandes amigas, que a pesar del tiempo y la distancia siempre estamos juntas, seguimos con las locuras, les agradezco cada palabra, cada abrazo, cada minuto que me dieron cuando más las necesite, las adoro!!

A mis polis, nuevos y viejos amigos que siempre llevaré en mi corazón, gracias por cada minuto compartido, por ayudarme, por hacerme reír, por pasar los mejores momentos en la poli y fuera de ella, los quiero.

DEDICATORIA

A mis papis, los que simplemente son la razón por la que estoy aquí, mis papis que me han dado todo, y me han acompañado en cada, me han visto luchar y ser feliz por mi sueño que ahora se hace realidad, les dedico cada día que he pasado en la poli, cada noche que no dormí bien, les dedico quien ahora soy!

A mi hermana Ibeth, a pesar de la distancia ella siempre está pendiente de mi, me apoyó en todo el camino en la poli y me apoya en cada decisión que tomo, te quiero mucho ñaña.

A mis primis, Andre, Katy, Mishell y mis gordas Josse y Dome, con ellas crecí y forjé mi sueño de ser Ingeniera, les dedico mi esfuerzo e incluso mis dudas, porque ellas saben lo difícil que es seguir un sueño, porque ellas saben que por más difícil que sea, se lo puede conseguir, para que nunca dejen de luchar.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xxi
INTRODUCCIÓN	xxii
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1. Electroquímica	1
1.1.1. La celda electroquímica	1
1.1.2. Electrólisis	2
1.1.3. Leyes de Faraday	3
1.1.3.1. Primera ley	3
1.1.3.2. Segunda ley	3
1.1.3.3. Tercera ley	4
1.2. Electrocoagulación	5
1.2.1. Principio de funcionamiento	5
1.2.1.1. Mecanismo de coagulación de las partículas coloidales	6
1.2.1.2. Proceso de oxidación anódico directo	12
1.2.2. Tipos de sistemas de reactores de electrocoagulación	12
1.2.3. Factores que influyen en la electrocoagulación	15
1.2.3.1. Densidad de corriente	15
1.2.3.2. Efecto de la temperatura	16
1.2.3.3. Efecto del pH	17
1.2.3.4. Distribución espacial de los electrodos	17
1.2.3.5. Tipos de electrodos	17
1.2.3.6. Tiempo de retención	18
1.2.3.7. Área superficial	18
1.2.4. Aplicaciones de la electrocoagulación	18
1.2.4.1. Procesos de oxidación avanzada (POA'S)	19
1.2.4.2. Electrodeposición de metales pesados	19
1.2.4.3. Tratamiento de aguas residuales	20
1.2.5. Ventajas de la electrocoagulación	21
1.2.6. Desventajas de la electrocoagulación	22
1.3. Aguas lixiviadas de rellenos sanitarios	23
1.3.1. Cantidad de las aguas lixiviadas	24
1.3.1.1. Área rellenada	25
1.3.1.2. Precipitación pluvial y cantidad de infiltración	25
1.3.1.3. Tipo de basura y humedad natural	26
1.3.1.4. Modo de operación y sistemas de drenaje e impermeabilizaciones	26
1.3.2. Características de los lixiviados	27
1.3.2.1. Reacciones de degradación	28
1.3.2.2. Calidad de los lixiviados	30

1.3.3.	Tratamiento de las aguas lixiviadas	35
1.3.3.1.	Recirculación de los lixiviados	37
1.3.3.2.	Tratamiento físico - químico de los lixiviados	37
1.3.3.3.	Adsorción por carbón activado de los lixiviados	38
1.3.3.4.	Tratamiento biológico de los lixiviados	38
1.3.3.5.	Evaporación de los lixiviados	39
1.3.3.6.	Filtración con arena de los lixiviados	40
1.3.3.7.	Ósmosis inversa de los lixiviados	40
1.3.3.8.	Electrocoagulación de los lixiviados	41
1.3.4.	Aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga”	41
1.3.4.1.	Piscinas de lixiviados	42
1.3.4.2.	Etapas de tratamiento del lixiviado	44
1.3.4.3.	Caracterización de las piscinas y de los efluentes de los tratamientos del lixiviado del relleno sanitario “El Inga”	47
2.	PARTE EXPERIMENTAL	50
2.1.	Muestreo y caracterización de las aguas lixiviadas	51
2.1.1.	Muestreo de las aguas lixiviadas	51
2.1.2.	Caracterización físico - química de las aguas lixiviadas	53
2.1.2.1.	Materiales utilizados para la caracterización físico - química de las aguas lixiviadas	54
2.1.2.2.	Equipos utilizados para la caracterización físico - química de las aguas lixiviadas	54
2.1.2.3.	Reactivos utilizados para la caracterización físico - química de las aguas lixiviadas	55
2.1.2.4.	Metodología utilizada para la caracterización físico - química de las aguas lixiviadas	55
2.2.	Diseño y construcción de un reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio	65
2.2.1.	Diseño y construcción del reactor de electrocoagulación de 12 L	66
2.2.2.	Estudio del proceso de electrocoagulación	69
2.2.2.1.	Materiales y equipos utilizados en el proceso de electrocoagulación	69
2.2.2.2.	Proceso de electrocoagulación	69
2.3.	Determinación de las mejores condiciones de operación del reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio	70
2.3.1.	Influencia del tipo de ánodo a utilizar en las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación	71
2.3.2.	Variación de la alcalinidad por adición de cloruro de calcio	72
2.3.3.	Influencia de la recirculación del lixiviado tratado por electrocoagulación	72
2.3.4.	Influencia del tamaño del reactor	73
2.3.5.	Influencia de la alimentación de intensidad de corriente diferenciada a las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación	73

2.3.6. Influencia de la intensidad de corriente continua de las celdas del reactor de electrocoagulación	74
2.3.7. Influencia de la variación del flujo de alimentación de lixiviado al reactor de electrocoagulación	75
2.3.8. Determinación del orden de la reacción de disminución de DQO	76
2.4. Dimensionamiento del proceso de electrocoagulación para la descontaminación de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga” para un flujo de 200 m ³ /día.	77
2.4.1. Determinación del caudal de diseño de lixiviado	78
2.4.2. Diagrama de flujo del proceso de descontaminación de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga” mediante electrocoagulación	78
2.4.3. Unidades del proceso de mezcla del lixiviado con CaCl ₂	79
2.4.3.1. Determinación de la cantidad de CaCl ₂	79
2.4.3.2. Dimensionamiento de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl ₂	79
2.4.4. Densidad de corriente de las celdas electroquímicas	81
2.4.5. Determinación del volumen de los reactores de electrocoagulación	81
2.4.6. Determinación de las dimensiones del reactor de electrocoagulación	82
2.4.7. Dimensionamiento del filtro de arena	83
2.4.8. Dimensionamiento del lecho de secado de lodos flotantes	85
2.5. Evaluación económica preliminar	86
2.5.1. Costos de inversión	86
2.5.2. Costos de operación	86
2.5.2.1. Costo de CaCl ₂	86
2.5.2.2. Costo de la reposición del hierro de las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación	87
2.5.2.3. Costo energético	87
2.5.2.4. Costo de mano de obra	88
3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	89
3.1. Caracterización físico - química de las aguas lixiviadas	89
3.2. Construcción del reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio	92
3.3. Estudio de las variables del proceso de descontaminación de las aguas lixiviadas por electrocoagulación	98
3.3.1. Influencia del tipo de ánodo en las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación	98
3.3.2. Variación de la alcalinidad por adición de cloruro de calcio	112
3.3.3. Influencia de la recirculación del lixiviado tratado por electrocoagulación	113
3.3.4. Influencia del tamaño del reactor	129

3.3.5.	Influencia de la alimentación de intensidad de corriente diferenciada a las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación	130
3.3.6.	Influencia de la intensidad de corriente continua de las celdas del reactor de electrocoagulación	143
3.3.7.	Influencia de la variación del flujo de alimentación de lixiviado al reactor de electrocoagulación	157
3.3.8.	Determinación del orden de la reacción de disminución de DQO	171
3.3.9.	Determinación de la constante de velocidad de reacción de disminución de DQO	174
3.4.	Dimensionamiento del proceso de electrocoagulación para la descontaminación de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga” para un flujo de 200 m ³ /día	175
3.4.1.	Determinación del caudal de diseño de lixiviado	175
3.4.2.	Dimensionamiento de las unidades del proceso de mezcla del lixiviado con CaCl ₂	176
3.4.2.1.	Determinación de la cantidad de CaCl ₂	176
3.4.2.2.	Dimensionamiento de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl ₂	177
3.4.2.3.	Determinación de la potencia del motor de agitación	179
3.4.3.	Determinación de la densidad de corriente de las celdas electroquímicas	181
3.4.4.	Determinación del volumen de los reactores de electrocoagulación	184
3.4.5.	Determinación de las dimensiones del reactor de electrocoagulación	185
3.4.5.1.	Determinación de las dimensiones del reactor sin considerar el volumen ocupado por los electrodos y las placas plásticas de separación de celdas y compartimentos	187
3.4.5.2.	Determinación del número de placas en el reactor (electrodos y placas de separación de celdas y compartimentos)	187
3.4.5.3.	Determinación del volumen ocupado por los electrodos y las placas de plástico de separación de celdas y compartimentos	188
3.4.6.	Intensidad de corriente en función de la densidad de corriente	191
3.4.7.	Dimensionamiento del filtro de arena	192
3.4.7.1.	Área de la superficie del filtro	192
3.4.7.2.	Determinación del número de filtros	192
3.4.7.3.	Dimensiones del tanque de filtración	193
3.4.7.4.	Determinación de las capas filtrantes	193
3.4.7.5.	Determinación de la altura de la capa de agua sobrenadante	194
3.4.8.	Dimensionamiento del lecho de secado de lodos flotantes	195
3.5.	Evaluación económica preliminar	197
3.5.1.	Costos de inversión	197
3.5.1.1.	Costo de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl ₂	197

3.5.1.2. Costo del sistema de electrocoagulación	197
3.5.1.3. Costo de las unidades complementarias del proceso de descontaminación del lixiviado (filtración y lecho de secado de lodos)	198
3.5.1.4. Costo total de inversión	199
3.5.2. Costo de operación	199
3.5.2.1. Costo de CaCl_2 (C_{CaCl_2})	199
3.5.2.2. Costo de la reposición del hierro de las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación (C_{Fe})	199
3.5.2.3. Costo energético de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl_2 (E_M)	201
3.5.2.4. Costo energético del proceso de electrocoagulación (E_E)	201
3.5.2.5. Costo de mano de obra ($C_{\text{manodeobra}}$)	202
3.5.2.6. Costo total de operación (C_o)	202
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	204
4.1. Conclusiones	204
4.2. Recomendaciones	205
BIBLIOGRAFÍA	206
ANEXOS	218

ÍNDICE DE TABLAS

	PÁGINA
Tabla 1.1. Producción de aguas lixiviadas de acuerdo al modo de operación del relleno sanitario	27
Tabla 1.2. Características típicas de los lixiviados de rellenos sanitarios	31
Tabla 1.3. Límites de descargas de efluentes industriales a cuerpos de agua	36
Tabla 1.4. Almacenamiento de las piscinas de lixiviado del relleno sanitario “El Inga”	48
Tabla 1.5. Caracterización del efluente tratado en la unidad MBR	48
Tabla 1.6. Caracterización del lixiviado de las piscinas	49
Tabla 1.7. Caracterización del efluente tratado en la unidad de ósmosis	49
Tabla 1.8. Caracterización del efluente tratado en el lecho de depuración	49
Tabla 2.1. Volumen de la muestra a seleccionar	57
Tabla 2.2. Métodos de integración empleados para determinar el orden de la reacción y su coeficiente cinético	76
Tabla 3.1. Caracterización de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga”	90
Tabla 3.2. Dimensiones de los reactores experimentales de electrocoagulación	93
Tabla 3.3. Cantidad de sólidos sedimentables y flotantes producidos durante el proceso de electrocoagulación de lixiviados con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	108
Tabla 3.4. Porcentajes de remoción de los contaminantes químicos y físicos del lixiviado por el proceso de electrocoagulación	112
Tabla 3.5. Cantidad de sólidos sedimentables y flotantes producidos durante el proceso de electrocoagulación del lixiviado	123
Tabla 3.6. Mayores porcentajes de remoción de los contaminantes químicos y físicos por el proceso de electrocoagulación en el lixiviado sin CaCl ₂ , con y sin recirculación y en el lixiviado con CaCl ₂ , con y sin recirculación	128

Tabla 3.7.	Porcentajes de remoción de DQO, turbidez y color real a los 45 min de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 sin recirculación en los reactores de 6 L y 12 L	129
Tabla 3.8.	Sólidos sedimentables y flotantes producidos durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	139
Tabla 3.9.	Mayores porcentajes de remoción de los contaminantes presentes en el lixiviado por electrocoagulación a diferentes configuraciones de la intensidad de corriente de alimentación al reactor de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A	143
Tabla 3.10.	Sólidos sedimentables y flotantes producidos durante el proceso de electrocoagulación de lixiviado con CaCl_2 , con la configuración de la intensidad de corriente de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A	152
Tabla 3.11.	Mayores porcentajes de remoción de los contaminantes presentes en el lixiviado por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente continua a las celdas electroquímicas de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A	156
Tabla 3.12.	Cantidad de sólidos sedimentables y espumas producidos durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h	166
Tabla 3.13.	Mayores porcentajes de remoción de los contaminantes presentes por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h	169
Tabla 3.14.	Valores resultantes de las derivadas del DQO respecto al tiempo de tratamiento por electrocoagulación	174
Tabla 3.15.	Determinación de las relaciones geométricas entre las medidas de los electrodos de los reactores de electrocoagulación de 6 y 12 L	183
Tabla 3.16.	Dimensiones del reactor de electrocoagulación para tratar un flujo de alimentación de lixiviado de $5,15 \text{ m}^3/\text{h}$	190
Tabla 3.17.	Costos de construcción de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl_2	197
Tabla 3.18.	Costos de los electrodos de las celdas electroquímicas y de las placas plásticas utilizados en la construcción del reactor de electrocoagulación	198
Tabla 3.19.	Costos de construcción de las unidades complementarias	198

Tabla AIII.1.	Resultados de los parámetros físico - químicos analizados para la caracterización del lixiviado	221
Tabla AIV.1.	Resultados del tiempo de residencia hidráulico (T_r) del flujo de lixiviado en el reactor de 6 L a diferentes flujos de alimentación de lixiviado (Q)	222
Tabla AIV.2.	Resultados del tiempo de residencia hidráulico del flujo de lixiviado en el reactor de 12 L a diferentes flujos de alimentación de lixiviado	222
Tabla AV.1.	Remoción de la alcalinidad del lixiviado con la adición de CaCl_2	223
Tabla AVI.1.	Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con ánodos de hierro, para determinar el tipo de ánodos a utilizar en la celda electroquímica	224
Tabla AVI.2.	Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con ánodos de aluminio, para determinar el tipo de ánodos a utilizar en la celda electroquímica	225
Tabla AVI.3.	Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, sin recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado	226
Tabla AVI.4.	Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado	227
Tabla AVI.5.	Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A con CaCl_2 , sin recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado	228
Tabla AVI.6.	Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A con CaCl_2 , con recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado	229
Tabla AVI.7.	Porcentajes de remoción de DQO, turbidez y color real a los 45 min de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 sin recirculación en los reactores de 6 L y 12 L	230
Tabla AVI.8.	Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A	231
Tabla AVI.9.	Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A en las 3 primeras celdas y 13 A en las 7 celdas restantes	232

Tabla AVI.10. Resultados de los análisis físico -químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes	233
Tabla AVI.11. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl ₂ tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 40 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes	234
Tabla AVI.12. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl ₂ tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 50 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes	235
Tabla AVI.13. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl ₂ tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 60 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes	236
Tabla AVI.14. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl ₂ tratado por electrocoagulación a un flujo de 30 L/h	237
Tabla AVI.15. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl ₂ tratado por electrocoagulación a un flujo de 50 L/h	238
Tabla AVII.1. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con ánodos de hierro, para determinar el tipo de ánodos a utilizar en la celda electroquímica, sin recirculación	239
Tabla AVII.2. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con ánodos de aluminio, para determinar el tipo de ánodos a utilizar en la celda electroquímica, sin recirculación	240
Tabla AVII.3. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, sin recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado	241
Tabla AVII.4. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado	242
Tabla AVII.5. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A con CaCl ₂ sin recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado	243

Tabla AVII.6. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A con CaCl_2 con recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado	244
Tabla AVII.7. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A	245
Tabla AVII.8. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A en las 3 primeras celdas y 13 A en las 7 celdas restantes	246
Tabla AVII.9. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes	247
Tabla AVII.10. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 40 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes	248
Tabla AVII.11. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 50 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes	249
Tabla AVII.12. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 60 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes	250
Tabla AVII.13. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a un flujo de 30 L/h	251
Tabla AVII.14. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a un flujo de 50 L/h	252
Tabla AVIII.1. Resultados de la disminución de DQO en el tratamiento del lixiviado por el proceso de electrocoagulación a 30 L/h e intensidad de corriente de 50 A - 8 A, para la determinación del orden de la reacción	253
Tabla AIX.1. Resultados de las iteraciones para determinar las dimensiones del reactor de electrocoagulación	254

ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 1.1. Fuerzas de interacción que actúan sobre una partícula en suspensión	6
Figura 1.2. Mecanismo de coagulación de partículas coloidales	7
Figura 1.3. Electrodisolución del metal en el proceso de electrocoagulación	9
Figura 1.4. Procesos involucrados en el reactor de electrocoagulación	12
Figura 1.5. Tipos de reactores de electrocoagulación	13
Figura 1.6. Reactores de electrocoagulación de flujos horizontal y vertical	14
Figura 1.7. Reactores de electrocoagulación con disposición de canales: múltiple y único	14
Figura 1.8. Reactores de electrocoagulación con disposición de electrodos monopolar y bipolar	15
Figura 1.9. Generación de lixiviados en un relleno sanitario	25
Figura 1.10. Proceso de ósmosis inversa	40
Figura 1.11. Infraestructura del relleno sanitario “El Inga”	43
Figura 1.12. Proceso para el tratamiento del lixiviado del relleno sanitario “El Inga”	44
Figura 1.13. Vista panorámica de las instalaciones del tratamiento de lixiviado en el relleno sanitario “El Inga” - Aireación Forzada	45
Figura 1.14. Vista panorámica de las instalaciones del tratamiento de lixiviado en el relleno sanitario “El Inga” - Planta MBR	45
Figura 1.15. Vista panorámica de las instalaciones del tratamiento de lixiviado en el relleno sanitario “El Inga” - Lechos de Fitodepuración	46
Figura 1.16. Vista panorámica de las instalaciones del tratamiento de lixiviado en el relleno sanitario “El Inga” - Lechos de Fitodepuración Horizontal	47
Figura 2.1. Secuencia de los ensayos realizados en el tratamiento de electrocoagulación del lixiviado	51
Figura 2.2. Piscina # 9 del relleno sanitario “El Inga”	52

Figura 2.3.	Muestreo de lixiviados en la piscina # 9 del relleno sanitario "El Inga"	53
Figura 2.4.	Zonas de distribución en el reactor de electrocoagulación de 12 L	66
Figura 2.5.	Proceso de electrocoagulación para el tratamiento de las aguas lixiviadas del relleno sanitario "El Inga"	79
Figura 2.6.	Diseño estándar de un tanque agitado	80
Figura 3.1.	Muestra de lixiviado del relleno sanitario "El Inga" sin tratar	91
Figura 3.2.	Esquema y dimensiones de la placa de polimetacrilato de metilo que separa la celda electroquímica	93
Figura 3.3.	Esquema y dimensiones de la placa de polimetacrilato de metilo de separación de los compartimentos	94
Figura 3.4.	Esquema y dimensiones del electrodo de aluminio	94
Figura 3.5.	Esquema y dimensiones del electrodo de hierro	95
Figura 3.6.	Pletinas de cobre y conexiones de los cables con las celdas electroquímicas del reactor	95
Figura 3.7.	Reactor de electrocoagulación de 12 L	96
Figura 3.8.	Reactor de electrocoagulación de 6 L	96
Figura 3.9.	Tiempos de residencia del lixiviado en el reactor de electrocoagulación de 6 L (T_r) respecto al flujo de alimentación al reactor (Q)	97
Figura 3.10.	Tiempos de residencia del lixiviado en el reactor de electrocoagulación de 12 L (T_r) respecto al flujo de alimentación (Q)	97
Figura 3.11.	Formación de lodos flotantes durante el proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación con ánodos de aluminio	99
Figura 3.12.	Formación de lodos flotantes durante el proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación con ánodos de hierro	100
Figura 3.13.	Variación del pH durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	101

Figura 3.14. Variación de la conductividad durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	101
Figura 3.15. Porcentajes de remoción de DQO durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	102
Figura 3.16. Porcentajes de remoción de aceites y grasas durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	102
Figura 3.17. Porcentajes de remoción de $[\text{CO}_3^{-2}]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	103
Figura 3.18. Porcentajes de remoción de $[\text{HCO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	103
Figura 3.19. Variación del color real durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	104
Figura 3.20. Porcentajes de remoción de $[\text{Ca}^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	104
Figura 3.21. Porcentajes de remoción de $[\text{Mg}^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	105
Figura 3.22. Porcentajes de remoción de fenoles durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	105
Figura 3.23. Porcentajes de remoción de $[\text{NO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	106
Figura 3.24. Porcentajes de remoción de sólidos totales, disueltos y suspendidos durante el tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro	106
Figura 3.25. Porcentajes de remoción de sólidos totales, disueltos y suspendidos durante el tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de aluminio	107

Figura 3.26.	Porcentajes de remoción de turbidez durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio	107
Figura 3.27.	Porcentaje de remoción de la alcalinidad del lixiviado respecto a la cantidad de CaCl_2 añadida	113
Figura 3.28.	Muestras de los efluentes del tratamiento del lixiviado por electrocoagulación a los 60 min de tratamiento	115
Figura 3.29.	Variación de pH durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	115
Figura 3.30.	Variación de la conductividad durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	116
Figura 3.31.	Porcentaje de remoción de DQO durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	116
Figura 3.32.	Porcentaje de remoción de aceites y grasas durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	117
Figura 3.33.	Porcentaje de remoción de $[\text{CO}_3^{-2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	117
Figura 3.34.	Porcentaje de remoción de $[\text{HCO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	118
Figura 3.35.	Porcentaje de remoción de color real durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	118
Figura 3.36.	Porcentaje de remoción de $[\text{Ca}^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	119
Figura 3.37.	Porcentaje de remoción de $[\text{Mg}^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	119
Figura 3.38.	Porcentaje de remoción de fenoles durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	120
Figura 3.39.	Porcentaje de remoción de $[\text{NO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	120
Figura 3.40.	Porcentaje de remoción de sólidos totales durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	121
Figura 3.41.	Porcentaje de remoción de sólidos disueltos durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	121

Figura 3.42. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	122
Figura 3.43. Porcentaje de remoción de turbidez durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación	122
Figura 3.44. Espumas generadas durante el proceso de electrocoagulación del lixiviado	130
Figura 3.45. Variación del pH durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	131
Figura 3.46. Variación de la conductividad durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	132
Figura 3.47. Variación del oxígeno disuelto durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	132
Figura 3.48. Porcentaje de remoción del DQO durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	133
Figura 3.49. Porcentaje de remoción de aceites y grasas durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	133
Figura 3.50. Porcentaje de remoción de $[\text{HCO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	134
Figura 3.51. Porcentaje de remoción del color real durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	134
Figura 3.52. Porcentaje de remoción del $[\text{Ca}^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas	135

- Figura 3.53.** Porcentaje de remoción del $[Mg^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas 135
- Figura 3.54.** Porcentaje de remoción de fenol durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas 136
- Figura 3.55.** Porcentaje de remoción de $[NO_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas 136
- Figura 3.56.** Remoción de sólidos totales durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas 137
- Figura 3.57.** Remoción de sólidos disueltos durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas 137
- Figura 3.58.** Porcentajes de remoción de sólidos suspendidos durante el proceso de tratamiento de lixiviados con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas 138
- Figura 3.59.** Porcentaje de remoción de turbidez durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas 138
- Figura 3.60.** Variación del pH durante el proceso de tratamiento del lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua a las celdas electroquímicas de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 145
- Figura 3.61.** Variación de la conductividad durante el proceso de tratamiento del lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 145
- Figura 3.62.** Variación del oxígeno disuelto durante el proceso de tratamiento del lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación, con la configuración

- de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 146
- Figura 3.63.** Porcentaje de remoción de DQO durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 146
- Figura 3.64.** Porcentaje de remoción de aceites y grasas durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 147
- Figura 3.65.** Porcentaje de remoción de color real durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 147
- Figura 3.66.** Porcentaje de remoción de $[\text{HCO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 148
- Figura 3.67.** Porcentaje de remoción de $[\text{Ca}^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 148
- Figura 3.68.** Porcentaje de remoción de $[\text{Mg}^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 149
- Figura 3.69.** Porcentaje de remoción de fenol durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 149
- Figura 3.70.** Porcentaje de remoción de $[\text{NO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 150
- Figura 3.71.** Porcentaje de remoción de sólidos totales durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 150

- Figura 3.72.** Porcentaje de remoción de sólidos disueltos durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 151
- Figura 3.73.** Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos durante el proceso del tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 151
- Figura 3.74.** Porcentaje de remoción de turbidez durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A 152
- Figura 3.75.** Variación del pH durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 159
- Figura 3.76.** Variación de la conductividad durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 159
- Figura 3.77.** Variación del oxígeno disuelto durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 160
- Figura 3.78.** Porcentaje de remoción de DQO durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 160
- Figura 3.79.** Porcentaje de remoción de aceites y grasas durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 161
- Figura 3.80.** Porcentaje de remoción de color real durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 161
- Figura 3.81.** Porcentaje de remoción de $[\text{HCO}_3^-]$ durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 162
- Figura 3.82.** Porcentaje de remoción de $[\text{Ca}^{+2}]$ durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 162
- Figura 3.83.** Porcentaje de remoción de $[\text{Mg}^{+2}]$ durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h 163

Figura 3.84. Porcentaje de remoción de fenol durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h	163
Figura 3.85. Porcentaje de remoción de $[\text{NO}_3^-]$ durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h	164
Figura 3.86. Porcentaje de remoción de sólidos totales durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h	164
Figura 3.87. Porcentaje de remoción de sólidos disueltos durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h	165
Figura 3.88. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h	165
Figura 3.89. Porcentaje de remoción de turbidez durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h	166
Figura 3.90. Muestras del lixiviado (a) y de los efluentes a los 15 min (1), 30 min (2), 45 min (3) y 60 min (4) de tratamiento por electrocoagulación bajo las mejores condiciones de descontaminación	170
Figura 3.91. Reacción de orden cero de la disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación	171
Figura 3.92. Reacción de primer orden de la disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación	172
Figura 3.93. Reacción de segundo orden de disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación	172
Figura 3.94. Reacción de tercer orden de disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación	173
Figura 3.95. Número de potencia vs número de Reynolds para impulsores de turbina	181
Figura 3.96. Representación de las dimensiones del reactor de electrocoagulación donde: a (altura), b (largo), c (ancho), H_L (altura efectiva de los electrodos)	186
Figura AI.1. Distribución de las etapas del relleno sanitario “El Inga”	219

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Etapas del relleno sanitario “El Inga”	219
ANEXO II Preparación de pares de viales para la determinación del DQO	220
ANEXO III Caracterización físico - química de las aguas lixiviadas	221
ANEXO IV Resultados de los tiempos de residencia del flujo de lixiviado en los reactores	222
ANEXO V Resultados de la variación de la alcalinidad respecto a la cantidad de cloruro de calcio	223
ANEXO VI Resultados de los ensayos de electrocoagulación para la descontaminación del agua lixiviada	224
ANEXO VII Porcentajes de remoción de los ensayos de electrocoagulación para la descontaminación del agua lixiviada	239
ANEXO VIII Determinación del orden de la reacción de disminución del DQO por el proceso de electrocoagulación	253
ANEXO IX Iteraciones para determinar el volumen del reactor de electrocoagulación	254
ANEXO X Esquemas del tanque de mezcla, reactor de electrocoagulación, filtro de arena y lechos de secado de sólidos	256

RESUMEN

El proyecto de investigación tuvo como objetivo dimensionar un proceso de electrocoagulación para las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga” del Distrito Metropolitano de Quito, para aumentar la eficiencia en su tratamiento y tratar el lixiviado acumulado.

Se efectuó la caracterización físico - química del lixiviado antes y después del tratamiento por electrocoagulación para determinar el grado de descontaminación obtenido por este proceso.

Se realizaron ensayos a escala de laboratorio para determinar las mejores condiciones de operación para el tratamiento de los lixiviados que presentan altos contenidos de contaminantes como: DQO (6 639 - 9 900 mg/L), sólidos totales (10 516 - 33 862 mg/L), alcalinidad (7 220 - 14 100 mg/L) y color real (810 - 3 190 Unid. Pt - Co). Al agregar CaCl_2 previo al tratamiento se disminuyó la alcalinidad existente en el lixiviado en un 80 %, al utilizar ánodos de hierro en el reactor de 6 L con 10 celdas electroquímicas a un flujo de alimentación de 30 L/h y una corriente diferenciada de 50 A en las primeras 3 celdas y de 8 A en las 7 celdas restantes del reactor se alcanzaron remociones del 99 %, 82 %, 90 % y 98 % para DQO, sólidos totales, alcalinidad y color real respectivamente, con lo que se consiguieron valores aceptados por la ordenanza 213 del Municipio del Distrito Metropolitano de Quito para descargas a cuerpos de agua.

Finalmente, se realizó el dimensionamiento del proceso para un flujo de alimentación de 200 m³/día de lixiviado, el que consta de una etapa de mezcla del lixiviado con CaCl_2 previo al tratamiento por electrocoagulación y posteriormente un proceso de filtración lenta en arena para la retención de sólidos y un lecho de secado para los lodos resultantes.

INTRODUCCIÓN

El mayor problema del relleno sanitario “El Inga” es la producción diaria de lixiviados producto de la descomposición de la basura, actualmente permanecen retenidos 80 000 m³ de lixiviados desde hace 3 años y conjuntamente se producen alrededor de 200 m³ al día que no se tratan por completo (EMGIRS - EP, 2011).

El tratamiento de lixiviados por el proceso de electrocoagulación permite una alta remoción de contaminantes en una sola operación, es una respuesta a la necesidad de buscar alternativas de tratamiento que no demanden una gran inversión y que disminuya la contaminación de los lixiviados hasta valores inferiores a los requeridos por normas nacionales e internacionales para descargas (Restrepo, Arango y Garcés, 2006, p. 61).

La electrocoagulación tiene bajos costos, requiere equipos simples y de fácil operación, elimina el uso de productos químicos, genera lodos más compactos y en menor cantidad, produce flóculos más grandes que aquellos formados en la coagulación química, razones por las cuales ha alcanzado importancia en el procesamiento de algunos contaminantes, ubicándose como una técnica de mayores ventajas respecto a las tecnologías tradicionales (Morales y Acosta, 2010, p. 37; Restrepo et al., 2006, p. 61).

El presente proyecto estudia las condiciones de operación de un reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio con el fin de disminuir los contaminantes presentes en el lixiviado para su descarga; además, se dimensiona un proceso de electrocoagulación para el tratamiento del lixiviado generado en el relleno sanitario “El Inga” y se realiza un estudio económico preliminar.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1. ELECTROQUÍMICA

La electroquímica estudia la transformación entre la energía eléctrica y la energía química. Los procesos electroquímicos transfieren electrones de una sustancia a otra, donde se libera energía que se transforma en electricidad o donde la acción de la energía eléctrica promueve la reacción química (Chang, 2007, p. 819).

1.1.1. LA CELDA ELECTROQUÍMICA

La celda electroquímica es una unidad experimental que produce trabajo eléctrico en el entorno y se producen reacciones químicas en el interior. El sistema de la celda electroquímica está formado por dos electrodos separados por una solución electrolítica. El electrodo donde se produce la oxidación se llama ánodo y en el que ocurre la reducción se denomina cátodo (Castellan, 1987, p. 393; Posadas, 1980, p. 25; Skoog, West y Holler, 1995, p. 260; Alonso - Vante, 2003, p. 20).

Para cerrar el circuito eléctrico, las soluciones electrolíticas se deben conectar a través de un medio conductor, por el que pasan los aniones o los cationes de un compartimento a otro. La corriente fluye del ánodo al cátodo debido a la presencia de una diferencia de potencial, con o sin corriente eléctrica, entre los dos electrodos (Chang, 2007, p. 824; Skoog et al., 1995, pp. 260 - 261; Alonso - Vante, 2003, p. 20).

La fuerza electromotriz (f.e.m.) es la diferencia de potencial de una celda electroquímica en equilibrio. La relación entre la fuerza electromotriz y la espontaneidad de la reacción química está dada por la ecuación 1.1. (Metz, 1991, p. 221; Posadas, 1980, p. 26):

$$\Delta G = -nFE \quad [1.1]$$

Donde:

ΔG : Energía Libre de Gibbs

n : número de moles de electrones en la reacción en equilibrio

F : Constante de Faraday (96 500 C/mol)

E : Fuerza electromotriz de la celda

De manera particular:

- Si ΔG tiene un valor negativo y n , F son cantidades positivas, es decir, en las reacciones dentro de la celda se da una disminución de la energía libre, las reacciones en los dos electrodos se dan espontáneamente y la celda se denomina *celda galvánica* o *pila galvánica* (Metz, 1991, p. 227; Posadas, 1980, p. 26; Skoog et al., 1995, pp. 262 - 263).
- Si ΔG y E son cero, existe un estado de equilibrio.
- Si ΔG es positivo, la reacción es no espontánea, es decir, que se necesita de una fuente externa que entregue energía para que se den las reacciones. La celda se nombra *celda electrolítica* y la reacción contraria será espontánea (Metz, 1991, p. 227; Posadas, 1980, p. 26).

Los aniones que se cargan negativamente se mueven hacia el ánodo para oxidarse y los cationes cargados positivamente hasta el cátodo donde se reducen (Metz, 1991, p. 227).

1.1.2. ELECTRÓLISIS

Se denomina electrólisis, al conjunto de reacciones químicas que se dan como producto del paso de corriente eléctrica suministrada por una fuente de electricidad externa a través de una solución electrolítica. Para que circule la corriente eléctrica es necesario polarizar los electrodos; la polarización, es el

cambio de potencial de un electrodo respecto a su potencial de equilibrio. En una electrólisis, el ánodo siempre está conectado al borde positivo de la fuente de poder externa y el cátodo al borde negativo (Castellan, 1987, p. 923; Ferrero, Saiz y Arnau, 1994, p. 393).

La energía eléctrica se dirige desde la fuente de corriente externa hacia los electrodos, luego, pasa a través de la solución electrolítica, lo que hace que los cationes disueltos se muevan directo hacia el polo negativo y los aniones al polo positivo de la celda, así se lleva a cabo la reacción química no espontanea (Chang, 2007, p. 848).

1.1.3. LEYES DE FARADAY

Las leyes de Faraday determinan la cantidad de masa que se adhiere a los electrodos o que se desprende de estos, como resultado de los procesos electrolíticos. Estas leyes son aplicadas a las celdas electroquímicas y son expuestas a continuación (Gutiérrez, 1985, p. 177):

1.1.3.1. Primera ley

La masa de un elemento depositada en la celda electrolítica es independiente de la composición química del electrolito cuando se mantiene su valencia (Cerón y Soto, 2004, p. 4).

1.1.3.2. Segunda ley

La cantidad de masa disuelta en la solución electrolítica o depositada de uno de los electrodos es proporcional a la cantidad de electricidad (Q) que pasa por el electrolito, como se observa en la ecuación 1.2 (Burbano, Burbano y Gracia, 2003, p. 465; Gutiérrez, 1985, p. 177):

$$m = k * Q \quad [1.2]$$

Donde:

m : Masa disuelta

k : Constante de proporcionalidad

Q : Producto de la intensidad de corriente (I) por el tiempo (t)

El peso equivalente está dado por la ecuación 1.3, donde la cantidad de electricidad necesaria para depositar un equivalente de una sustancia es F:

$$Eq = k * F \quad [1.3]$$

Donde:

Eq : Peso equivalente

k : Constante de proporcionalidad

F : 96 500 Culombios/mol

Al combinar las ecuaciones 1.2 y 1.3 se tiene la ecuación 1.4, que relaciona la cantidad de masa disuelta con el peso equivalente y con la cantidad de electricidad:

$$m = \frac{Eq}{F} * Q \quad [1.4]$$

1.1.3.3. Tercera ley

La cantidad de sustancia disuelta o depositada en un electrodo por el paso de carga eléctrica (Q) está relacionada entre sí con su equivalente químico; es decir, las masas son directamente proporcionales a sus equivalentes, como se observa en la ecuación 1.5 (Gutiérrez, 1985, p. 177; Posadas, 1980, p. 27):

$$\frac{m_1}{Eq_1} = \frac{m_2}{Eq_2} \quad [1.5]$$

Donde:

m_1 : Masa del elemento que se deposita en el electrodo 1

m_2 : Masa del elemento que se desprende del electrodo 2

Eq_1 : Equivalente químico de la sustancia que se deposita en el electrodo 1

Eq_2 : Equivalente químico de la sustancia que se desprende del electrodo 2

1.2. ELECTROCOAGULACIÓN

La electrocoagulación es un proceso que se basa en el principio de electrólisis y es utilizado principalmente para purificar efluentes residuales, donde los contaminantes son removidos por medio de corriente eléctrica en el agua a tratar (Restrepo et al., 2006, p. 61).

Es un método que incluye la disolución del ánodo seguido por la hidrólisis que produce floculantes que desestabilizan las partículas de los contaminantes suspendidos, disueltos o emulsionados en el líquido, esto provoca que la corriente eléctrica pase a través de placas metálicas paralelas. Los compuestos orgánicos son destruidos por la aplicación de un potencial determinado a las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación (Barrera, Bilyeu, Roa y Bernal, 2011, p. 3; Restrepo et al., 2006, p. 62).

1.2.1. PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO

La corriente eléctrica suministra al sistema una fuerza electromotriz que desestabiliza las partículas contaminantes para formar partículas sólidas menos coloidales y emulsionadas. Las cargas superficiales de las partículas son negativas y están asociadas a la presencia de grupos carboxilo o hidroxilo, éstas

cargas atraen los iones de signo contrario presentes en la solución, lo que forma la capa difusa de iones alrededor de la partícula como se muestra en la Figura 1.1. (Restrepo et al., 2006, p. 62).

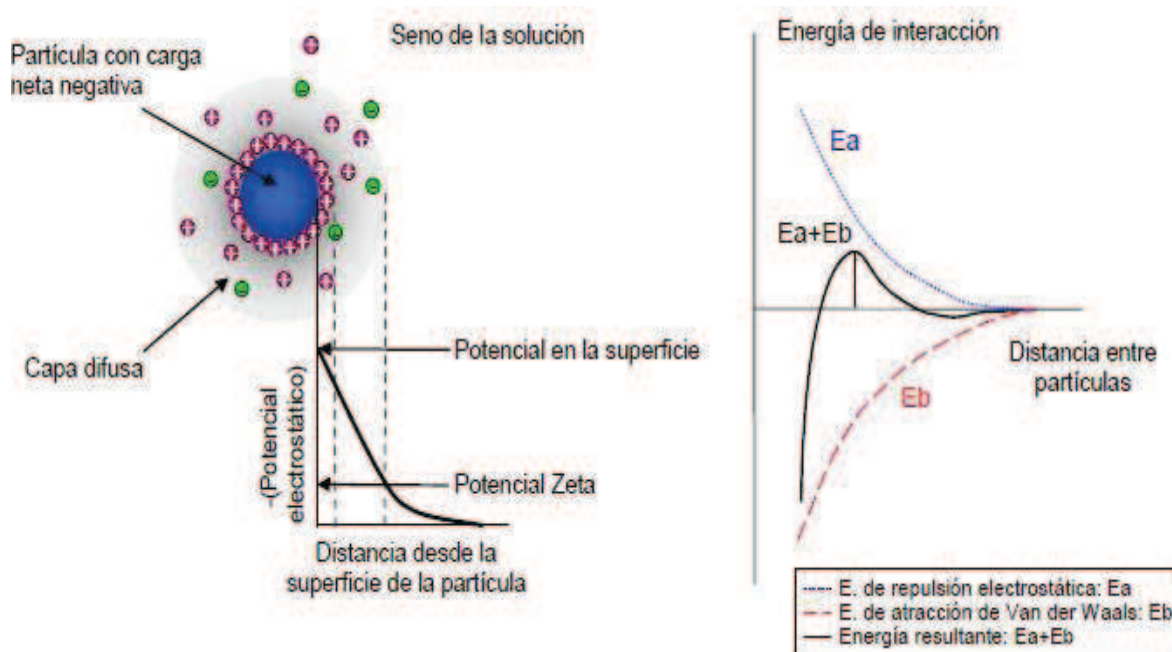


Figura 1.1. Fuerzas de interacción que actúan sobre una partícula en suspensión (Martínez, 2007)

1.2.1.1. Mecanismo de coagulación de las partículas coloidales

En la coagulación, los iones generados separan los contaminantes por dos técnicas: una por reacciones químicas que provocan su precipitación y la segunda por procesos de agregación de coloides que se dan por mecanismos de desestabilización coloidal, por compresión de la doble capa eléctrica y por neutralización de la carga superficial de las partículas coloidales como se observa en la Figura 1.2. (Restrepo et al., 2006, p. 65).

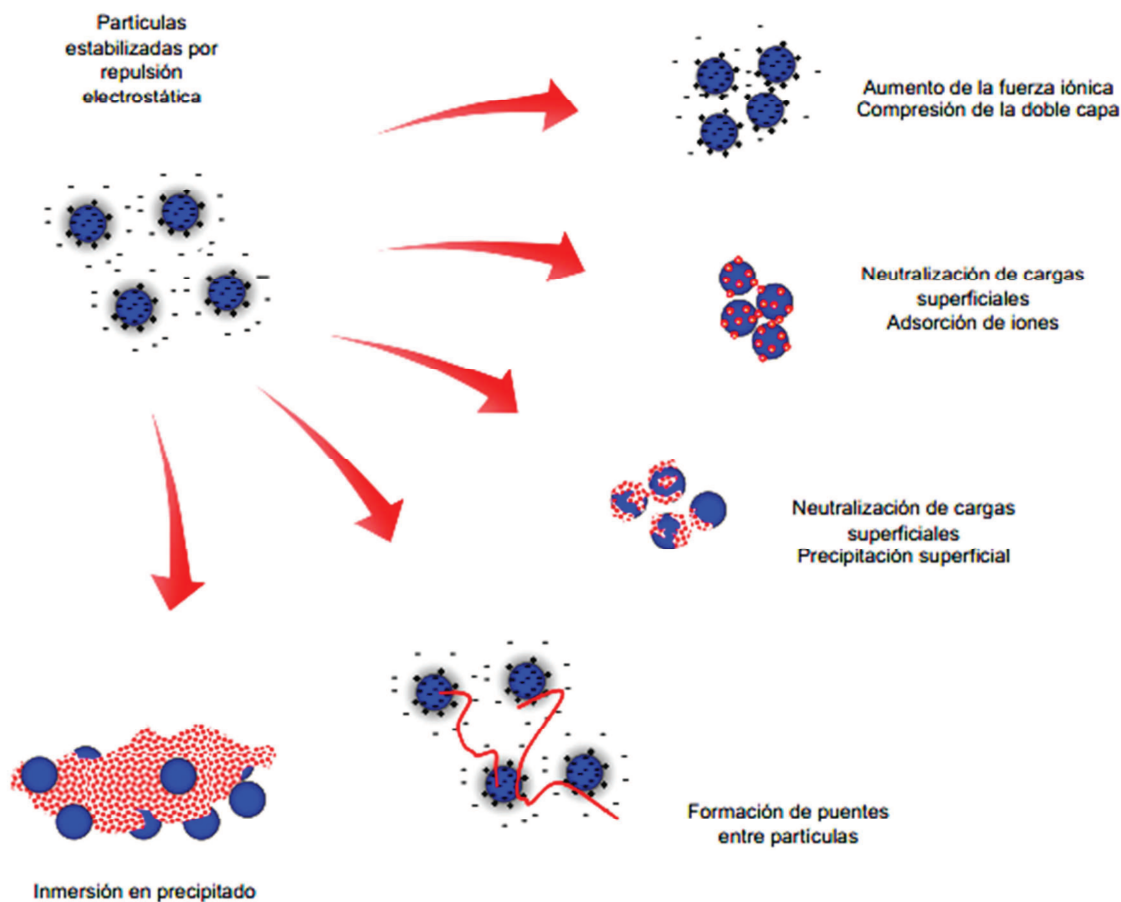


Figura 1.2. Mecanismo de coagulación de partículas coloidales
(Martínez, 2007)

- **Partículas estabilizadas por repulsión electrostática**

Las fuerzas electrostáticas entre las partículas, formadas por las fuerzas de Van der Waals y las fuerzas de repulsión eléctrica; son producto de la interacción de las dobles capas eléctricas que rodean a las partículas en suspensión, esto hace que se reduzca la repulsión cuando las partículas tienen cargas superficiales del mismo signo (Vargas, 2004, p. 188).

- **Aumento de la fuerza iónica - compresión de la doble capa**

La Figura 1.2. muestra una representación de una partícula coloidal con una "nube" de iones alrededor de ella. Al aumentar la concentración del electrolito en

el sistema coloidal, aumenta la densidad de carga en la capa difusa que para mantenerse eléctricamente neutra tiende a reducir su volumen; por lo tanto, el espesor de la capa difusa se reduce (Aguilar, Sáez, Llórens, Soler y Ortuño, 2002, p. 36; Vargas, 2004, p. 188).

- **Neutralización de cargas superficiales – adsorción de iones**

La capacidad de un coagulante para desestabilizar una dispersión coloidal se fundamenta en las interacciones: coagulante - coloide, coagulante - solvente y coloide - solvente. El potencial del coloide se reduce en la superficie debido al cambio de los iones adheridos por otros de mayor valencia, ésta neutralización de las cargas superficiales está relacionada con la compresión de la doble capa. Al tratarse de compuestos hidrolizados de aluminio y de hierro, la adsorción específica se da como producto de la interacción entre el coagulante añadido y coloide presente en la solución (Vargas, 2004, pp. 190 - 191).

- **Neutralización de cargas superficiales - precipitación superficial**

Cuando la cantidad de coagulante de sal metálica en solución es mayor al producto de solubilidad de sus hidróxidos metálicos, precipitan los hidróxidos gelatinosos, lo que explica la disminución de turbidez ya que atrapan las partículas coloidales a medida que se forman precipitados (Pérez, Cánepa y Richter, 2012; Vargas, 2004, p. 190).

- **Formación de puentes químicos entre partículas**

La coagulación puede realizarse también por la presencia de compuestos ionizables como polímeros orgánicos sintéticos que sirven como puente químico en el complejo partícula - polímero - partícula, para el tratamiento de agua residual. En sistemas coloidales desestabilizados pueden re-estabilizarse por

medio de agitación ya que se rompen las uniones polímero - partícula (Aguilar et al., 2002, p. 42; Pérez et al., 2012; Vargas, 2004, p. 192).

Además de las reacciones químicas, el paso de corriente produce una electrólisis del agua que lleva a la formación de pequeñas burbujas de hidrógeno en el cátodo y de oxígeno en el ánodo con un tamaño promedio de 100 μ . La generación de gas hidrógeno remueve las partículas depositadas en los electrodos y favorece la mezcla ya que las corrientes ascendentes y descendentes mejoran el contacto entre los coágulos y flóculos (Martínez, Rodríguez, Pacheco, Rodríguez y Martínez, 2012).

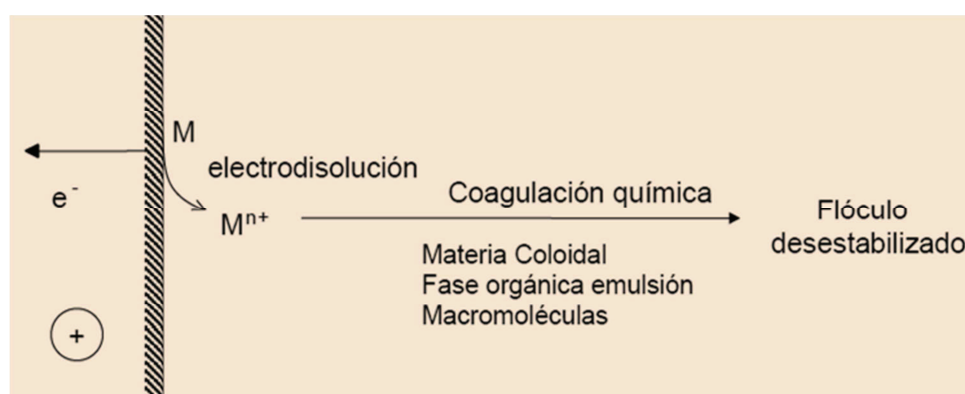


Figura 1.3. Electrodisolución del metal en el proceso de electrocoagulación (Martínez, 2007)

En los electrodos se dan varias reacciones químicas que los disuelven y liberan tanto iones positivos como negativos. Es posible controlar el potencial de trabajo y seleccionar la reacción química deseada, así como también se puede minimizar la caída de potencial si se disminuye la distancia entre los electrodos y se aumenta el área de los electrodos (Dawes, 1981, p. 61; Restrepo et al., 2006, p. 65).

Los iones metálicos se dispersan en el medio líquido como se observa en la Figura 1.3., cuando las cargas se neutralizan inicia la coagulación y forman óxidos con los metales que ejercen una fuerza de atracción eléctrica en los contaminantes desestabilizados, es así, que se forman compuestos hidrofóbicos que debido a su densidad precipitan o flotan con lo que se facilita su remoción. El mecanismo de la electrocoagulación es dependiente de la química del medio

acuoso, especialmente de su conductividad y el pH (Piña, Martín, Gonzales, Prieto, Guevara y García, 2011; Restrepo et al., 2006, p. 62).

Las reacciones de óxido - reducción que se dan en las celdas se pueden resumir en forma general en (Malakootian e Yousefi, 2009, p. 132; Restrepo et al., 2006, pp. 66 - 67):

Oxidación (Ánodo):



Reducción (Cátodo):



Donde:

M_s^0 : Electrodo metálico

- *Cuando se utiliza electrodos de hierro como ánodo de sacrificio:*



Para el cátodo de aluminio:



El Fe^{+2} , Fe^{+3} y los iones OH^- formados en el cátodo producen hidróxidos ferroso y férrico:



• *Cuando se utiliza electrodos de aluminio como ánodo de sacrificio:*



Los iones Al^{+3} y los OH^- reaccionan para formar especies monoméricas como: $Al(OH)_2^+$, $Al_2(OH)_2^+$ y otras poliméricas como: $Al_6(OH)_{15}^{+3}$, $Al_7(OH)_{17}^{+4}$, $Al_8(OH)_{20}^{+4}$, $Al_{13}O_4(OH)_{24}^{+7}$ y $Al_{13}(OH)_{34}^{+5}$ que precipitan para formar $Al(OH)_{3(s)}$ con propiedades absorbentes y se aumenta la eficiencia del proceso (Ilhan, Kurt, Apaydin y Gonullu, 2007, p. 382; Malakootian e Yousefi, 2009, p. 132).

En el sistema de electrocoagulación existe una ganancia o pérdida de electrones debido a la participación de un electrodo y de una solución electrolítica como se observa en la Figura 1.4:

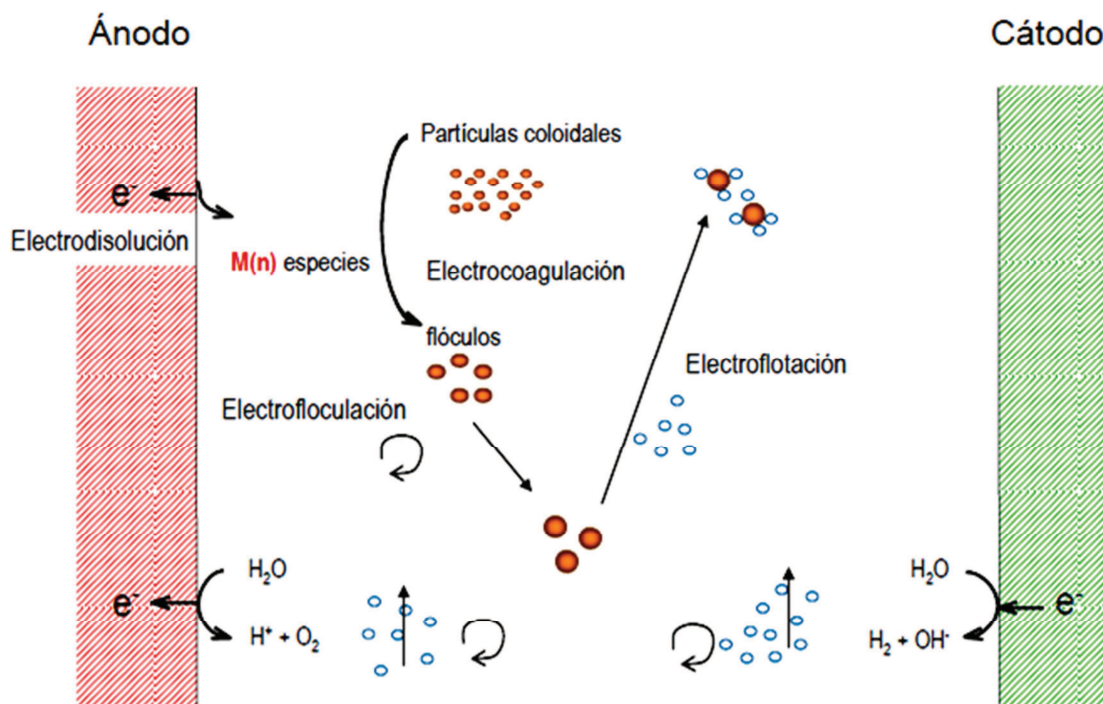


Figura 1.4. Procesos involucrados en el reactor de electrocoagulación
(Martínez, 2007)

1.2.1.2. Proceso de oxidación anódico directo

Los contaminantes presentes en el agua se absorben en la superficie del ánodo y luego son atacados por la reacción de transferencia de electrones del ánodo. Los componentes orgánicos son destruidos mediante la aplicación del potencial requerido (Barrera et al., 2011, p. 2).

1.2.2. TIPOS DE SISTEMAS DE REACTORES DE ELECTROCOAGULACIÓN

Existen varios tipos de reactores de electrocoagulación que son utilizados de acuerdo al tipo de agua a tratar y a las necesidades de operación; se pueden clasificar en reactores tipo batch o de sistema continuo y en función de la presencia o no de flotación en el proceso. Existen dos maneras de eliminar los contaminantes separados por la electrocoagulación: por sedimentación o por flotación (Restrepo et al., 2006, p. 68).

De manera general se pueden observar los tipos de sistemas de reactores de electrocoagulación a continuación en la Figura 1.5., los que serán descritos de manera general posteriormente.

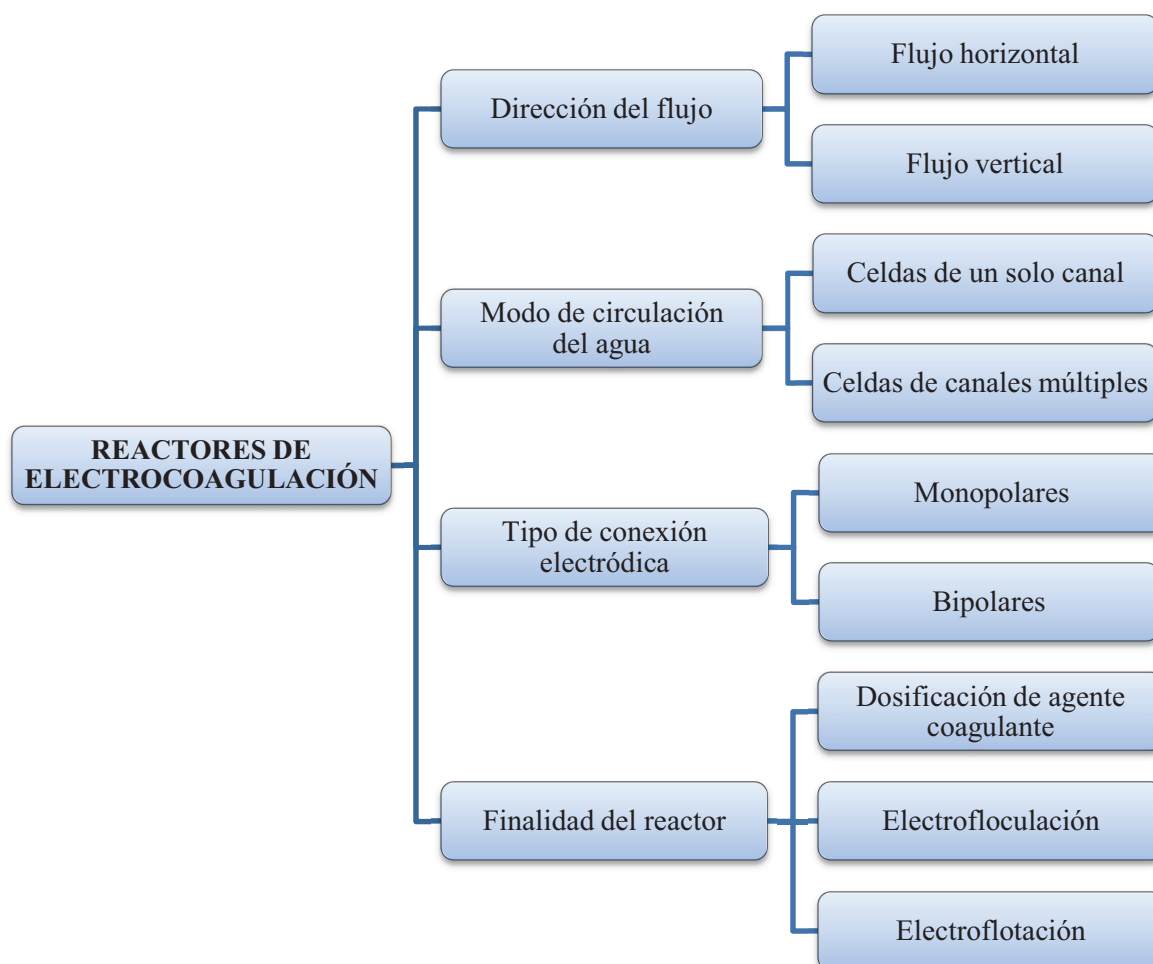


Figura 1.5. Resumen de los tipos de reactores de electrocoagulación

- **Dirección del flujo**

La dirección del flujo en el reactor es importante cuando se requiere aprovechar el movimiento generado por la producción de hidrógeno y oxígeno. Depende de la posición de los electrodos y del ingreso del agua a tratar que puede ser vertical u horizontal. La dirección del flujo del agua dentro del reactor puede ser observado en la Figura 1.6. (Piña et al., 2011).

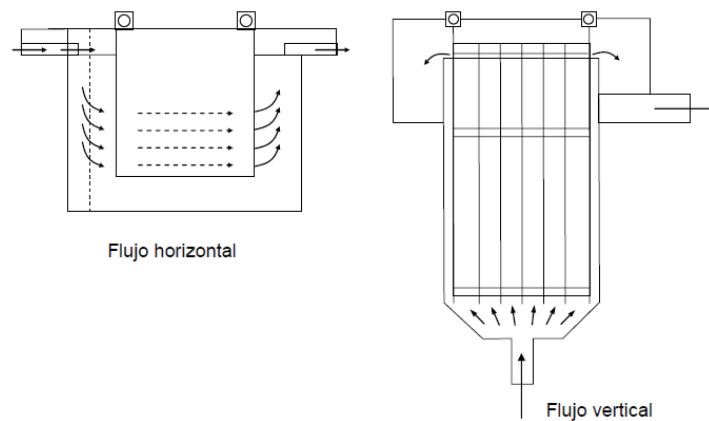


Figura 1.6. Reactores de electrocoagulación de flujos horizontal y vertical
(Chen, 2004, p. 16)

- **Modo de circulación del flujo**

Las celdas de canales múltiples son las más fáciles de ubicar y disponer dentro del reactor pero maneja caudales de tratamiento bajos, en la Figura 1.7. se puede observar la disposición de las celdas en función del modo de circulación (Piña et al., 2011).

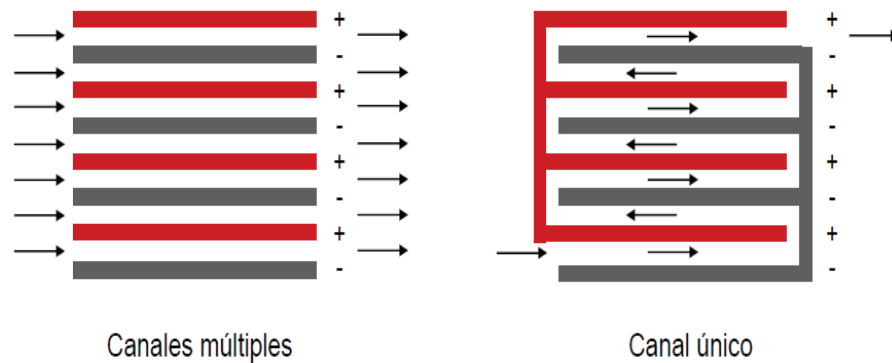


Figura 1.7. Reactores de electrocoagulación con disposición de canales: múltiple y único
(Chen, 2004, p. 20)

- **Tipo de conexión eléctrica**

La disposición bipolar trabaja a menor intensidad de corriente y mayor voltaje en relación de la monopolar. Sin embargo, las celdas bipolares son de fácil

distribución dentro del reactor y el espacio entre los electrodos es pequeño puesto que la corriente se alimenta por un par de electrodos alimentadores, como se observa en la Figura 1.8. Debido al elevado potencial entre los electrodos una parte de la corriente provoca un bypass a los electrodos bipolares lo que causa pérdidas de energía (Chen, 2004, p. 13).

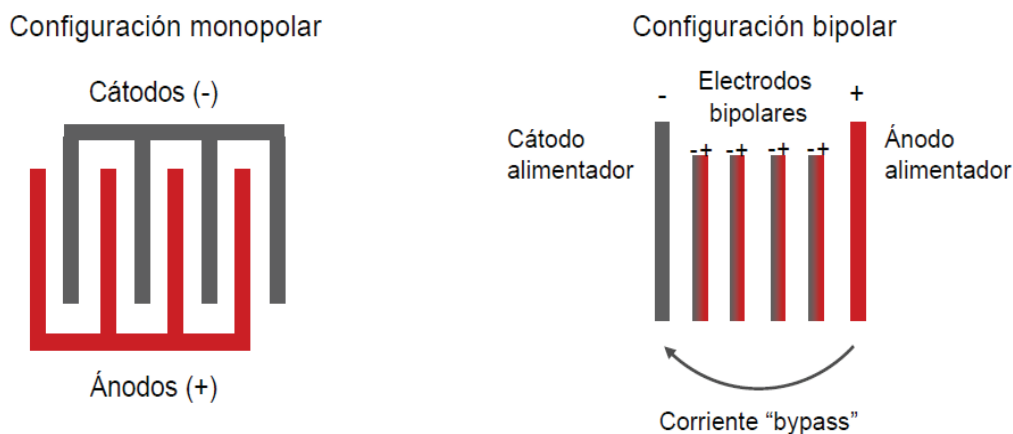


Figura 1.8. Reactores de electrocoagulación con disposición de electrodos monopolar y bipolar
(Chen, 2004, p. 20)

1.2.3. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA ELECTROCOAGULACIÓN

Los principales factores que se deben tener en cuenta al momento de realizar un diseño de un proceso de electrocoagulación y que influyen directamente en el proceso son:

1.2.3.1. Densidad de corriente

La densidad de corriente aplicada al proceso determina la cantidad de iones Al^{+3} o Fe^{+2} liberados por los electrodos. Para el proceso de electrocoagulación se utiliza corriente continua, a mayor densidad de corriente mayor es la remoción de contaminantes y la producción de burbujas en los electrodos. Además, la energía eléctrica se transforma en energía calórica que calienta el agua, lo que hace que

haya una pérdida de energía (Arango y Garcés, 2009, p. 56; Chen, 2004, p. 17, Restrepo et al., 2006, p. 68).

El voltaje a utilizar es dependiente de la densidad de corriente y conductividad del agua a tratar. A mayor voltaje, el tamaño y la velocidad de formación de los flóculos aumenta, lo que incrementa la eficiencia del proceso. Si se utiliza una densidad de corriente demasiado alta, la eficiencia del proceso de electrocoagulación disminuye considerablemente ya que afecta a la eliminación de turbidez y otros parámetros físico - químicos (Arango, 2005, p. 53; Malakootian e Yousefi, 2009, p.134; Restrepo et al., 2006, p. 71).

La densidad de corriente es la relación entre la corriente aplicada por una fuente externa a las celdas electroquímicas por unidad de área, esta dada por la ecuación 1.18:

$$i = \frac{I}{A} \quad [1.18]$$

Donde:

i: Densidad de corriente (A/m²)

I: Corriente (A)

A: Área total de la celda (m²)

1.2.3.2. Efecto de la temperatura

Se ha encontrado que la eficiencia de la electrocoagulación aumenta mientras se llega a 60 °C, temperatura donde aumenta la destrucción de la película de óxido de aluminio depositada en la superficie del electrodo, para posteriormente decrecer. Desde el punto de vista económico no es eficiente calentar el agua residual para su posterior tratamiento (Arango, 2005, p. 53; Chen, 2004, p. 19).

1.2.3.3. Efecto del pH

El pH se relaciona directamente con la presencia del hidróxido del metal. Las mejores remociones de contaminantes se han obtenido a pH cercanos a 7, pero se consume más energía debido a que a pH 7 varía la conductividad. El consumo de energía es más alto al trabajar a pH neutro, debido a la disminución de la conductividad; en cambio, cuando la conductividad es alta, el efecto del pH no es significativo. Si el pH aumenta, la velocidad de remoción de dureza aumenta, aun así, el efecto del pH cuando se utilizan coagulantes depende de las reacciones producidas a diferentes condiciones (Arango, 2005, p. 53; Chen, 2004, p. 18; Malakootian e Yousefi, 2009, p. 134).

1.2.3.4. Distribución espacial de los electrodos

El espaciamiento entre los electrodos en el reactor es muy importante dado que a menor distancia de separación entre los electrodos, mayor es el porcentaje de remoción de contaminantes. Además, si la distancia entre los electrodos aumenta, el consumo de electricidad también aumenta (Malakootian e Yousefi, 2009, p. 134).

1.2.3.5. Tipos de electrodos

Los electrodos que se utilicen, deben tener resistencia química y buenas propiedades electroquímicas, el ánodo debe ser dimensionalmente estable. Es necesario limpiar regularmente las superficies de los electrodos debido a la formación de capas de óxidos que puedan disminuir la eficiencia del proceso de electrocoagulación. Se pueden utilizar cátodos de metales como: aluminio, hierro, cobre, acero inoxidable, etc. Además, el tipo de electrodos dependerá principalmente de los costos puesto que se han reportado costos de consumo de electrodos de aluminio de un 70 a 90 % del costo total del tratamiento (Arango, 2005, p. 52; Chen, 2004, p. 19; Piña et al., 2011).

1.2.3.6. Tiempo de retención

Al aumentar el tiempo de retención del agua y si se mantiene constante la diferencia de potencial y el pH, aumenta la eficiencia de eliminación de contaminantes, principalmente de la dureza, debido a la precipitación de flóculos que causan la eliminación de la dureza (Malakootian e Yousefi, 2009, p. 135).

1.2.3.7. Área superficial

El área de los electrodos tiene una correspondencia directa con el rendimiento espacio - tiempo, por lo que se debe utilizar electrodos con medios granulados, porosos o fibrosos (Chen, 2004, p. 14).

1.2.4. APLICACIONES DE LA ELECTROCOAGULACIÓN

La electrocoagulación es una tecnología aplicada empíricamente ya que no se comprenden en su totalidad los fenómenos químicos y físicos que suceden en el proceso (Restrepo et al., 2006, p. 63).

Es usada como tratamiento puntual en la remoción de un contaminante específico o para la remoción o degradación de contaminantes sólidos o líquidos de aguas residuales de curtiembres, textileras, etc. como: la remoción de aceites de los efluentes de refinerías, remoción de sílice, fenoles, metales, cianuros y compuestos orgánicos. Suele hacerse combinaciones con técnicas de flotación para aumentar la eficiencia de remoción (Castillo, 2010, p. 23; Ilhan et al., 2007, p. 381; Restrepo et al., 2006, p. 63).

Se ha probado la electrocoagulación en potabilización de aguas, tratamiento de aguas contaminadas con arsénico; además, se lo puede utilizar en la producción de sustancias oxidantes como: cloro, ozono, permanganato de potasio, agua oxigenada, etc. (Castillo, 2010, p. 22; Restrepo et al., 2006, p. 64).

A continuación se describen casos de empleo de la electrocoagulación:

1.2.4.1. Procesos de oxidación avanzada (POA'S)

El tratamiento por oxidación avanzada es un método de tratamiento de efluentes adecuado para eliminar contaminantes no biodegradables, conseguir la desinfección del agua, eliminar color y olor, etc. Se pueden emplear oxidantes químicos como el ozono, rayos UV o peróxidos para reducir los niveles de DQO y DBO₅ (Blasi, 2010).

El proceso de electrocoagulación genera especies químicas con alto poder de oxidación. Se utiliza ánodos con capacidad de oxidar el agua a radicales OH⁻ y los ánodos más utilizados son: SnO₂, PbO₂, IrO₂, RuO₂, Pt y electrodos generalmente de boro enriquecidos con diamante (Castillo, 2010, pp. 22 - 23).

1.2.4.2. Electrodeposición de metales pesados

El proceso de remoción de cromo hexavalente es una de las tecnologías más desarrolladas ya que el agua tratada puede ser reutilizada como agua de enjuague. El cromo es un elemento de alta toxicidad y contaminante principal de las descargas de la industria metalúrgica, curtiembres e industrias de fertilizantes (Castillo, 2010, p. 23; Restrepo et al., 2006, p. 63).

La electrodeposición se utiliza también para remoción de plomo, estaño, cobre, y otros metales de aguas residuales y de minería. Habitualmente, se usa un reactor de electrodo cilíndrico rotativo, el cátodo gira en el centro de la celda y el ánodo permanece fijo, lo que permite remover las partículas de metal del cátodo (Castillo, 2010, p. 23; Restrepo et al., 2006, p. 69).

1.2.4.3. Tratamiento de aguas residuales

La industria mecánica, refinerías, transporte, entre otros, producen aguas residuales con alto contenido de grasas y aceites. Los aceites pueden propagarse y dispersarse en aguas residuales como fases separadas, gotas coloidales, partículas disueltas o como especies que se absorben sobre la materia particulada suspendida (Restrepo et al., 2006, p. 63).

La electrocoagulación tiene alta efectividad en desestabilizar las emulsiones aceite - agua y en el tratamiento de las aguas residuales caracterizadas por altos contenidos de DQO y DBO (Restrepo et al., 2006, p. 63). Algunos estudios de electrocoagulación para efluentes específicos, se detallan a continuación:

- **Efluentes de curtiembres**

Se han obtenido reducciones de hasta un 95 % de DQO. Además, se han obtenido reducciones de carbón orgánico, taninos, sulfuros, nitrógenos e ion amonio, con la utilización de ánodos de Ti/Pt - Ir y cátodos de acero inoxidable (Castillo, 2010, p. 23).

- **Efluentes de industrias galvánicas**

El tratamiento de aguas residuales de la industria de galvanoplastia y electroplateado metálico busca remover la carga de metales solubles en la descarga, es así, que, se han obtenido descargas de Cr con 51,65 %, Ni con 18,09 %, Pb del 50 % y Zn del 47,37 %. De acuerdo a estos porcentajes de remoción, se ha determinado el uso del proceso de electrocoagulación como una tecnología emergente para el tratamiento de aguas residuales provenientes de la industria galvánica (Morales y Acosta, 2010, p. 33; Restrepo et al., 2006, p. 63).

- **Tratamiento de lixiviados de un relleno sanitario**

Las características de los lixiviados cambian conforme pasa el tiempo debido a condiciones climáticas y ambientales, lo que hace que el tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios tenga problema en la disminución de la eficiencia y por ende el incremento de los costos de operación. Se han realizado estudios de electrocoagulación que aplican una corriente de 1 - 3 A y 6 h de operación; con lo que se ha obtenido una remoción de hasta el 63 % de DQO. Adicional al proceso de electrocoagulación, se ha utilizado un lecho de carbón activado como electrodo tridimensional para aumentar la eficiencia del sistema (Castillo, 2010, p. 23; Ilhan et al., 2007, p. 381).

- **Tratamiento de un efluente textil**

En aguas residuales de la industria textil se ha obtenido altos porcentajes de remoción de materia orgánica, turbiedad y color con electrodos de hierro y aluminio. En este tipo de efluente se utiliza la electrocoagulación principalmente para remover el color y el DQO. Este tratamiento puede utilizarse seguido de un proceso de intercambio iónico para mejorar la eficiencia de remoción (Castillo, 2010, p. 23; Restrepo et al., 2006, p. 64).

1.2.5. VENTAJAS DE LA ELECTROCOAGULACIÓN

Entre las ventajas más relevantes del uso del proceso de electrocoagulación están (Arango, 2005, pp. 54 - 55; Barrera et al., 2011, p. 3; Ilhan et al., 2007, p. 381; Malakootian e Yousefi, 2009, p. 132; Restrepo et al., 2006, pp. 64 - 65):

- Bajos costos de operación y mantenimiento en relación con costos de operación en los tratamientos químicos convencionales.
- El proceso de electrocoagulación requiere poca corriente eléctrica.
- Permite la reutilización de los efluentes.

- Demanda equipos simples y de fácil manipulación.
- Producción reducida de lodos compactos, debido a que se realiza simultáneamente flotación y coagulación; el lodo, producto de la electrocoagulación es hidrófobo lo que favorece a la decantación y posteriormente puede ser reprocesado y vendido como subproducto.
- Tiene alta efectividad en la eliminación de contaminantes, principalmente de materia orgánica.
- La electrocoagulación rompe las emulsiones formadas por los aceites y grasas, con lo que reduce la contaminación hacia los cuerpos de agua cuando se descarga el efluente.
- El hidróxido metálico formado, neutraliza las cargas electrostáticas de los sólidos suspendidos y aceites, lo que facilita la aglomeración o coagulación de estos contaminantes.
- Se requieren pequeños tiempos de retención y se obtienen altas velocidades de sedimentación.
- El agua tratada contiene menor cantidad de sólidos disueltos, esto hace que disminuyan los costos de tratamientos de los efluentes de la electrocoagulación.
- Genera aguas inodoras e incoloras.
- No requiere productos químicos ya que el coagulante es generado por electro-oxidación con la utilización de un apropiado ánodo de sacrificio y a un pH adecuado. Se puede controlar el potencial adecuado para el tratamiento.

1.2.6. DESVENTAJAS DE LA ELECTROCOAGULACIÓN

Los principales inconvenientes de la electrocoagulación son (Arango, 2005, p. 55; Restrepo et al., 2006, p. 65):

- Necesidad de reponer los electrodos de sacrificio.
- De acuerdo al electrodo de sacrificio, los lodos tienen altas concentraciones de hierro o de aluminio.

- La producción de hidrógeno en el cátodo impide una sedimentación apropiada de los coágulos formados.
- El óxido formado en el ánodo puede formar una capa que impide el paso de la corriente eléctrica, lo que disminuye la eficiencia del proceso. Se puede disminuir este efecto al cambiar la polaridad de las celdas periódicamente de manera que, el hidrógeno que se desprende favorezca la separación de las capas de óxido adheridas al electrodo.
- Cuando se remueven compuestos orgánicos se pueden formar compuestos orgánicos tóxicos.
- Solamente remueve un porcentaje de DBO asociada a los sólidos suspendidos.
- No existe un diseño base de operación de los reactores de electrocoagulación y su eficiencia dependerá de los electrodos utilizados, el efluente a tratar y sus tipos de contaminantes, etc.

1.3. AGUAS LIXIVIADAS DE RELLENOS SANITARIOS

Un relleno sanitario es considerado como un reactor bioquímico, en el que las entradas son los desechos sólidos y el agua de lluvia; mientras que, las salidas son gases generados y el lixiviado (Jaramillo, 2002, pp. 5 - 6).

Los líquidos que entran en contacto con la basura de los rellenos sanitarios disuelven y recogen las sustancias que provienen de los residuos sólidos, lo que forma los lixiviados que están compuestos por el agua de las precipitaciones pluviales, escorrentías, la humedad de la basura y la descomposición de la materia orgánica, por lo que queda altamente contaminada (Álvarez y Suárez, 2006, p. 96; Giraldo, 2001, p. 44; Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República, 2003, p. 434).

Para evitar que contaminen aguas superficiales, subterráneas y suelos, los rellenos sanitarios se impermeabilizan y se drenan; para prevenir problemas de

erosión es necesario una limitación de la escorrentía superficial del líquido (Giraldo, 2001, p. 44).

Se debe realizar el control de los gases y la producción de lixiviados en los rellenos sanitarios. Además, se debe monitorear varios parámetros de significación sanitaria en los lixiviados, tales como: alcalinidad, cianuros, calcio, cloruros, cobre, componentes orgánicos, conductividad, cromo total, DBO₅, DQO, dureza, fósforo total, nitrógeno total, pH, sólidos totales, sólidos suspendidos, sólidos disueltos, sulfatos, temperatura, entre otros, las concentraciones máximas permitidas de estos parámetros serán determinadas por los municipios correspondientes (Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República, 2003, pp. 465 - 466).

El fracaso de los rellenos sanitarios cae directamente en la dificultad e imposibilidad de tratar los lixiviados, debido a la gran variación en su composición, características físicas, químicas y biológicas que estos presentan.

1.3.1. CANTIDAD DE LAS AGUAS LIXIVIADAS

El cambio en la estructura y composición de los rellenos sanitarios influyen directamente en la corriente y acumulación de lixiviados; la cantidad de aguas lixiviadas depende de la precipitación pluvial, de la cantidad de infiltración como se observa en la Figura 1.9. expuesta a continuación, el sistema de drenaje e impermeabilización, del área rellena, del modo de compactación, el tipo de desecho, de la temperatura, la humedad y el pH. En general, las tasas de generación de lixiviados son específicas para cada sitio (Giraldo, 2001, p. 46; Jaramillo, 2002, p. 114; Méndez, Castillo, Sauri, Quintal, Glacoman y Jiménez, 2004, p. 156).

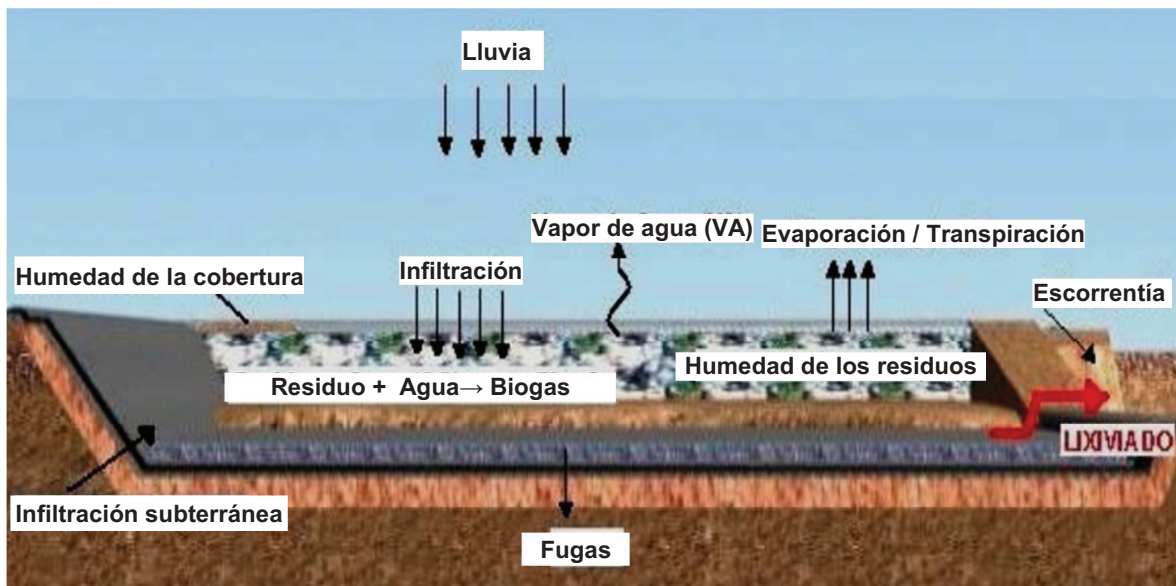


Figura 1.9. Generación de lixiviados en un relleno sanitario
(Fornieles, 2011)

1.3.1.1. Área rellena

El tipo de suelo y la vegetación presente influye en la formación de lixiviados, así como el grado de compactación del material y las pendientes de las superficies. A través del área rellena se da el contacto del agua de infiltración con la basura; cuando aumenta el área de relleno aumenta la cantidad de lixiviados (Giraldo, 2001, p. 46; Servicio de Evaluación Ambiental Gobierno de Chile, 2012, p. 1).

1.3.1.2. Precipitación pluvial y cantidad de infiltración

La cantidad de infiltración depende del manejo del relleno sanitario, de la cantidad de precipitación pluvial y las infiltraciones subterráneas. Mientras más poroso sea el suelo mayor es el riesgo de infiltración de los lixiviados y por ende la contaminación del agua subterránea; los terrenos que tienen poros grandes no retienen las partículas pequeñas y los terrenos formados por poros muy pequeños son casi impermeables (Giraldo, 2001, p. 46; Jaramillo, 2002, p. 241).

Es recomendable llevar los registros de lluvias y periodos secos para estimar la cantidad de agua que cae sobre el relleno, ya que en los meses de mayor lluvia aumenta la cantidad de lixiviado generado. Además es necesario establecer drenajes apropiados para el líquido percolado con el fin de evitar la contaminación de los cauces (Jaramillo, 2002, pp. 112,115).

1.3.1.3. Tipo de basura y humedad natural

La composición físico - química de los residuos es de vital importancia, ya que del 50 al 70 % del total de los residuos contienen altos porcentajes de materia orgánica y una humedad el 35 al 55 %; el resto de residuos depositados son papel, cartón, plásticos y material inerte (Jaramillo, 2002, p. 88; Servicio de Evaluación Ambiental Gobierno de Chile, 2012, p. 33).

El lixiviado es el producto de la humedad propia de los residuos, de la descomposición de la materia orgánica y también de la compactación y contenido de los residuos sólidos, por lo que es necesario establecer programas de reciclaje y tratamiento para minimizar la generación de lixiviados (Jaramillo, 2002, p. 88).

1.3.1.4. Modo de operación y sistemas de drenaje e impermeabilizaciones

Para minimizar la producción de lixiviados especialmente en rellenos manuales, se debe construir los rellenos en terrenos ligeramente inclinados para que las aguas lluvia puedan desaguar en la superficie sin percollar a la basura. Se deben cubrir las celdas con tierra y sembrar plantas con alta capacidad de absorción y se deben construir drenes alrededor de las celdas para evitar los escurrimientos por la superficie (Röben e Ilustre Municipalidad de Loja, 2002, p. 37).

Para el caso de rellenos compactados con maquinaria, la generación de lixiviados se puede disminuir con una compactación adecuada como se observa en la Tabla 1.1., es decir, en estos casos la maquina debe pasar por lo menos 20 veces sobre

la misma superficie y la basura se debe colocar en capas no menores a 30 cm de espesor (Röben e Ilustre Municipalidad de Loja, 2002, pp. 37 - 38).

Tabla 1.1. Producción de aguas lixiviadas de acuerdo al modo de operación del relleno sanitario

TIPO DE RELLENO	PRODUCCIÓN DE AGUAS LIXIVIADAS (% de la precipitación)	PRODUCCIÓN DE AGUAS LIXIVIADAS (m ³ /(ha*día))		
		PRECIPITACIÓN 700 mm/año	PRECIPITACIÓN 1 500 mm/año	PRECIPITACIÓN 3 000 mm/año
Relleno manual	60	11,51	24,66	49,32
Relleno compactado con maquinaria liviana	40	7,67	16,44	32,88
Relleno compactado con maquinaria pesada	25	4,79	10,27	20,55

(Röben e Ilustre Municipalidad de Loja, 2002, p. 37)

Los sistemas de drenaje permiten que el agua que llega directamente al relleno y forma los lixiviados no contamine los suelos y aguas subterráneas. Se recogen y una vez que se hace el cerramiento de los rellenos, los caudales de infiltración disminuyen lo que causa una caída de la cantidad de lixiviado a tratar. El tipo de material empleado para impermeabilizar el fondo de los cubetos y las cubiertas finales, influye en la construcción de una red de zanjas de almacenamiento que retenga el lixiviado (Giraldo, 2001, p. 46; Jaramillo, 2002, p. 144).

1.3.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS LIXIVIADOS

Las aguas lixiviadas tienen un alto contenido de sustancias orgánicas que al estar expuestas a procesos de reacciones bioquímicas generan nitrógeno, fósforo, patógenos, sustancias tóxicas como metales pesados y constituyentes orgánicos (Giraldo, 2001, p. 44; Méndez et al., 2004, p. 156).

Las partículas del lixiviado tienen una dispersión entre 0 y 75 μm , que pueden ser removidas mediante procesos como coagulación, floculación y sedimentación a pH bajo. La mayor parte de los sólidos de los lixiviados se encuentran disueltos o en forma coloidal de tamaño $< 50 \mu\text{m}$, lo que impide obtener eficiencias altas en la clarificación (Méndez et al., 2004, p. 162).

1.3.2.1. Reacciones de degradación

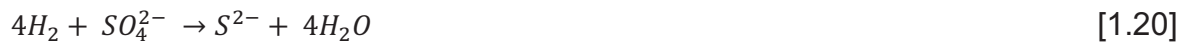
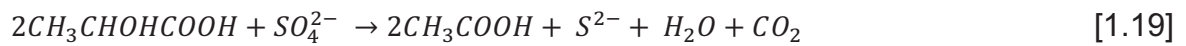
Los componentes orgánicos de los residuos sólidos se degradan gradualmente a través de 5 fases que se describen a continuación:

- **Hidrólisis aerobia**

El oxígeno presente en los espacios entre la basura se consume y los componentes biodegradables sufren descomposición microbiana en el momento que se dispone de los residuos. Posteriormente se da una descomposición biológica en condiciones aerobias, donde los hidratos de carbono se convierten en azúcares simples, dióxido de carbono y agua (Jaramillo, 2002, p. 52; Ministerio del Medio Ambiente - Colombia, 2002, p. 51).

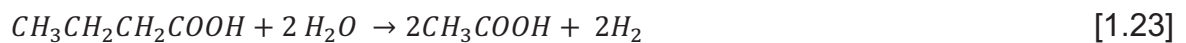
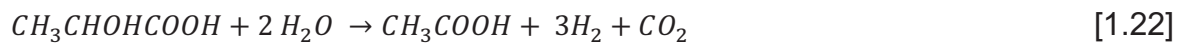
- **Hidrólisis y fermentación**

En el relleno sanitario, debido a la compactación de la basura, no hay movimiento de oxígeno y generan malos olores debido a la emisión de gases como CH_4 y CO_2 principalmente. El gas CH_4 (metano) es inflamable y altamente explosivo si está presente en concentraciones de 5 al 15 % en volumen. Los nitratos se convierten en nitrógeno y los sulfatos en sulfuro de hidrógeno como se indica en las siguientes reacciones (Jaramillo, 2002, p. 52; Ministerio del Medio Ambiente - Colombia, 2002, p. 51):



- **Acetogénesis**

Los compuestos resultantes de la fase de hidrólisis y fermentación se convierten en compuestos de bajo peso molecular como ácido acético (CH_3COOH) y otros ácidos más complejos. En esta fase se genera principalmente dióxido de carbono y pequeñas cantidades de hidrógeno. Además, la demanda bioquímica y química de oxígeno aumentan significativamente ya que los ácidos orgánicos se disuelven en el lixiviado (Castells, 2005, p. 145; Ministerio del Medio Ambiente - Colombia, 2002, p. 51).



- **Metanogénesis**

Las bacterias convierten el ácido acético en metano y dióxido de carbono, lo que causa que el pH del relleno sanitario suba a valores cercanos a 7; entonces, el pH del lixiviado también subirá y los valores de DBO_5 y DQO disminuirán; posteriormente, la velocidad de generación de metano y dióxido de carbono disminuye considerablemente ya que la mayoría de nutrientes ya se separaron en las fases anteriores (Castells, 2005, p. 145; Ministerio del Medio Ambiente - Colombia, 2002, p. 52).



1.3.2.2. Calidad de los lixiviados

La calidad de los lixiviados varía de acuerdo al tiempo de actividad del relleno sanitario; en países como el Ecuador, estas aguas, tienen concentraciones mayores de DBO_5 , amoníaco, metales y sustancias precipitables que en los países desarrollados, lo que genera gran importancia en la operatividad y rendimiento en las técnicas de tratamiento (Giraldo, 2001, p. 45).

Se deben realizar los siguientes análisis físico - químicos a los lixiviados efluentes del relleno sanitario, según los requerimientos de las normas vigentes en el país: temperatura, pH, DBO_5 , DQO, sólidos totales, nitrógeno total, fósforo total, dureza, alcalinidad, calcio, magnesio, cloruros, sulfatos, hierro, sodio, potasio, sólidos disueltos, plomo, mercurio, cadmio, cromo total, cianuros, fenoles y tensoactivos; a partir de los resultados obtenidos de éstos análisis se deben decidir los parámetros a medir periódicamente y el tratamiento que se les debe dar (Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República, 2003, p. 457).

En la Tabla 1.2. se resumen las principales características de los lixiviados y los parámetros más importantes en el control de aguas lixiviadas se describen a continuación:

Tabla 1.2. Características físico - químicas típicas de los lixiviados de rellenos sanitarios

CARACTERÍSTICA	LIXIVIADO JOVEN / RELLENO NUEVO (< 2 años)	LIXIVIADO VIEJO / RELLENO MADURO (> 10 años)
DBO ₅ (mg/L)	2 000 - 40 000	100 - 200
DQO (mg/L)	3 000 - 60 000	100 - 500
Amoníaco (mg/L)	10 - 800	20 - 40
Fósforo total (mg/L)	5 - 100	5 - 10
pH	4,5 - 7,5	6,6 - 7,5
Carbono orgánico total (mg/L)	1 500 - 20 000	80 - 160
Sólidos totales suspendidos (mg/L)	200 - 2000	100 - 400
Nitrato (mg/L)	5 - 40	5 - 10
Alcalinidad total (mg/L)	1 000 - 10 000	200 - 1 000
Dureza total (mg/L)	300 - 10 000	200 - 500
Calcio (mg/L)	10 - 3 000	100 - 400
Magnesio (mg/L)	0,3 - 1 500	50 - 200
Potasio (mg/L)	200 - 1 000	50 - 400
Sodio (mg/L)	200 - 2 500	100 - 200
Cloruro (mg/L)	200 - 3 000	100 - 400
Sulfato (mg/L)	50 - 1 000	20 - 50
Hierro total (mg/L)	20 - 2 100	20 - 200
Cromo total (mg/L)	30 - 1 600	-
Pb total (mg/L)	8 - 1 020	-
Cianuro (mg/L)	10	-
Cobre (mg/L)	4 - 1 400	-
Zinc (mg/L)	0,1 - 1	-

(Röben e Ilustre Municipalidad de Loja, 2002, p. 38)

- **Demanda química de oxígeno (DQO)**

Determina la cantidad de oxígeno necesario para oxidar las sustancias químicas presentes. La descomposición de la materia orgánica, genera efluentes con alta carga orgánica que es arrastrada por la lluvia que percola, se encuentra en estado soluble y particulada. Cuando el líquido percola a través de los cubetos diluye las sales minerales de los residuos, las sales disueltas y los metales pesados

generan problemas de toxicidad en procesos biológicos para remover el DQO (Bureau Veritas, 2008, p. 209; Giraldo, 2001, p. 45; Servicio de Evaluación Ambiental Gobierno de Chile, 2012, p. 2).

- **Conductividad eléctrica**

La conductividad se da por la presencia de los electrolitos disueltos. El agua pura tiene un valor muy bajo de conductividad, mientras que, el agua residual presenta un valor superior de conductividad debido a los contaminantes y sólidos presentes. Los valores de conductividad del lixiviado son altos debido al arrastre de sustancias orgánicas e inorgánicas, producto de la descomposición de la materia orgánica (Marín, 2003, p. 13).

- **pH**

Los vertidos industriales presentan diferentes valores de pH en función de la actividad industrial que realizan. Valores altos de pH se encuentran generalmente en aguas coloreadas con presencia de olores o sabores (Marín, 2003, p. 15).

El rango de pH óptimo para la remoción de partículas de tamaño menor a 10 μm está entre 3,5 y 6. Para remover el color del lixiviado es conveniente bajar el pH. Un pH alto se atribuye a la alcalinidad efecto de una elevada concentración de nitrógeno amoniacal, lo que conlleva a una alta capacidad buffer (Álvarez y Suárez, 2006, p. 100; Méndez, Medina, Quintal, Castillo y Sauri, 2002, p. 23; Méndez et al., 2004, p. 156).

- **Oxígeno Disuelto**

La solubilidad del oxígeno es lo que limita la capacidad de purificación y está en función de la temperatura, presión, coeficiente de solubilidad, tensión de vapor,

salinidad y composición físico - química. El porcentaje de saturación de O₂ depende de la turbulencia, superficie de contacto entre el gas y el agua, el contenido salino y el contenido de cloruros (Marín, 2003, p. 15).

- **Alcalinidad**

La alcalinidad es la capacidad de neutralizar los ácidos. Las especies que se encuentran en mayor cantidad son los bicarbonatos en efluentes a pH menores a 8,3. Se forma por la acción del dióxido de carbono sobre la materia del suelo, como lo muestra la ecuación 1.25 (Baird, 2001, p. 459; Pacheco, 2012, p. 253):



Los carbonatos presentes en el lixiviado forman una capa insoluble en los electrodos que disminuye la eficiencia de las placas y del tratamiento por electrocoagulación (Restrepo et al., 2006, pp. 71 - 72).

- **Turbidez**

La turbidez en las aguas se da por la presencia de sólidos en suspensión como: arenas, limos, coloides orgánicos y organismos microscópicos, además, está relacionada con el grado de transparencia del agua (Bureau Veritas, 2008, p. 206; Marín, 2003, p. 11).

Las aguas residuales, domésticas o industriales, presentan altos valores de turbidez debido a la presencia de gran cantidad de sustancias suspendidas de carácter orgánico. Las partículas coloidales que tienen un diámetro menor a 10 µm son generalmente las que dan el color oscuro a los lixiviados (Marín, 2003, p. 11; Méndez et al., 2004, p. 156).

- **Color**

El color en el agua se debe a la presencia de compuestos metálicos, colorantes sólidos en suspensión, sustancias producto de la descomposición de vegetación etc. Los lixiviados tienen un color aparente y real pardo oscuro (Bureau Veritas, 2008, pp. 207 - 208).

- **Sólidos totales, disueltos y suspendidos**

Los sólidos totales representan todos los sólidos orgánicos e inorgánicos, sólidos suspendidos y disueltos. Las altas concentraciones de sólidos totales disminuyen el oxígeno disuelto y afectan la calidad del agua; en los lixiviados se ha comprobado que aproximadamente la mitad de los sólidos totales son de origen orgánico. Los sólidos disueltos representan sales minerales y orgánicas disueltas (Bureau Veritas, 2008, p. 207).

Los sólidos suspendidos están compuestos por sólidos flotantes, sedimentables y coloidales, los mismos pueden ser de origen orgánico o inorgánico. Los sólidos coloidales se manifiestan en los lixiviados lo que da una turbidez muy alta y provienen del material orgánico no biodegradable, son difíciles de eliminar por lo que se tiene que añadir agentes coagulantes o floculantes para que se agrupen en flóculos más grandes (Comisión Nacional del Agua e Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, IMTA, 2005, p. 4).

- **Dureza**

La dureza es la suma de la concentración de calcio y magnesio presente en el agua contaminada. Los cationes calcio y magnesio pueden reaccionar con jabón y precipitar, pero cuando hay otros aniones presentes pueden formar costras. La alta dureza favorece el proceso de incrustación en los conductos, tuberías, y accesorios (Giraldo, 2001, p. 45).

- **Nitrógeno, fósforo y metales pesados**

El nitrógeno, fósforo y metales pesados están presentes en valores variables. La remoción de metales y de agentes incrustantes se ve interferida por la presencia de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO₅) que es un agente acomplejante que mantiene los metales en solución lo que dificulta su remoción. Debido al alto contenido de nitrógeno en el relleno se generan problemas de toxicidad por amoníaco (Giraldo, 2001, pp. 44, 46).

- **Detergentes, aceites y grasas**

Son lentamente degradables y forman una película que impide la aireación y oxigenación de las aguas lo que limita su autodepuración. La presencia de detergentes en el lixiviado joven presenta problemas al utilizar procesos biológicos. Debido a la poca solubilidad de los aceites y grasas, no existe valores altos de estas especies químicas en los lixiviados viejos (Bureau Veritas, 2008, p. 210; Giraldo, 2001, pp. 45 - 46).

1.3.3. TRATAMIENTO DE LAS AGUAS LIXIVIADAS

En los rellenos sanitarios se deben localizar los sitios para la ubicación de los filtros para los lixiviados. Se debe diseñar y construir los filtros para que los lixiviados vayan por gravedad hacia las partes bajas y luego se dirijan a su tratamiento (Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República, 2003, p. 457).

La composición de los lixiviados que se generan en el relleno sanitario no es constante y deben tratarse de manera que cumplan con los parámetros establecidos en la Norma de Aguas para descargas de efluentes a un cuerpo de agua (Dirección Metropolitana de Medioambiente, 2008, p. 19).

La Tabla 1.3. muestra los límites de descargas de efluentes industriales, pertenecientes a las normas vigentes de la Dirección Ambiental del Distrito Metropolitano de Quito y del Texto Unificado Legislación Secundaria para descargas líquidas de sectores productivos a cuerpos de agua, parámetros que se deben tomar en cuenta antes de descargar lixiviados tratados.

Tabla 1.3. Límites de descargas de efluentes industriales a cuerpos de agua

PARÁMETROS	UNIDADES	LÍMITE PERMISIBLE	
		NORMA 213 DEL DISTRITO METROPOLITANO DE QUITO	TEXTO UNIFICADO DE LA LEGISLACIÓN AMBIENTAL SECUNDARIO (TULAS)
Aceites y grasas (A y G)	mg/L	50	0,3
Arsénico total (As)	mg/L	0,1	0,1
Cadmio (Cd)	mg/L	0,02	0,02
Cianuro (CN ⁻)	mg/L	0,1	0,1
Cobre (Cu)	mg/L	1,0	1,0
Color Real			Inapreciable en dilución 1/20
Cromo hexavalente (Cr ⁺⁶)	mg/L	0,5	0,5
Compuestos fenólicos (Fenol)	mg/L	0,2	0,2
Demanda química de oxígeno (DQO)	mg/L	123	250
Manganeso (Mn)	mg/L	2,0	2,0
Mercurio total (Hg)	mg/L	0,005	0,005
Níquel	mg/L	2,0	2,0
Organoclorados totales	mg/L	0,05	0,05
Organofosforados totales	mg/L	0,1	0,1
Plomo (Pb)	mg/L	0,2	-
Potencial hidrógeno (pH)		6 - 9	5 - 9
Sólidos en suspensión	mg/L	53	100
Sólidos sedimentables	mL/L	10	1,0
Sólidos totales	mg/L		1 600
Temperatura	°C	<35	<35
Zinc (Zn)	mg/L	2,0	5,0

(Dirección Metropolitana Ambiental, 2008, p. 22; Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República, 2003, p. 330)

El tratamiento de lixiviados varía de acuerdo al lugar, las normas de descargas que se siguen, diseño del relleno y la composición del mismo, muchas veces es necesario realizar un tratamiento posterior para eliminar el DQO residual, cuando existe presencia de sales se utiliza ósmosis inversa, se suele tratar el lixiviado con un tratamiento biológico y posteriormente se utiliza ósmosis inversa, en el caso del relleno sanitario “El Inga” se ha aplicado la recirculación del lixiviado hacia los cubetos para que los microorganismos degraden el material biodegradable (Giraldo, 2001, p. 51; Ilustre Municipio del Distrito Metropolitano de Quito, 2008).

Se han probado varios pre-tratamientos “in situ” de las aguas lixivias, como la integración de corrientes hídricas y de lixiviados, para reducir la contaminación y aumentar la eficiencia del tratamiento. Generalmente se neutraliza el lixiviado previo al tratamiento o se añaden coagulantes para facilitar la separación de los contaminantes (Ilustre Municipio del Distrito Metropolitano de Quito, 2008).

Existen varios métodos que se utilizan para el tratamiento de aguas lixivias, que dependen del lugar y la capacidad de éste, como se describen a continuación:

1.3.3.1. Recirculación de los lixiviados

El objetivo de la recirculación del lixiviado es lograr la disminución de la carga orgánica del lixiviado e incluso eliminar algunos metales pesados. Los residuos sólidos en el relleno sanitario actúan como un biofiltro y lo que hace que los compuestos contaminantes se diluyan (Hernández, 2011, p. 16; Giraldo, 2001, p. 50).

1.3.3.2. Tratamiento físico - químico de los lixiviados

El tratamiento fisicoquímico se realiza con la utilización de sustancias coagulantes de sales metálicas, como el sulfato de aluminio, cloruro de aluminio, sulfato

férrico, cloruro férrico, polielectrolitos, etc (Röben e Ilustre Municipalidad de Loja, 2002, p. 50; Méndez et al., 2004, p. 156).

La coagulación tiene como finalidad la eliminación de las partículas suspendidas y la separación de las sustancias disueltas en los lixiviados, así como la disminución de metales pesados, amoníaco y compuestos orgánicos. Los iones liberados reaccionan con los iones del agua residual para formar precipitados. El tratamiento fisicoquímico involucra los procesos de coagulación, floculación y sedimentación (Fornieles, 2011; Méndez et al., 2004, p. 156).

Un ejemplo, es la precipitación del hierro y manganeso por aireación, la reacción de oxidación se da por el oxígeno disuelto y el ablandamiento del agua por adición de cal, para precipitar carbonatos y bicarbonato de sodio, para precipitar la dureza no carbonatada (Fair, Geyer y Okun, 1989, pp. 73 - 74).

1.3.3.3. Adsorción por carbón activado de los lixiviados

Este proceso permite eliminar varios compuestos tóxicos mediante la adsorción con carbón activado. Se realiza en una columna llena de carbón activado o se hace pasar una corriente de agua residual por un lecho de carbón activado donde quedan adsorbidos los contaminantes debido a la formación de enlaces físicos o químicos entre el compuesto contaminante y la superficie de los poros del carbón activo granular. Los poros del carbón activado se saturan rápidamente debido a la presencia de sólidos suspendidos. Se han obtenido eficiencias de remoción de DQO del 60 al 90 % en lixiviados con un pH alrededor de 2 (Bódalo, Hidalgo, Gómez, Murcia y Marín, 2007, p, 145; Méndez et al., 2002, p. 25).

1.3.3.4. Tratamiento biológico de los lixiviados

El tratamiento biológico es el proceso más utilizado en el tratamiento de lixiviados y sus tecnologías de tratamiento se enuncian a continuación (Bódalo et al., 2007,

pp. 144 - 145; Röben e Ilustre Municipalidad de Loja, 2002, pp. 41 - 42, 45; Stegmann, Heyer y Cossu, 2005):

- Sistemas aerobios en los que se utiliza una colonia de microorganismos.
- Sistemas anaerobios con la utilización de microorganismos anaerobios que transforman la materia orgánica en metano y dióxido de carbono. La eficiencia de este tratamiento depende del tiempo de retención hidráulica, de la temperatura y de la cantidad de microorganismos en suspensión. Se han obtenido remociones de DQO superiores al 80 % en el tratamiento biológico de lixiviados.
- Sistemas facultativos con un sistema que combina microorganismos aerobios, anaerobios y facultativos que estabilizan los efluentes.
- Lodos activados, es un proceso aerobio continuo que degrada los contaminantes orgánicos mediante el crecimiento de microorganismos en suspensión.

Los compuestos orgánicos carbonáceos se transforman en CO_2 y H_2O bajo la influencia del oxígeno. Se han obtenido eficiencias de hasta un 99 % en la remoción de DQO en lixiviados.

- Filtros bacterianos, por los cuales se hace pasar el agua lixiviada a través de una estructura compacta inerte impregnada con microorganismos adheridos al filtro que absorben y degradan los contaminantes orgánicos.

1.3.3.5. Evaporación de los lixiviados

Se almacena los líquidos en un tanque cubierto donde se evapora con la utilización de la radiación solar o de un sistema de evaporación al vacío con descompresión mecánica de vapor y circulación forzada. El líquido debe ser lo suficientemente volátil para evaporar a una temperatura y presión adecuadas, posteriormente el líquido evaporado es condensado y en la fase sólida residual quedan retenidos los compuestos no volátiles. Este proceso disminuye el volumen de lixiviado, pero generalmente se forman espumas debido a la alta cantidad de materia orgánica (Bódalo et al., 2007, p. 147; Fornieles, 2011).

1.3.3.6. Filtración con arena de los lixiviados

Consiste en el empleo de un lecho poroso fijo o móvil, a través del cual fluye la corriente líquida, por gravedad o con el uso de presión, que deja los sólidos en suspensión en cada capa porosa del lecho. Es un proceso económico, práctico y de fácil implementación, pero este sistema debe ser limpiado periódicamente (Servicio de Evaluación Ambiental Gobierno de Chile, 2012, p. 20).

1.3.3.7. Ósmosis inversa de los lixiviados

La separación se basa en la diferencia de concentración de sólidos en disolución, mediante filtración por membranas semipermeables, por acción de la presión a la disolución que va a ser depurada y el agua resultante (permeado) es conducido a un depósito como muestra la Figura 1.10. Este método concentra los contaminantes a un lado de la membrana. Los elementos que se separan no sufren cambios físicos o biológicos por lo que pueden ser recuperados y reutilizados (Fornieles, 2011; Stegmann et al., 2005).

La ósmosis inversa tiene rendimientos superiores al 99 % en los contaminantes de los lixiviados con problemas como el alto consumo de energía, taponamiento de los poros del filtro y generación de un foco contaminante por la presencia de grandes cantidades de lodos concentrados (Fornieles, 2011).

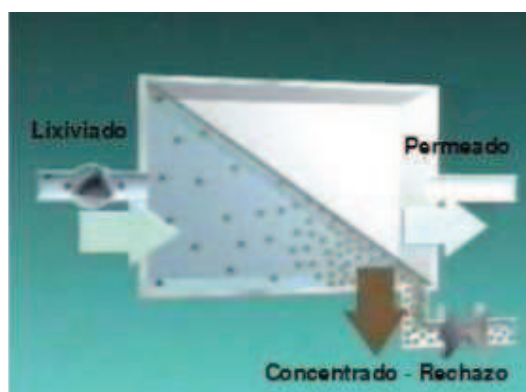


Figura 1.10. Proceso de ósmosis inversa (Fornieles, 2011)

1.3.3.8. Electrocoagulación de los lixiviados

La electrocoagulación es un tratamiento electroquímico relativamente económico y con altas eficiencias en la remoción de materia orgánica y microorganismos. Este método ha sido propuesto como un tratamiento primario de aguas lixiviadas ya que se han obtenido remociones de DQO superiores al 30 %, además, reduce y elimina metales pesados, compuestos nitrogenados, sales, etc. (Ilhan et al., 2007, p. 381; Procontrol, 2012, p. 15).

1.3.4. AGUAS LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO “EL INGA”

La producción promedio de basura en el Distrito Metropolitano de Quito es de 75 kg/habitante/día y se generan 1 511 toneladas diarias de basura provenientes de domicilios, industrias, minas, hospitales, etc. Los sitios destinados a la disposición de residuos son focos de contaminación ya que no existe control de lixiviados ni de productos contaminantes del suelo y aire (De la Torre, 2009, p. 4; EMGIRS - EP, 2011).

Según el artículo 188 de la Sección V De La Disposición Final, del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiental Secundario, los sitios de disposición final de residuos deben tener un sistema de monitoreo de lixiviados de las aguas subterráneas cada seis meses, para determinar la presencia de lixiviados, los que deberán ser analizados, tratados y dispuestos de acuerdo a las normas ambientales vigentes (Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República, 2003, p. 265).

El relleno sanitario “El Inga” está ubicado en el sector El Inga, cantón Rumiñahui, parroquia Pifo, provincia de Pichincha, en un área que posee varias ventajas técnicas para la ubicación de un relleno sanitario ya que el suelo es limo arenoso con alta impermeabilidad y posee un índice de precipitación bajo (EMGIRS - EP, 2011).

El relleno inició su operación a partir del año 2003 e inicialmente se distinguieron dos etapas: la primera, operó desde enero del 2003 hasta mayo del 2007 en una extensión aproximada de 15 Ha, generó pasivos ambientales y piscinas llenas de lixiviados; posteriormente, desde junio del 2007 se habilitó una nueva etapa con una proyección de duración de 15 años bajo la responsabilidad de empresas privadas. La distribución de las etapas se pueden observar en el Anexo I (De la Torre, 2009, p. 8).

1.3.4.1. Piscinas de lixiviados

El relleno sanitario “El Inga Bajo” ha dejado un pasivo de lixiviado acumulado aproximado de 150 000 m³ desde el inicio de sus operaciones, los que han sido almacenados en 20 piscinas. A estas, se deben adicionar los lixiviados confinados temporalmente en cubetos; además, se dispusieron 4 piscinas de alivio y 2 de transición, tanto las piscinas como los cubetos poseen una geomembrana de polietileno de alta densidad que no permite el paso del lixiviado al suelo (EMGIRS - EP, 2011).

Inicialmente se trabajó con 5 piscinas de lixiviados que tienen una capacidad aproximada total de 4 469,78 m³, posteriormente se construyó una nueva piscina de desfogue de los cubetos. Las piscinas 1 y 2 que se observan en la Figura 1.11., están conectadas y reciben el lixiviado del tanque recolector de los cubetos 1, 2 y 3; el resto de piscinas son llenadas por medio de bombas que van trasladan el lixiviado de piscina a piscina conforme se vayan llenando (Díaz y De la Torre, 2009; EMGIRS - EP, 2011).

El lixiviado acumulado podría ser tratado si se rehabilita la planta de tratamiento “El Inga”, planta que no ha podido cumplir con la Norma Ambiental vigente. En la segunda etapa tampoco se han tratado los lixiviados, a pesar de que el relleno posee un sistema de canalización que recoge los lixiviados en piscinas para su tratamiento posterior (De la Torre, 2009, p. 1; EMGIRS - EP, 2011; Ilustre Municipio del Distrito Metropolitano de Quito, 2008).

La infraestructura del relleno sanitario “El Inga” se observa en la Figura 1.11.:

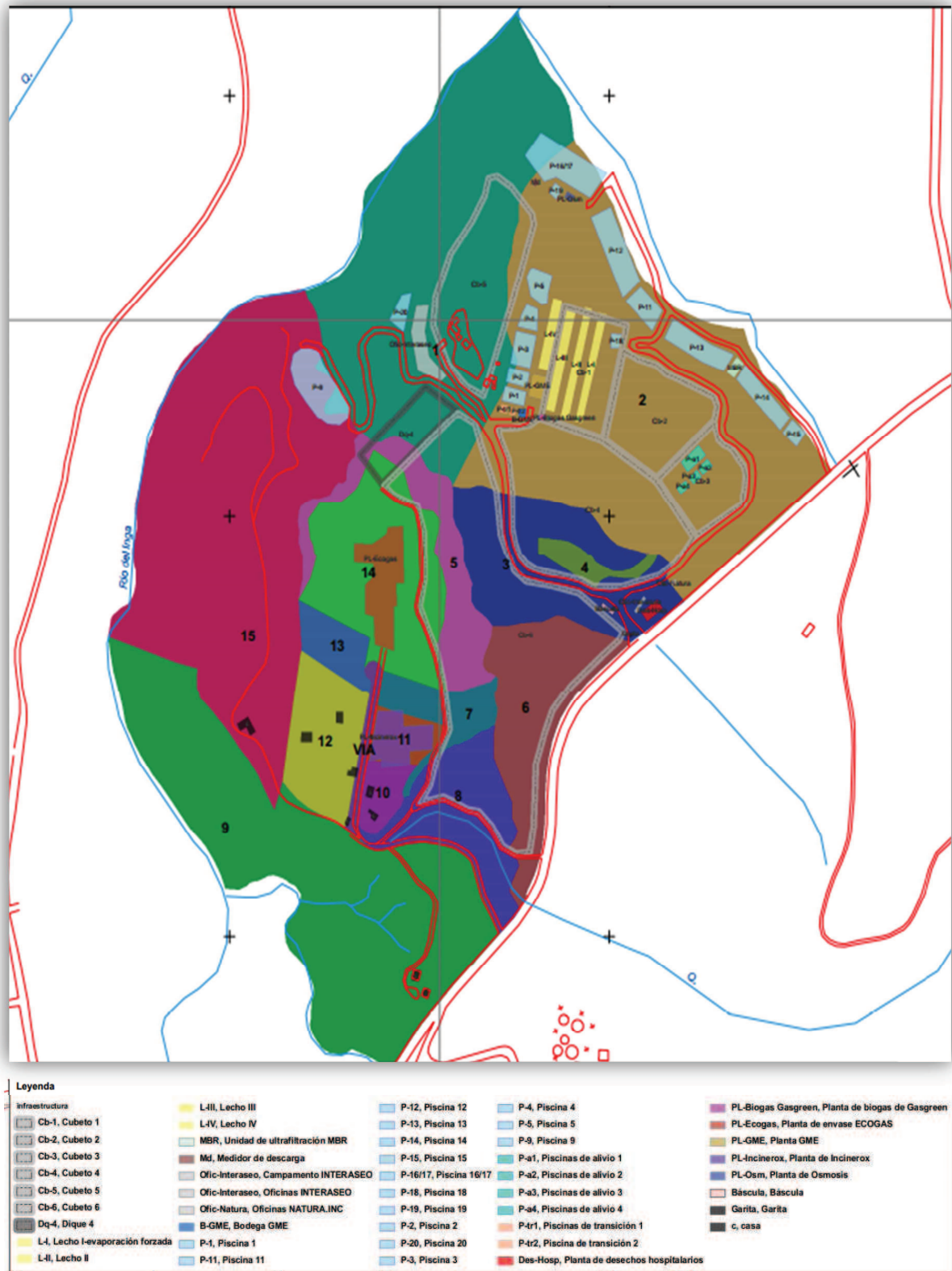


Figura 1.11. Infraestructura del relleno sanitario “El Inga”
 (Dirección de Política Ambiental - Gestión de Información Ambiental, 2011)

La cantidad de lixiviado que llega a las piscinas no es constante y puede variar entre 180 a 200 m³/día. Actualmente, son recirculados a los cubetos con el fin de reducir la carga orgánica, lo que no tiene una gran eficiencia ya que es recirculado a través de mangueras que se encuentran en la parte superior de los cubetos mientras que el lixiviado llega directamente al fondo de los cubetos (EMGIRS - EP, 2011).

1.3.4.2. Etapas de tratamiento del lixiviado

En la planta de tratamiento “El Inga” opera bajo los procesos: MBR y ósmosis inversa con una efectividad parcial. Además se ha construido la planta denominada “El Inga I” que no es operativa (Díaz y De la Torre, 2009; EMGIRS - EP, 2011). En la Figura 1.12. se puede observar los procesos por los cuales el lixiviado es tratado en la actualidad dentro del relleno sanitario “El Inga”.

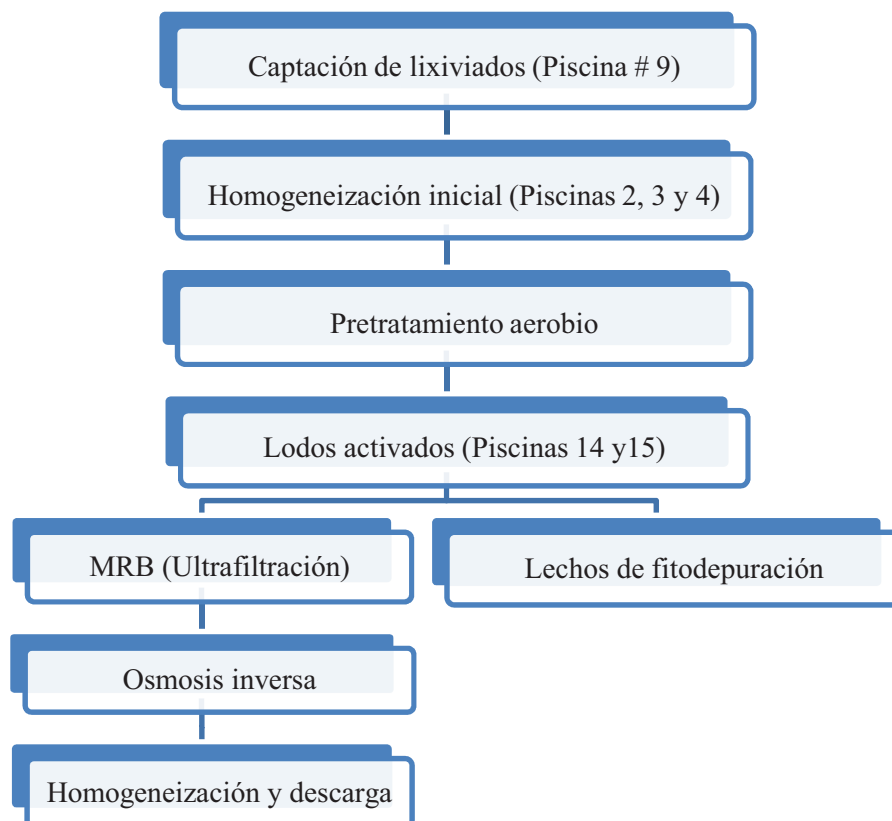


Figura 1.12. Proceso para el tratamiento del lixiviado del relleno sanitario “El Inga” (EMGIRS - EP, 2012)

Desde el 2006, el relleno cuenta con la primera etapa del tratamiento la cual se observa en la Figura 1.13., que consiste de un sistema de aireación forzada en la piscina de lodos activados. Las burbujas de aire ascienden de manera forzada a través del depósito para mantener un ambiente aerobio donde los microorganismos se alimentan de la materia orgánica presente y depuran el agua lixiviada (Díaz y De la Torre, 2009; Gasgreen, 2010; Weber, 2003, p. 522).



Figura 1.13. Vista panorámica de las instalaciones del tratamiento de lixiviado en el relleno sanitario “El Inga” - Aireación Forzada (Primera etapa)
(Gasgreen, 2010)

La segunda etapa se da en la Planta MBR - Reactor Biológico de Membrana, es mostrada en la Figura 1.14.:



Figura 1.14. Vista panorámica de las instalaciones del tratamiento de lixiviado en el relleno sanitario “El Inga” - Planta MBR (Segunda Etapa)
(Gasgreen, 2010)

En esta segunda etapa, se da un proceso combinado de lodos activados y de ultrafiltración mediante el uso de membranas porosas de separación sólidos - líquidos que permite la separación de los sólidos, bacterias y macromoléculas, aquí se mantiene el control del pH (Díaz y De la Torre, 2009; EMGIRS - EP, 2011; Gasgreen, 2010; Weber, 2003, p. 522).

Luego, el lixiviado que proviene de la planta MBR - Reactor Biológico de Membrana se acumula en una piscina de homogeneización, donde se realiza nuevamente el proceso de aireación forzada antes de pasar al proceso de filtro depuración (Díaz y De la Torre, 2009; EMGIRS - EP, 2011; Gasgreen, 2010; Weber, 2003, p. 532).

En la Figura 1.15. se expone una vista panorámica de los lechos de fitodepuración.



Figura 1.15. Vista panorámica de las instalaciones del tratamiento de lixiviado en el relleno sanitario “El Inga” - Lechos de Fitodepuración (Tercera etapa)
(Gasgreen, 2010)

La tercera etapa del tratamiento del lixiviado, cubre aproximadamente 6 000 m² de la superficie del relleno sanitario y está constituido por lechos verticales de fitodepuración basado en el uso de humedales artificiales. Los lechos están compuestos por capas de gravas y de arena de diferente granulometría (Díaz y De la Torre, 2009; Gasgreen, 2010).

La cuarta etapa dispuesta para el tratamiento del lixiviado en el relleno sanitario, es el lecho horizontal de fitodepuración que se puede observar en la Figura 1.16. mostrada posteriormente, cuya repotenciación actualmente está a cargo de la empresa EMGIRS.

En esta etapa, las tuberías están enterradas a pocos centímetros de la superficie y el lecho horizontal tiene un funcionamiento similar a la tercera etapa de fitodepuración (Díaz y De la Torre, 2009; Gasgreen, 2010).



Figura 1.16. Vista panorámica de las instalaciones del tratamiento de lixiviado en el relleno sanitario “El Inga” - Lechos de Fitodepuración Horizontal (Cuarta etapa)
(Gasgreen, 2010)

1.3.4.3. Caracterización de las piscinas y de los efluentes de los tratamientos del lixiviado del relleno sanitario “El Inga”

En el relleno sanitario “El Inga” se hacen las caracterizaciones de las piscinas y de los efluentes de las etapas de tratamiento diariamente, para tener un registro histórico de cada una de las etapas del tratamiento.

Los resultados de la capacidad de almacenamiento, el volumen almacenado actualmente de lixiviado y el déficit de almacenamiento en las diferentes piscinas de almacenamiento existentes en el relleno sanitario “El Inga” se exponen en la Tabla 1.4.

Tabla 1.4. Capacidad de almacenamiento de las piscinas de lixiviado del relleno sanitario “El Inga”

PISCINA	CAPACIDAD ALMACENAMIENTO (m ³)	VOLUMEN ALMACENADO (m ³)	DÉFICIT DE ALMACENAMIENTO
1	1 528,10	1 836,243	- 308,143
2	1 265,07	1 313,469	- 48,399
3	2 921,46	2 271,106	650,354
4	2 083,73	2 097,950	- 14,22
5	4 224,30	3 520,730	703,57
9	22 740,53	25 481,030	- 2 740,5
11	2 344,35	2 749,820	- 405,47
12	8 216,22	9 313,030	- 1 096,81
13	5 139,94	5 844,620	- 704,68
14	4 325,00	3 821,630	-
15	1 003,13	938,980	-
16	3 870,19	6 390,340	- 2 520,15
17	6 015,80	9 753,720	- 3 737,92
TOTAL	65 677,75	75 322,668	- 9 654,848

(Secretaría de Ambiente, 2011)

Los principales parámetros físico - químicos de las piscinas y de los efluentes de los procesos de tratamiento de lixiviados: de la unidad MBR, de la unidad de ósmosis inversa y de las unidades de fitodepuración en el relleno sanitario “El Inga” se exponen en las Tablas de la 1.5. a la 1.8.

Tabla 1.5. Caracterización físico - química del efluente tratado en la unidad MBR (Salida de la unidad)

DQO (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	SST (mg/L)	Conductividad (μS/cm)	pH	T (°C)
683	198	131	17 860	8,35	23,4

(Secretaría de Ambiente, 2011)

Tabla 1.6. Caracterización físico - química del lixiviado de las piscinas

Piscina	DQO (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	SST (mg/L)	Conductividad (μS/cm)	pH	T (°C)
1	10 850	6 788	235	19 720	8,21	18,7
2	5 963	3 930	152	17 200	8,31	18,6
3	3 800	1 035	199	21 900	8,27	19,1
4	13 250	6 938	220	26 000	8,15	21,6
5	13 250	4 763	161	23 300	8,11	23,4
9	13 610	6 863	308	29 600	8,06	20,4
11	76 950	53 100	968	33 200	6,29	18,7
12	35 450	24 300	452	30 000	7,64	18,8
13	18 150	11 525	344	28 000	8,02	19,5
14	2 025	570	1 556	20 800	7,66	25,4
15	1 500	582	1 664	21 700	7,28	27,4
16	14 450	8 625	242	28 200	8,25	19,8
17	14 450	8 625	242	28 200	8,25	19,8
18	486	225	85	13 510	8,29	21,6
19	-	-	-	-	-	-
TOTAL PROMEDIO	16 013	9 848	487	24 380		21,0

(Secretaria de Ambiente, 2011)

Tabla 1.7. Caracterización físico - química del efluente tratado en la unidad de ósmosis

DQO (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	SST (mg/L)	Conductividad (μS/cm)	pH	T (°C)
< 30	< 50	< 50	2 310	7,32	18,5

(Secretaria de Ambiente, 2011)

Tabla 1.8. Caracterización físico - química del efluente tratado en el lecho de depuración (Salida del lecho)

DQO (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	SST (mg/L)	Conductividad (μS/cm)	pH	T (°C)
852	150	< 50	19 520	8,55	18,7

(Secretaria de Ambiente, 2011)

2. PARTE EXPERIMENTAL

En el presente trabajo se busca dimensionar un proceso de electrocoagulación para el tratamiento de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga” que presentan niveles elevados de contaminantes como: DQO (6 639 - 9 900 mg/L), sólidos totales (10 516 - 33 862 mg/L), alcalinidad (7 220 - 14 100 mg/L) y color real (810 - 3 190 Unid. Pt - Co).

Se recolectaron muestras de la piscina # 9 del relleno sanitario “El Inga”, se las caracterizó y comparó con los límites permisibles para descargas a cuerpos de agua de la ordenanza 213 del Municipio del Distrito Metropolitano de Quito.

Se emplearon 2 reactores de electrocoagulación: el primero de 6 L con 10 celdas electroquímicas y el segundo de 12 L con 20 celdas electroquímicas, se utilizaron electrodos de hierro y aluminio para determinar el tipo de ánodo que presentó las mejores remociones de los contaminantes y se disminuyó la alcalinidad existente en el lixiviado en un 80 % con CaCl_2 previo al tratamiento por electrocoagulación. Para determinar la influencia de la intensidad de corriente de las celdas electroquímicas se utilizaron diferentes intensidades de corriente entre 20 y 60 A, en intervalos de 10 A y posteriormente, para determinar la influencia de la variación del flujo de alimentación se realizaron ensayos a 10, 30 y 50 L/h, con lo que se consiguieron valores aceptados por la ordenanza 213 para la descarga del efluente.

Finalmente, se realizó el dimensionamiento del proceso para un flujo de alimentación de $200 \text{ m}^3/\text{día}$ de lixiviado, el que consta de una etapa de mezcla del lixiviado con CaCl_2 previa a la electrocoagulación y posteriormente un proceso de filtración lenta en arena para la retención de sólidos y un lecho de secado para los lodos resultantes.

En la Figura 2.1. se muestra la secuencia de los ensayos realizados en el tratamiento de electrocoagulación del lixiviado.

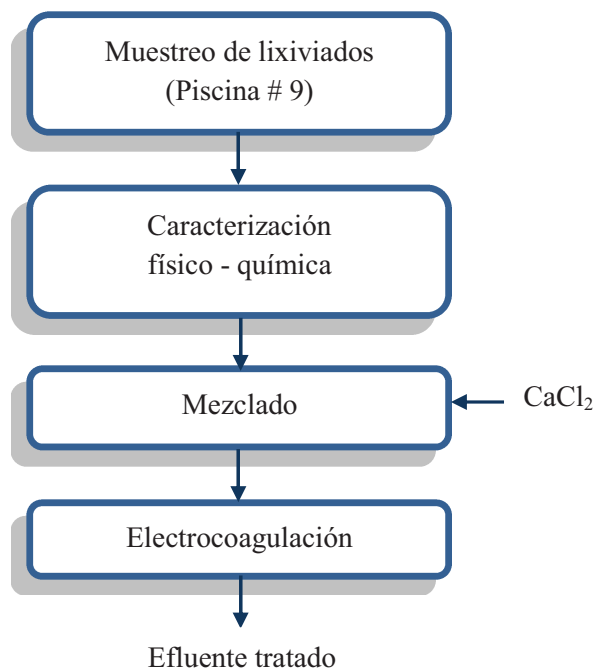


Figura 2.1. Secuencia de los ensayos realizados en el tratamiento de electrocoagulación del lixiviado

2.1. MUESTREO Y CARACTERIZACIÓN DE LAS AGUAS LIXIVIADAS

2.1.1. MUESTREO DE AGUAS LIXIVIADAS

El muestreo bien dirigido asegura la validez de los resultados analíticos, por lo que las muestras deben representar a la masa de agua y no debe haber cambios físico - químicos entre el tiempo de muestreo y el tiempo de análisis (Fair et al., 1989, p. 49).

Las muestras fueron tomadas del relleno sanitario “El Inga” del Distrito Metropolitano de Quito, que tiene una producción diaria aproximada de 200 m³ de lixiviado. Se localizó la piscina # 9 que se muestra en la Figura 2.2., la que mantiene un bombeo constante para garantizar la homogeneidad de la muestra (EMGIRS - EP, 2011).

Se realizó un muestreo simple cada 15 min desde las 11h00 hasta las 12h30, con el fin de obtener una muestra compuesta. Se hicieron dos muestreos por mes durante 4 meses.



Figura 2.2. Piscina # 9 del relleno sanitario “El Inga”

En cada muestreo se tomó un volumen total aproximado de lixiviado de 100 L, se utilizaron 4 envases de 25 L, que fueron llenados a $\frac{3}{4}$ partes aproximadamente, para evitar riesgos de aumento de presión debido a la generación de metano durante el transporte desde el relleno sanitario “El Inga” hasta el Laboratorio de Aguas y Microbiología de la Escuela Politécnica Nacional.

- **Materiales y equipos utilizados para el muestreo de aguas lixiviadas**

Para el muestreo de lixiviados en el relleno sanitario “El Inga” se utilizaron los equipos de protección personal y materiales adecuados que se detallan a continuación y pueden ser observados en la Figura 2.3.:

- 1 Recipiente de muestreo de 20 L
- 4 recipientes plásticos de 25 L
- Embudo
- Mandil

- Traje para muestreo
- Guantes
- Mascarilla
- Gafas
- Casco
- Botas

En la Figura 2.3. se expone una foto del muestreo llevado a cabo en la piscina # 9 del relleno sanitario “El Inga”.



Figura 2.3. Muestreo de lixiviados en la piscina # 9 del relleno sanitario “El Inga”

2.1.2. CARACTERIZACIÓN FÍSICO - QUÍMICA DE LAS AGUAS LIXIVIADAS

La caracterización físico - química de las muestras provenientes de la piscina # 9 del relleno sanitario “El Inga” del Distrito Metropolitano de Quito, se llevó a cabo en el Laboratorio de Aguas y Microbiología de la Escuela Politécnica Nacional, con el fin de determinar el nivel de contaminación del agua lixiviada y del efluente del sistema de tratamiento de electrocoagulación propuesto.

Los materiales, equipos y reactivos utilizados durante la caracterización se detallan a continuación:

2.1.2.1. Materiales utilizados para la caracterización físico - química de las aguas lixiviadas

- Balones del rotavapor
- Buretas de 10, 25 y 50 mL
- Celdas de 25 mL
- Conos Imhoff
- Cápsulas de porcelana
- Desecador
- Embudo de filtración
- Embudos de separación de 500 mL
- Erlenmeyers de 250 y 500 mL
- Guantes
- Mascarillas
- Papel filtro
- Pedestal y porta bureta
- Picetas
- Pipetas graduadas de 2, 10, 25 y 50 mL
- Porta conos
- Porta embudo
- Propipetas
- Probetas graduadas de 500 mL
- Vasos de precipitación de 10, 50, 100, 250, 500 y 1 000 mL
- Varillas de agitación

2.1.2.2. Equipos utilizados para la caracterización físico - química de las aguas lixiviadas

- Balanza analítica, KERN & SohnGmbtt, 10 mg - 220 g, 0,1 mg
- Baño maría
- Bomba de vacío, EMERSON, 1/3 HP, 1 725 RPM
- Conductivímetro, HANNA Instruments
- Espectrofotómetro, HACH DR/2000
- Estufa, Precision Scientific, 35 °C - 200 °C, 1 °C
- Medidor de oxígeno disuelto, ORION, modelo 840, 0,1 mg/L
- Mufra, QUINCY LAB INC., 10 °C - 260 °C, 5 °C
- pH-metro, HANNA Instruments, modelo 8521
- Reactor de DQO, PALINTEST, 0 - 160 °C, 1 °C
- Rotavapor, BUCHI 461 Water Bath, 0 °C - 100 °C, 5 °C
- Turbidímetro, HACH, modelo 2100 A, 0,1 NTU - 1 NTU

2.1.2.3. Reactivos utilizados para la caracterización físico - química de las aguas lixiviadas

- Ácido sulfúrico H_2SO_4 , 0,02 N, f = 1,1500, LAM
- Ácido sulfúrico H_2SO_4 , 14,5 N, f = 0,961538, LAM
- Ácido sulfúrico H_2SO_4 , 95 - 97 %, MERCK
- Buffer dureza 1, HACH Company World Headquarters
- Cloroformo, 99,0 - 99,4 %, MERCK
- EDTA, 0,02 N, HACH Company World Headquarters
- Hexano, $\geq 96,0$ %, MERCK
- Hidróxido de potasio KOH, 8 N, f = 1,09956, LAM
- Indicador de fenolftaleína, 0,1 %, LAM
- Indicador rojo de metilo, verde de bromocresol, HACH Permachem Reagents
- Reactivo CalVer 2, indicador de calcio, HACH Permachem Reagents
- Reactivo ManVer 2, HACH Permachem Reagents
- Reactivo Polvo Fenol, HACH Permachem Reagents
- Reactivo Polvo Fenol 2, HACH Permachem Reagents
- Reactivo NitraVer 5 Nitrato, HACH Permachem Reagents
- Sulfato de mercurio $HgSO_4$, 99,1 %, BAKER Analyzed Reagent
- Sulfato de plata Ag_2SO_4 , 98,5 %, FISHER Scientific

2.1.2.4. Metodología utilizada para la caracterización físico - química de las aguas lixiviadas

Los parámetros fisicoquímicos utilizados en el desarrollo del presente proyecto fueron:

- | | |
|--------------------------------|-------------------------------------|
| • Aceites y grasas (mg/L) | • Dureza cálcica y magnésica (mg/L) |
| • Alcalinidad (mg/L $CaCO_3$) | • DQO (mg/L) |
| • Color real (Unid. Pt - Co) | • Fenoles (mg/L) |
| • Conductividad (mS/cm) | |

- Nitratos (mg/L)
- Oxígeno disuelto (mg/L)
- pH
- Sólidos sedimentables, disueltos y totales (mg/L)
- Turbidez (NTU)

Los procedimientos utilizados para la determinación de cada parámetro de estudio están determinados en el Standar Methods de APHA, AWWA Y WPCF, para el análisis de agua y agua contaminada y en los procedimientos específicos contenidos en los requerimientos de la norma ISO 17025:2005, para el Laboratorio de Aguas y Microbiología del Laboratorio del Acelerador de Electrones (LAE) de la Escuela Politécnica Nacional.

Un resumen de los métodos utilizados en la determinación de los parámetros físico - químicos contemplados en el presente estudio se presenta a continuación:

a) Método gravimétrico para la determinación de aceites y grasas (Hexane extractable gravimetric method 10056) (Hach Company, 1992, p. 445)

- Se agitó la muestra para homogeneizarla y se filtró.
- Se realizó la dilución de la muestra de acuerdo al color de la muestra.
- Se trasvasó 300 mL de la muestra a un embudo de separación.
- Se pipeteó 5 mL de ácido sulfúrico 14,5 N a la muestra.
- Se añadió 25 mL de hexano a la muestra en el embudo de separación, se homogeneizó y se descargó los gases contenidos en el embudo.
- Se dejó en reposo el embudo para que se separe la emulsión contenida y se descargó la fase inferior del embudo de separación a un vaso de precipitación.
- Se taró un balón y se descargó la muestra desde el embudo de separación.
- Se lavó el embudo con una pequeña cantidad de hexano y se descargó en el balón, para la descarga se colocó algodón en la parte inferior del embudo.
- Se evaporó el hexano en un rotavapor a 60 °C y posteriormente en la estufa a 105 °C por 1 hora para que evapore el agua que pudo haber quedado en el balón.

- Se llevó el balón al desecador, se dejó enfriar y se lo pesó.

El resultado se reportó según la siguiente fórmula:

$$\text{Aceites y grasas} = \frac{(P_f - P_o) * 1\,000}{3} \quad [2.1]$$

Donde:

P_f : Peso final del balón (mg)

P_o : Peso inicial del balón (mg)

b) Método de titulación para la determinación de la alcalinidad (Buret titration method 8221) (Hach Company, 1992, p. 66)

- Se homogeneizó la muestra y se descargó una alícuota en un vaso de precipitación.
- Se midió el pH. Si el pH de la muestra fue mayor o igual a 8,3 se realizaron los ensayos de alcalinidad fenolftaleína, caso contrario el valor de alcalinidad fenolftaleína fue cero.

En la Tabla 2.1. se exponen los volúmenes de muestra a seleccionar.

Tabla 2.1. Volumen de la muestra a seleccionar

RANGO (mg/L de CaCO ₃)	MUESTRA (mL)	FACTOR DE CONVERSIÓN A CaCO ₃
0 - 500	50	20
400 - 1 000	25	40
1 000 - 2 500	10	100
2 000 - 5 000	5	200

(Hach Company, 1992, p. 66)

Alcalinidad fenolftaleína

- De acuerdo al color que presentó la muestra se realizó la dilución.
- Se pipeteó el volumen de la muestra seleccionada de acuerdo a lo expuesto en la Tabla 2.1.
- Se agregó 2 - 3 gotas de indicador fenolftaleína a la muestra y se homogeneizó la mezcla hasta el cambio de color a rosado.
- Se llenó la bureta con 25 mL de ácido sulfúrico 0,02 N y se descargó el ácido sulfúrico hasta que la muestra pasó de color rosado a transparente.

Alcalinidad total

- Se hizo la dilución de la muestra de acuerdo al color que presentó.
- Se pipeteó el volumen de muestra seleccionado de la Tabla 2.1.
- Se agregó el contenido de un sachet de polvo de indicador rojo de metilo - verde de bromocresol y se homogeneizó la mezcla hasta que cambió a color verde.
- Se llenó la bureta de 25 mL con ácido sulfúrico 0,02 N y se tituló la muestra. Se agitó hasta que cambió de color verde a rojo carmín.

El resultado se evaluó con la siguiente relación:

$$D_{alcalinidad} = A * F \quad [2.2]$$

Donde:

$D_{alcalinidad}$: Alcalinidad fenolftaleína como CaCO_3 (mg/L)

A: Ácido sulfúrico gastado (mL)

F: Factor de acuerdo a la Tabla 2.1.

Se multiplicó por el factor de dilución y se verificó si estaba dentro del rango establecido por la Tabla 2.1.

c) Método espectrofotométrico para la determinación del color real (Platinum - cobalt standard method 8025) (Hach Company, 1992, p. 265)

- Se homogeneizó la muestra y se la filtró al vacío.
- Se pipetearon 25 mL de muestra contenida en el vaso de precipitación a una celda de 25 mL (muestra preparada).
- Se pipetearon 25 mL de agua destilada con una pipeta graduada a otra celda de 25 mL (blanco).
- Se seleccionó el programa para determinación de color en el espectrofotómetro y se reguló la longitud de onda a 455 nm. Se introdujo el blanco y se encendió el equipo.
- Se introdujo la muestra preparada y se determinó el color real.

Se verificó que el resultado esté dentro del rango establecido por el equipo (0 - 500 unidades) y se reportó la determinación de color real en Unid. de Pt-Co.

d) Método para la determinación de la conductividad (Direct measurement method 8160) (Hach Company, 1992, p. 268)

- Se escogió el rango de conductividad que se va a utilizar de acuerdo a la muestra a analizar.
- Se agitó la muestra y se descargó una alícuota en un vaso de precipitación.
- Se sumergió el electrodo dentro de la muestra y se midió la conductividad en $\mu\text{S/cm}$ ó mS/cm .

e) Método de titulación para la determinación de la dureza cálcica (Buret titration method 8222) (Hach Company, 1992, p. 306)

- Se agitó la muestra para homogeneizarla y se filtró la muestra.
- Se realizó la dilución de la muestra de acuerdo al color que ésta presentó.
- Se tomó la cantidad de muestra seleccionada de la Tabla 2.1.

- Se pipeteó 1 mL de hidróxido de potasio y se añadió a la muestra contenida en el erlenmeyer, se agregó el contenido del reactivo CalVer 2 y se agitó la muestra hasta que cambió el color a rosado.
- Se llenó la bureta de 25 mL con EDTA 0,02 N, se tituló la muestra hasta que la muestra cambió el color de rosado a azul.

f) Método de titulación para la determinación de la dureza total (Manver 2 buret titration method 8226) (Hach Company, 1992, p. 318)

- Se agitó la muestra para homogeneizarla y se filtró.
- Se realizó la dilución de acuerdo a la coloración que la muestra presentó.
- Se pipeteó el volumen seleccionado de la Tabla 2.1. a un erlenmeyer y se colocó 1 mL de solución buffer dureza 1 a la muestra.
- Se agregó el contenido de 1 sachet de reactivo ManVer 2 indicador de dureza a la muestra y se homogeneizó hasta que la muestra cambió a color rosado.
- Se llenó una bureta de 25 mL con EDTA 0,02 N y se lo descargó en la mezcla contenida en el erlenmeyer hasta que cambió de color rosado a azul.

Se determinaron los mililitros de EDTA gastados y se evaluaron los resultados de dureza cálcica y total, según el caso, con la ecuación 2.3.:

$$\text{Dureza} = A * F \quad [2.3]$$

Donde:

A: Cantidad de EDTA gastado (mL)

F: Factor de acuerdo a la Tabla 2.1.

El resultado se multiplicó por el factor de dilución, y se verificó que el valor de dureza esté dentro del rango establecido en la Tabla 2.1.

g) Método espectrofotométrico para la determinación de DQO (Reactor digestión method 8000)

- Se prepararon pares de viales como se indica en el Anexo II.
- Se agitó la muestra para homogeneizarla y se realizó la dilución de la muestra si era necesario.
- Se pipetearon 2 mL de la muestra a un vial, se homogeneizó y se colocó en el reactor de DQO (muestra).
- Se pipetearon 2 mL de agua destilada a un vial y se homogeneizó (blanco).
- Se colocaron los viales en el reactor y se los dejó durante 2 h a 150 °C.
- Una vez transcurrido el tiempo de reacción, se sacó los viales del digestor y se los dejó enfriar a temperatura ambiente.
- En el espectrofotómetro HACH se seleccionó el programa almacenado para determinar DQO y se seleccionó una longitud de onda de 600 nm.
- Se enceró con el blanco y posteriormente se leyó el vial de la muestra.

El DQO fue determinado en mg O₂/L y el resultado final se multiplicó por el factor de dilución. Además, se verificó que el resultado esté dentro del rango establecido por el equipo (0 - 1 000 mg O₂/L de DQO).

h) Método espectrofotométrico para la determinación de fenoles (4 - amino antipyrine method 8047) (Hach Company, 1992, p. 513)

- Se homogeneizó la muestra y se filtró al vacío.
- Se realizó la dilución de la muestra de acuerdo al color que presentó.
- Se trasladó 300 mL de agua destilada a un embudo de separación de 500 mL (blanco).
- Se trasladó 300 mL de la muestra a un embudo de separación de 500 mL (muestra preparada).
- Se pipetearon 5 mL de solución Buffer Dureza 1 al blanco y a la muestra preparada y se homogeneizaron.

- Se adicionó el contenido de 1 sachet de reactivo de Fenol al blanco y a la muestra preparada y se homogeneizaron.
- Se agregó el contenido de 1 bolsa de polvo Fenol 2 al blanco y a la muestra preparada y se homogeneizaron las mezclas.
- Se añadió 30 mL de cloroformo al blanco y a la muestra preparada, se agitaron las mezclas para homogeneizarlas y se dejaron reposar hasta que se formaron las fases de cloroformo y agua.
- Se descargaron las fases de cloroformo a las celdas de 25 mL.
- En el espectrofotómetro se introdujo el blanco en la porta celdas y se encendió el equipo a una longitud de onda de 460 nm.
- Se introdujo la celda con muestra en el porta celdas y se leyó la muestra.

Se verificó que el resultado esté dentro del rango 0 - 0,2 mg de fenol/L, establecido por el equipo y se reportó el resultado en mg de fenol /L..

i) Método espectrofotométrico para la determinación de nitratos (Cadmium reduction method 8039) (Hach Company, 1992, p. 400)

- Se homogeneizó la muestra, se descargó un volumen adecuado en un vaso de precipitación y se realizó la filtración de la muestra.
- Se realizó la dilución de acuerdo al color que presentó la muestra.
- Se pipetearon 25 mL de la muestra, se agregó el contenido de 1 sachet de reactivo NitraVer 5 Nitrato y se agitó unos segundos hasta que se homogeneizó (muestra preparada).
- Se esperó un total de 6 minutos para asegurar que el color se desarrolle.
- Se pipeteó 25 mL de la muestra con una pipeta graduada a otra celda de 25 mL (blanco).
- Se encendió el espectrofotómetro a una longitud de onda de 500 nm con el blanco y posteriormente se leyó la celda con la muestra preparada.

El resultado se expresó en mg de NO_3^- -N/L y se verificó que el resultado esté dentro del rango 0 - 30 mg de NO_3^- -N/L.

j) Método para la determinación del oxígeno disuelto (Oxigen Meter Orion)

- Se agitó la muestra y se descargó una alícuota en un vaso de precipitación.
- Se sumergió el electrodo dentro de la muestra contenida en el vaso de precipitación, se agitó suavemente el electrodo y se esperó a que se estabilice la medida de oxígeno disuelto.

Se reportó como mg de O₂/L.

k) Método para determinar pH (Electrode method 8156) (Hach Company, 1992, p. 510)

- Se agitó la muestra y se descargó una alícuota en un vaso de precipitación.
- Se sumergió el electrodo en la muestra contenida en el vaso de precipitación y se reportó en unidades de pH.

l) Método gravimétrico para determinar sólidos disueltos (LAM/POE/38) (Piruch, 2006, p. 379)

- Se homogeneizó la muestra y se filtró la muestra.
- Se taró una cápsula de porcelana.
- Se tomó 100 mL de la muestra y se secó por evaporación
- Se introdujo la cápsula en la estufa a 110 °C durante 2 h. Transcurrido este tiempo se la sacó de la estufa y se la colocó en el desecador por media hora.
- Se sacó la cápsula del desecador y se la pesó.

El resultado de sólidos disueltos fue evaluado con la siguiente relación:

$$SD = \frac{P_f - P_o}{V} \quad [2.4]$$

Donde:

SD : Sólidos disueltos (mg/L)

P_o : Peso inicial de la cápsula de porcelana (mg)

P_f : Peso final de la cápsula de porcelana (mg)

v : Volumen de la muestra (L)

El resultado fue reportado como mg/L de sólidos totales disueltos.

m) Método gravimétrico para determinar los sólidos sedimentables (Direct measurement method 8165) (Hach Company, 1992, p. 600)

- Se homogeneizó la muestra y se descargó una alícuota en un vaso de precipitación y posteriormente se colocó la muestra en un cono Imhoff.
- Se dejó reposar la muestra 45 min y se agitó ligeramente las paredes del cono Imhoff con una varilla, con el fin de desprender las partículas del cono.
- Se dejó reposar por otros 15 min y se leyó el volumen de partículas precipitadas en el fondo del cono.

Se reportó el resultado en mL/L de sólidos sedimentables.

n) Método gravimétrico para la determinación de sólidos totales (Gravimetric method 8271) (Hach Company, 1992, p. 604)

- Se agitó la muestra para homogeneizarla.
- Se taró una cápsula de porcelana y se la colocó en baño maría.
- Se tomó 100 mL de la muestra, se trasvasó a la cápsula y se dejó hasta que se evapore por completo el agua.
- Se introdujo la cápsula en la estufa a 110 °C por 2 h.
- Se pesó la cápsula de porcelana en la balanza analítica.

Se evaluaron los resultados de sólidos totales con la ecuación:

$$ST = \frac{P_f - P_o}{V} \quad [2.5]$$

Donde:

ST: Sólidos totales (mg/L)

P_o: Peso inicial de la cápsula de porcelana (mg)

P_f: Peso final de la cápsula de porcelana (mg)

V: Volumen de la muestra (L)

o) Método nefelométrico para la determinación de la turbidez (Turbidimeter 2100p Hach)

- Se agitó la muestra y se descargó una alícuota en un vaso de precipitación.
- Se colocó la muestra en la celda del turbidímetro, se agitó y tapó.

Se procedió a medir en el turbidímetro y se reportó el resultado en unidades NTU.

2.2. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN A ESCALA DE LABORATORIO

Para el presente estudio se construyó un reactor de electrocoagulación con base en el diseño y las dimensiones del Reactor de 6 L existente en el Laboratorio de Aguas y Microbiología del Departamento de Ciencias Nucleares.

Inicialmente, se consideró necesario que el nuevo reactor tenga el doble de celdas electroquímicas del Reactor de 6 L debido a las características propias del lixiviado y de su alto contenido de demanda química de oxígeno.

2.2.1. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN DE 12 L

Se dimensionó un reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio con una capacidad de 12 L, con la siguiente distribución de zonas:

- a) Zona de sedimentación o región inferior del reactor, donde se depositan los lodos sedimentados o lodos más densos que equivale a un $\frac{1}{4}$ del volumen total del reactor.
- b) Zona de reacción o región media donde se encuentran los electrodos y donde se dan las reacciones electroquímicas que equivale a los $\frac{2}{4}$ del volumen total del reactor
- c) Zona de flotación o región superior donde se localizan las espumas y los lodos de flotación que son lodos menos densos que el agua, equivalente a un $\frac{1}{4}$ del volumen total del reactor.

Las zonas de distribución del reactor de electrocoagulación se pueden observar en la Figura 2.4.:

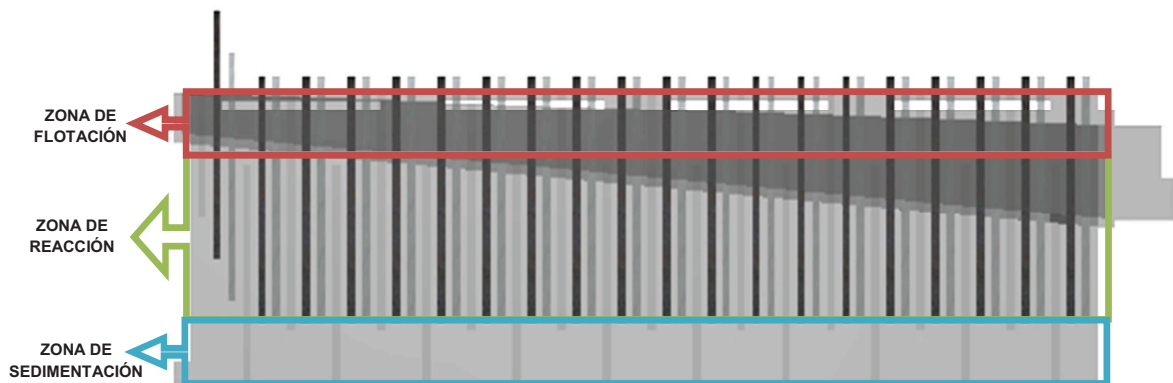


Figura 2.4. Zonas de distribución en el reactor de electrocoagulación de 12 L

El reactor es de tipo flujo pistón y se divide internamente en 10 compartimientos de iguales dimensiones, donde se dan las reacciones químicas de disminución de contaminación del agua tratada.

Cada compartimento está constituido por los electrodos y las placas separadoras de plástico, que fueron dispuestos de tal manera que formen un circuito en forma de S, lo que permite el desplazamiento vertical del flujo de agua. Así, se consigue un efecto de agitación mecánica, se eliminan las zonas muertas y se aumenta el tiempo de residencia del agua a tratarse.

El ingreso del agua lixiviada es por parte inferior posterior del reactor, fluye en forma longitudinal a través de las celdas y sale por la parte superior por medio de un canal longitudinal, la evacuación de las espumas y sólidos flotantes se realiza por medio de canales laterales.

Los electrodos que forman las celdas electroquímicas se diseñaron como placas rectangulares, 20 placas de aluminio y 20 placas de hierro; cada celda está formada por dos electrodos, uno de aluminio y otro de hierro; cada compartimento por dos celdas, tanto los compartimentos como las celdas van separados por una placa de polimetacrilato de metilo.

En los dos reactores de electrocoagulación, se determinaron los tiempos de residencia a diferentes flujos de alimentación.

- **Determinación del tiempo de residencia del fluido en los reactores**

Antes de iniciar con las pruebas de remoción de la contaminación del lixiviado por el proceso de electrocoagulación se determinaron los tiempos de residencia del fluido de los reactores de 6 litros (6 L) con 10 celdas y de 12 litros (12 L) con 20 celdas electrolíticas a diferentes flujos de alimentación.

- a) **Materiales y equipos para la determinación del tiempo de residencia del fluido en los reactores**

- Probeta de 1 000 mL

- Recipiente de alimentación
- Reactores de electrocoagulación de 6 L y 12 L
- Electroodos de hierro y aluminio
- Placas de polimetacrilato de metilo

b) Reactivos para la determinación del tiempo de residencia del fluido en los reactores

- Permanganato de potasio, BAKER, 99,2 %

c) Procedimiento para la determinación del tiempo de residencia del fluido en los reactores

El procedimiento para la determinación del tiempo de residencia del fluido en los dos reactores se describe a continuación:

- Se instaló el reactor con los electrodos de hierro, aluminio y las placas de polimetacrilato de metilo y se llenó el reactor con agua.
- El flujo de alimentación al reactor fue regulado mediante una llave de paso y se midió al tomar un volumen determinado del fluido a la salida del reactor con una probeta al tiempo cronometrado.
- Se añadió el trazador constituido por una solución concentrada de permanganato de potasio al flujo inicial de alimentación al reactor.
- Se contabilizó el tiempo que tardó el trazador en llegar a la salida del reactor.
- El procedimiento descrito se realizó a diferentes flujos de alimentación.
- Se graficó la curva, tiempo de residencia respecto a flujo de alimentación al reactor.

2.2.2. ESTUDIO DEL PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN

2.2.2.1. Materiales y equipos utilizados en el proceso de electrocoagulación

- Reactor de electrocoagulación de 6 L
- Reactor de electrocoagulación de 12 L
- Electroodos de hierro y aluminio
- Placas de polimetacrilato de metilo
- Fuentes de corriente continua: GW INSTEJ PSH - 6018A, 0 A - 18 A, 0,01 A y ImE3, 0 A - 60 A, 1 A

2.2.2.2. Proceso de electrocoagulación

El procedimiento seguido, de manera general, en el proceso de electrocoagulación se describe a continuación:

- Se instaló el reactor de electrocoagulación y se comprobó que las conexiones eléctricas estén acopladas correctamente.
- Se llenó el reactor con agua antes de dejar ingresar el lixiviado.
- Se colocó el lixiviado a tratar en el recipiente de alimentación. Se abrió la llave de paso y se reguló el flujo de alimentación a 10 L/h, con el uso de una probeta y un cronómetro.
- Cuando el lixiviado ingresó a la primera celda, se encendió la fuente reguladora de corriente continua que previamente fue fijada a las condiciones definidas de acuerdo al ensayo.
- Transcurrido el tiempo de residencia, se tomaron muestras a los 15 min, 30 min, 45 min y 60 min, se las etiquetó y almacenó bajo refrigeración, para conservar sus características.
- Se realizaron los análisis físico - químicos especificados en el ítem 2.1.2. para la caracterización de las muestras.

2.3. DETERMINACIÓN DE LAS MEJORES CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN A ESCALA DE LABORATORIO

Para encontrar las mejores condiciones de operación del proceso a escala de laboratorio, se realizaron estudios en los siguientes reactores de electrocoagulación:

- Reactor de 6 L con 10 celdas electroquímicas.
- Reactor de 12 L con 20 celdas electroquímicas.

Las variables estudiadas en el reactor de electrocoagulación de 12 L fueron:

- a) Tipo de ánodo en las celdas electroquímicas.
- b) Adición de cloruro de calcio y la alcalinidad.
- c) Recirculación del lixiviado tratado por electrocoagulación.

Las variables estudiadas en el reactor de electrocoagulación de 6 L fueron:

- a) Tamaño del reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio.
- b) Alimentación de intensidad de corriente diferenciada a las celdas electroquímicas.
- c) Intensidades de corriente alimentada a las celdas electroquímicas.
- d) Flujos de alimentación de lixiviado.

La capacidad de remoción de los contaminantes presentes en los lixiviados se determinó mediante la comparación entre los análisis físico - químicos del agua lixiviada antes y después de pasar por el proceso de tratamiento por electrocoagulación.

2.3.1. INFLUENCIA DEL TIPO DE ÁNODO A UTILIZAR EN LAS CELDAS ELECTROQUÍMICAS DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

Para determinar el tipo de ánodo a utilizarse en el estudio, se hizo un primer ensayo con ánodos de hierro y otro con ánodos de aluminio bajo las mismas condiciones de operación del reactor de electrocoagulación.

Se utilizó el lixiviado de características similares.

El procedimiento para determinar el tipo de ánodo a utilizar fue:

- Se instaló el reactor de electrocoagulación y se comprobó que las conexiones estén acopladas correctamente.
- Se llenó el reactor con agua antes de la alimentación del lixiviado.
- Se alimentó el lixiviado a tratarse, desde el recipiente de alimentación a través de la llave de paso hasta el reactor; se reguló el flujo de alimentación a 10 L/h, con el uso de una probeta y un cronómetro.
- Cuando el lixiviado ingresó a la primera celda del reactor se alimentó la energía eléctrica desde la fuente de corriente continua, fijada a 20 A.
- Transcurrido el tiempo de residencia en el reactor, se tomaron muestras del efluente a los 15, 30, 45 y 60 min y se las almacenó bajo refrigeración.
- Se realizaron los análisis físico - químicos especificados en el ítem 2.1.2. para caracterizar las muestras tratadas.

Con los resultados obtenidos se realizaron las gráficas comparativas entre los porcentajes de remoción de DQO, aceites y grasas, alcalinidad, color real, fenoles, nitratos, sólidos, turbidez, calcio, magnesio y los valores de pH y oxígeno disuelto de los dos ensayos, el uno con ánodos de hierro y el otro con ánodos de aluminio.

Se escogió el material de los ánodos de la celda electroquímica que dio mejores resultados de descontaminación.

2.3.2. VARIACIÓN DE LA ALCALINIDAD POR ADICIÓN DE CLORURO DE CALCIO (CaCl₂)

La adición de CaCl₂ influye en el cambio de la conductividad del lixiviado y precipita los carbonatos presentes en el lixiviado, lo que permite que exista un flujo continuo a través de los electrodos en vista que se elimina parte de la alcalinidad que está presente en el lixiviado.

Se determinó la cantidad de CaCl₂ a utilizar mediante una serie de pruebas de alcalinidad con el siguiente procedimiento:

- Se agregó 0,15 g de CaCl₂ en 50 mL de lixiviado, se agitó hasta su disolución completa y se dejó en reposo durante 1 hora.
- Se analizó la alcalinidad de la fase superior.
- Se hicieron ensayos con 0,2, 0,25, 0,3, 0,35 y 0,4 g de CaCl₂, con el procedimiento descrito anteriormente.
- Se realizó la gráfica de la cantidad de CaCl₂ añadido versus el porcentaje de remoción de la alcalinidad, y con la ecuación de la línea de tendencia se determinó la cantidad de CaCl₂ a añadirse para la disminución de la alcalinidad en un 80 %, aproximadamente.

2.3.3. INFLUENCIA DE LA RECIRCULACIÓN DEL LIXIVIADO TRATADO POR ELECTROCOAGULACIÓN

Debido a la dificultad en la eliminación de la contaminación de las aguas lixiviadas para determinar la influencia de la recirculación del lixiviado en el estudio, se hicieron dos pruebas de recirculación del lixiviado a 20 A, la primera únicamente con el lixiviado y la segunda con lixiviado más CaCl₂.

Los resultados obtenidos se compararon con los resultados sin recirculación del lixiviado con y sin CaCl₂ al mismo amperaje. El procedimiento utilizado para realizar las pruebas de recirculación del lixiviado es descrito a continuación:

- Se llenó el reactor con agua antes de iniciar el proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación.
- Se alimentó el lixiviado a tratarse en el recipiente de alimentación. Se reguló el flujo de alimentación a 10 L/h, por medio de una probeta y un cronómetro.
- Al momento que el lixiviado ingresó a la primera celda del reactor se procedió a la alimentación de la energía eléctrica hacia la fuente de corriente continua previamente fijada a 20 A.
- Se recolectó el efluente durante 1 h y luego se lo recirculó.
- Transcurrido el tiempo de residencia del lixiviado en el reactor, se tomaron muestras del efluente a los 15, 30, 45 y 60 min, se las etiquetó y almacenó.
- Se analizaron las muestras con los procedimientos descritos en el ítem 2.1.2.

2.3.4. INFLUENCIA DEL TAMAÑO DEL REACTOR

Con los parámetros obtenidos en las pruebas de determinación del tipo de ánodo a utilizarse, la adición de CaCl_2 y la prueba de recirculación, se hizo una prueba para determinar si estas condiciones reflejan resultados similares al utilizar un reactor más pequeño, con la finalidad de reducir costos y facilitar la manipulación a escala de laboratorio. En esta prueba se realizaron los análisis de los parámetros físico - químicos más importantes: DQO, turbidez y color.

2.3.5. INFLUENCIA DE LA ALIMENTACIÓN DE INTENSIDAD DE CORRIENTE DIFERENCIADA A LAS CELDAS ELECTROQUÍMICAS DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

La diferenciación de la alimentación de corriente a las celdas electroquímicas del reactor es una manera de reducir el consumo de energía eléctrica y la generación de lodos.

Para determinar la influencia de la diferenciación de la alimentación de corriente a las celdas electroquímicas en el estudio, se realizaron 3 ensayos:

- Intensidad de corriente continua de 30 A, que se representará como “30 A”.
- Intensidad de corriente continua de 30 A a las 3 primeras celdas electroquímicas del reactor y de 13 A a las 7 celdas electroquímicas restantes, cuya alimentación se representará como “30 A - 13 A”.
- Intensidad de corriente continua de 30 A a las 3 primeras celdas electroquímicas del reactor y de 8 A a las 7 celdas electroquímicas restantes, cuya alimentación se representará como “30 A - 8 A”.

Las pruebas fueron realizadas en el reactor de 6 L, con 10 celdas electroquímicas, lixiviado con CaCl_2 de 10 L/h, ánodos de hierro, sin recirculación.

Se siguió el procedimiento del proceso de electrocoagulación detallado en el ítem 2.2.2. Las muestras se analizaron con base en los procedimientos de caracterización de las aguas lixiviadas descritos en el ítem 2.1.2. y se determinó la mejor combinación de amperaje de alimentación a las celdas.

El equipo utilizado está formado por dos fuentes de corriente continua, una fuente rectificadora trifásica para las primeras 3 celdas electroquímicas del reactor y otra fuente para las 7 celdas restantes del reactor de electrocoagulación.

2.3.6. INFLUENCIA DE LA INTENSIDAD DE CORRIENTE CONTINUA DE LAS CELDAS DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

Para determinar la influencia de la intensidad de corriente de las celdas electroquímicas en el estudio, se utilizaron diferentes intensidades de corriente entre 20 y 60 A, en intervalos de 10 A. Las intensidades de corriente utilizadas en las 3 primeras celdas fueron: 20 A, 30 A, 40 A, 50 A y 60 A, para lo que se utilizó una fuente rectificadora trifásica; mientras que las 7 celdas posteriores se mantuvieron a 8 A con la fuente de corriente continua.

El lixiviado alimentado fue previamente mezclado con la cantidad de cloruro de calcio que presentó una remoción de alcalinidad del 80 % aproximadamente. Se

usó el reactor de 6 L con ánodos de hierro y cátodos de aluminio, se mantuvo constante el flujo de alimentación a 10 L/h, en todos los ensayos.

Se siguió el procedimiento descrito en el ítem 2.2.2. y posteriormente se determinó la remoción de los contaminantes presentes en los lixiviados mediante los análisis físico - químicos del agua lixiviada antes y después del proceso de tratamiento por electrocoagulación a los 15, 30, 45 y 60 min de tratamiento.

2.3.7. INFLUENCIA DE LA VARIACIÓN DEL FLUJO DE ALIMENTACIÓN DE LIXIVIADO AL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

Se procedió al estudio de la variación del flujo de alimentación del lixiviado al reactor de electrocoagulación para encontrar el flujo de alimentación del lixiviado que logre las mejores remociones de contaminantes.

Para determinar la influencia de la variación del flujo de alimentación de lixiviado en el reactor de electrocoagulación se establecieron diferentes flujos de estudio: 10 L/h, 30 L/h y a 50 L/h.

En los 3 casos se trabajó en el reactor de 6 L, con capacidad de 10 celdas electroquímicas; las 3 primeras celdas a 50 A y las 7 celdas restantes a 8 A, con ánodos de hierro. El lixiviado alimentado al reactor fue previamente mezclado con cloruro de calcio.

Se siguió el procedimiento del proceso de electrocoagulación descrito en el ítem 2.2.2. y posteriormente se determinó la remoción de los contaminantes presentes en los lixiviados mediante los análisis físico - químicos del agua lixiviada antes y después del proceso de tratamiento de electrocoagulación a los 15, 30, 45 y 60 min de tratamiento.

2.3.8. DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN DE DISMINUCIÓN DE DQO

El coeficiente cinético de la reacción electroquímica se determinó a partir de los resultados experimentales realizados en el reactor de flujo continuo de 6 L, que proyectaron las mejores condiciones de tratamiento del lixiviado (Crites, Tchobanoglous, Camargo, Pardo y Mejía, 2000, p. 114).

El coeficiente cinético se puede determinar por 2 métodos:

- a) Método de integración, y
- b) Método diferencial

- **Método de integración**

Este método es utilizado para la determinación del orden de la reacción al realizar un gráfico de concentración versus tiempo, según se muestra en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2. Métodos de integración empleados para determinar el orden de la reacción y su coeficiente cinético

EXPRESIÓN DE VELOCIDAD	FORMA INTEGRADA	COEFICIENTE CINÉTICO DE REACCIÓN
Reacción de Orden Cero: $r_c = \frac{d[C]}{dt} = -k$ [2.6]	$[C] = [C_o] - kt$ [2.7]	Representación gráfica de $[C_o]$ contra t
Reacción de Primer Orden: $r_c = \frac{d[C]}{dt} = -k[C]$ [2.8]	$\ln \left[\frac{C}{C_o} \right] = -kt$ [2.9]	Representación gráfica de $-\log[C/C_o]$ contra t
Reacción de Segundo Orden: $r_c = \frac{d[C]}{dt} = -k[C]^2$ [2.10]	$\frac{1}{[C]} - \frac{1}{[C_o]} = k$ [2.11]	Representación gráfica de $1/[C]$ contra t
Reacción de Tercer Orden: $r_c = \frac{d[C]}{dt} = -k[C]^3$ [2.12]	$\frac{1}{[C]^2} - \frac{1}{[C_o]^2} = 2k$ [2.13]	Representación gráfica de $1/[C]^2$ contra t

(Crites et al., 2000, p. 115)

- **Método diferencial**

La velocidad de reacción, en manera general, está dada por la ecuación 2.14: (Crites et al., 2000, p. 115)

$$r_c = \frac{d[C]}{dt} = -k[C]^n \quad [2.14]$$

El orden de la reacción es calculada con la ecuación 2.14 y comprobado por medio de la ecuación 2.15 (Crites et al., 2000, p. 115).

$$n = \frac{\log\left(-\frac{d[C_1]}{dt}\right) - \log\left(-\frac{d[C_2]}{dt}\right)}{\log(C_1) - \log(C_2)} \quad [2.15]$$

- **Determinación de la constante de velocidad de reacción**

La constante de la velocidad de reacción se determinó con la pendiente de la recta obtenida en la representación gráfica que permite calcular el orden de la reacción.

2.4. DIMENSIONAMIENTO DEL PROCESO DE ELECTRO-COAGULACIÓN PARA LA DESCONTAMINACIÓN DE LAS AGUAS LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO “EL INGA” PARA UN FLUJO DE 200 m³/día

El caudal máximo que se va a manejar es el caudal de generación de lixiviados del relleno sanitario “El Inga”, el cual es de 200 m³/día. Adicionalmente, se consideró el aumento de la generación de lixiviado de acuerdo al incremento poblacional del Distrito Metropolitano de Quito con una proyección de 10 años.

2.4.1. DETERMINACIÓN DEL CAUDAL DE DISEÑO DE LIXIVIADO

Para determinar el caudal de lixiviado para el diseño del reactor de electrocoagulación, se utilizó el modelo de crecimiento poblacional exponencial para el Distrito Metropolitano de Quito cuya tasa es del 2,19 %, proyectado hacia el año 2020 (Secretaría General de Planificación, 2012).

La ecuación utilizada es:

$$Pf = Pa(1 + r)^n \quad [2.16]$$

Donde:

Pf: Población futura (N° de habitantes)

Pa: Población actual (N° de habitantes)

r: Tasa de crecimiento de la población

n: Periodo de la proyección

Luego, se relaciona la población futura con la del lixiviado, para así determinar el caudal de diseño.

2.4.2. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE DESCONTAMINACIÓN DE LAS AGUAS LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO “EL INGA” MEDIANTE ELECTROCOAGULACIÓN

En la Figura 2.5. se expone el proceso de electrocoagulación propuesto para el tratamiento de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga”.

Posteriormente se describe el diseño de las unidades pertenecientes al proceso de electrocoagulación.

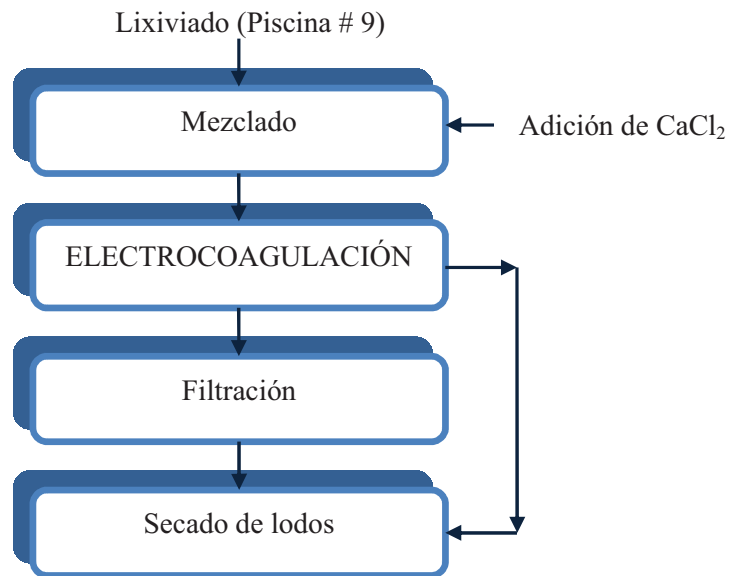


Figura 2.5. Proceso de electrocoagulación para el tratamiento de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga”

2.4.3. UNIDADES DEL PROCESO DE MEZCLA DEL LIXIVIADO CON CaCl_2

2.4.3.1. Determinación de la cantidad de CaCl_2

La cantidad de CaCl_2 que se va a utilizar por día para el tratamiento del lixiviado se determinó de acuerdo a los resultados de las pruebas realizadas a escala de laboratorio en las que se estableció la cantidad de CaCl_2 necesaria para disminuir la alcalinidad del lixiviado en un 80 % aproximadamente.

2.4.3.2. Dimensionamiento de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl_2

Debido al alto flujo diario de lixiviado a tratar, se propone la utilización de 2 tanques de mezcla y 1 tanque de reserva de iguales características. Para la homogeneización se utilizará un agitador de turbina de disco de aspas planas.

Los 3 tanques de homogeneización se diseñaron de acuerdo al esquema indicado a continuación en la Figura 2.6.

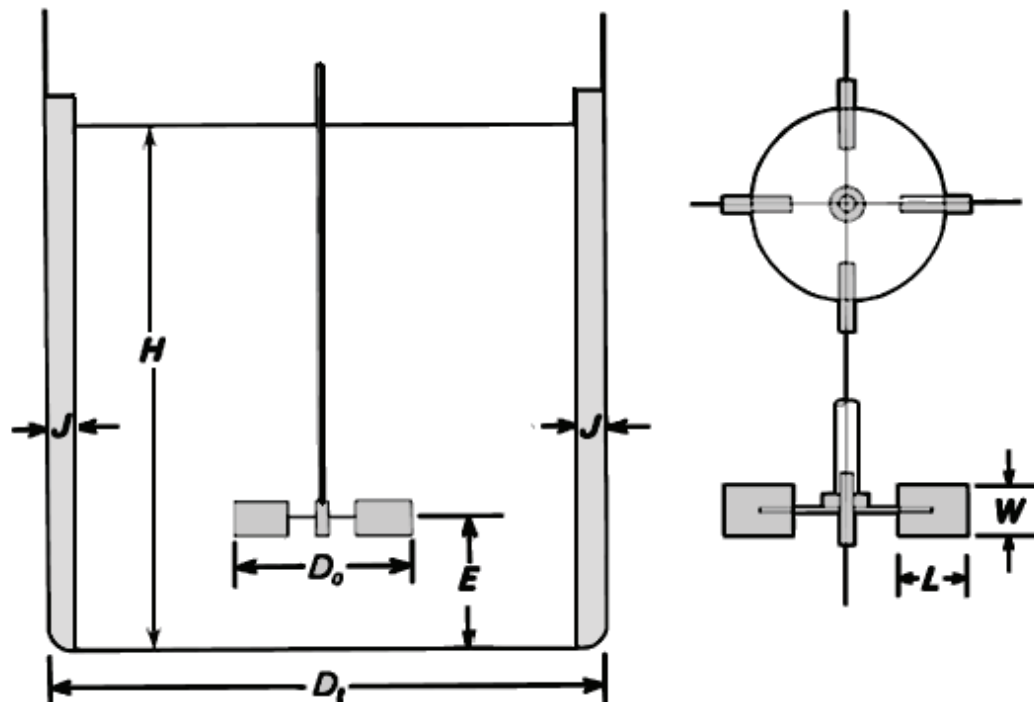


Figura 2.6. Diseño estándar de un tanque agitado (Dondé, 2005, p. 317)

Los factores de forma para el dimensionamiento del agitador se describen en las ecuaciones siguientes (Dondé, 2005, p. 317):

$$\frac{D_o}{D_t} = 0,3 \quad [2.17]$$

$$\frac{W}{D_o} = \frac{1}{5} \quad [2.20]$$

$$\frac{E}{D_o} = 1 \quad [2.18]$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad [2.21]$$

$$\frac{H}{D_t} = 1 \quad [2.19]$$

$$\frac{L}{D_o} = \frac{1}{4} \quad [2.22]$$

Donde:

D_o : Diámetro de las aspás del agitador

D_t : Diámetro del tanque

E : Distancia entre el fondo del tanque y las aspás del agitador

H : Altura del líquido

W : Ancho de las aspás del agitador

L : Longitud de las aspás del agitador

J : Espesor de las paredes del tanque

2.4.4. DENSIDAD DE CORRIENTE DE LAS CELDAS ELECTROQUÍMICAS

La densidad de corriente de las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación se calculó con las mejores condiciones de operación obtenidas experimentalmente a escala de laboratorio, respecto a la intensidad de corriente y al flujo de alimentación.

La densidad de corriente (i) está dada por la ecuación:

$$i = \frac{I}{A_T} \quad [2.23]$$

Donde:

I : Intensidad de corriente (A)

A_T : Área del electrodo (m²)

2.4.5. DETERMINACIÓN DEL VOLUMEN DE LOS REACTORES DE ELECTROCOAGULACIÓN

Para determinar el volumen del reactor se debe tener en cuenta el orden de la reacción de disminución del parámetro que define al contaminante más representativo, que en este caso es el DQO, y los resultados experimentales obtenidos del estudio de las variables: flujo de alimentación, intensidad de corriente, densidad de corriente, tiempo de residencia en el reactor, tipo de electrodo y número de celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación.

Luego de determinar el orden de la reacción se procedió a determinar el volumen del reactor de tipo flujo pistón al reemplazar la velocidad de reacción en la ecuación siguiente (Crites et al., 2000, p. 120):

$$\frac{V}{Q} = - \int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{k[C_A]^n} \quad [2.24]$$

Donde:

- V: Volumen del reactor (L)
- Q: Caudal de entrada al reactor (L/h)
- k: Constante de la velocidad de reacción (L/(mg)h)
- C_{Af} : Concentración final (mg/L)
- C_{Ao} : Concentración inicial (mg/L)

2.4.6. DETERMINACIÓN DE LAS DIMENSIONES DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

El volumen real del reactor se determinó por medio de iteraciones de las dimensiones largo, ancho, alto del reactor y se consideró el número de electrodos de las celdas electroquímicas del reactor.

Se tomó en cuenta las relaciones existentes entre las dimensiones de los electrodos y de las placas de los reactores experimentales de 6 L y 12 L y se determinaron las dimensiones del reactor con la ecuación 2.25. para un tanque rectangular:

$$V = a * b * c \quad [2.25]$$

Donde:

- V: Volumen (m³)
- a: Altura (m)
- b: Largo (m)
- c: Ancho (m)

Las iteraciones que se llevaron a cabo para el diseño del reactor de electrocoagulación se basaron en lo siguiente:

- a) Determinación global de las dimensiones del reactor sin el volumen ocupado por los electrodos y las placas de separación de las celdas y los compartimentos del reactor.
 - b) Determinación del número de compartimentos.
 - c) Determinación del volumen ocupado por los electrodos y placas de plástico, para encontrar el volumen real del reactor.
- **Número de placas en el reactor (electrodos y placas de separación de celdas y compartimentos)**

Para determinar el número de celdas electroquímicas que conformen el reactor de electrocoagulación se tomaron en cuenta las dimensiones del reactor y se aplicó la ecuación 2.26. para determinar el número de placas que contendrá el reactor (Arango y Garcés, 2007, p. 64):

$$N_p = \frac{\text{Largo de la celda} - 2 * (\text{Distancia entre electrodos y caras laterales})}{(\text{Separación entre las Celdas}) + (\text{Espesor de electrodos})} \quad [2.26]$$

2.4.7. DIMENSIONAMIENTO DEL FILTRO DE ARENA

Para dimensionar el filtro de arena se determinó primeramente el área de la superficie del filtro mediante la ecuación 2.27. indicada a continuación (Weber, 2003, p.63):

$$A_{\text{filtro}} = \frac{Q}{t_f} \quad [2.27]$$

Donde:

- Q: Caudal de filtración (m³/día)
 t_f: Tasa de filtración (m³/m²/día)

Se determinó el número de filtros necesarios para el caudal de diseño del reactor de electrocoagulación, mediante la ecuación 2.28 (Weber, 2003, p.57):

$$n = \frac{1}{4} * \sqrt{Q} \quad [2.28]$$

Donde:

n : Número de filtros

Para determinar las dimensiones del tanque de filtrado, se asumió una relación largo/ancho de 1,2 y un factor de seguridad del 30 %.

Generalmente se utiliza arena como medio filtrante que reposa sobre un lecho de grava o carbón activado. El lecho filtrante comúnmente está compuesto por (GITS, 2012; Weber, 2003, p.170):

- Arena entre 0,3 m y 0,4 m para la zona bacteriológica
- Arena entre 0,4 m y 0,5 m para la zona de oxidación y
- Arena de reserva 0,5 cm
- Capa de grava entre 0,15 m a 0,3 m como soporte

Por último, se determinó la altura de la capa de agua sobrenadante, con la ecuación 2.29 (GITS, 2012), indicada a continuación:

$$H = \frac{t_f}{k} * L \quad [2.29]$$

Donde:

H : Altura del agua sobrenadante (m)

t_f : Tasa superficial de filtración ($m^3/m^2/día$)

k : coeficiente de permeabilidad de la arena (m/día)

L : Espesor de la capa de arena (m)

La altura total del tanque de filtración se calculó con la ecuación 2.30. (Organización Panamericana de la Salud, 2005a, p.15):

$$H_F = H_{sobrenadante} + H_{lecho} + H_{grava} \quad [2.30]$$

2.4.8. DIMENSIONAMIENTO DEL LECHO DE SECADO DE LODOS FLOTANTES

La cantidad de lodos a ser secados se determinó mediante la ecuación 2.31. (Organización Panamericana de la Salud, 2005b, p.19):

$$V_{lodos} = Q * \% \text{ lodos} * t \quad [2.31]$$

Donde:

V_{lodos} : Volumen de lodos

Q : Caudal de alimentación de lixiviado

t : Tiempo de tratamiento

El área de secado se calculó mediante la ecuación 2.32 (Organización Panamericana de la Salud, 2005b, p.19):

$$A_{secado} = \frac{V_{lodos}}{H_{secado}} \quad [2.32]$$

Donde:

A_{secado} : Área de secado

V_{lodos} : Volumen de lodos

H_{secado} : Altura del lecho de secado

El medio de drenaje generalmente está compuesto por (Organización Panamericana de la Salud, 2005b, p.20):

- Medio de soporte formado por ladrillos de 0,15 m de espesor, sobre el medio filtrante, con una separación entre 2 a 3 cm llena de arena.
- Capa de arena de 0,2 m de espesor, con tamaño efectivo de 0,3 a 1,3 mm.
- Capa de grava de 0,2 m de espesor, con tamaño efectivo de 1,6 a 51 mm.

2.5. EVALUACIÓN ECONÓMICA PRELIMINAR

La evaluación económica del proceso de electrocoagulación se realizó para un flujo de 248,3 m³/día de lixiviados del relleno sanitario “El Inga”, en función de la capacidad de los equipos y materiales para el proceso de electrocoagulación.

2.5.1. COSTOS DE INVERSIÓN

Se estimaron los costos de implementación de los equipos para el proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación.

El costo total de inversión consideró los costos de: los tanques de mezcla del lixiviado con CaCl₂, los reactores de electrocoagulación, las fuentes de corriente continua, los electrodos de hierro y aluminio, las placas de plástico de separación de celdas y compartimentos, las unidades de filtración y de los lechos de secado.

2.5.2. COSTOS DE OPERACIÓN

2.5.2.1. Costo de CaCl₂

El CaCl₂ se lo comercializa en la distribuidora de La Casa de los Químicos a un precio de 0,85 USD/Kg.

2.5.2.2. Costo de la reposición del hierro de las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación

La cantidad de hierro disuelto producto del proceso electrolítico se determinó mediante la ley de Faraday por la ecuación 2.32 (Phalakornkule, Polgumhang y Tongdaung, 2009, p. 278):

$$W = \frac{I * t * M_{Fe}}{Z * F} \quad [2.32]$$

Donde:

W : Hierro disuelto (g)

I : Intensidad de Corriente (A)

t : tiempo de electrocoagulación (s)

M_{Fe} : peso molecular del hierro (55,85 g/mol)

Z : Número de electrones involucrados en la reacción redox

F : Constante de Faraday (96 500 C/mol)

El costo de hierro consumido se determinó al multiplicar la cantidad de hierro consumido por el precio del hierro por Kg en el mercado en el distribuidor de aceros industriales Guerrero al año 2012, el cual es de 10 USD/Kg.

2.5.2.3. Costo energético

Para evaluar el costo energético de las unidades de mezcla y del proceso de electrocoagulación, se tiene en cuenta el voltaje y la intensidad de corriente que son necesarios para remover los contaminantes del lixiviado.

La energía consumida por m³ de lixiviado tratado por electrocoagulación se estima con la ecuación 2.33 (Ozyonar y Karagozoglu, 2011, p.177):

$$E = \frac{V \cdot I}{Q \cdot 1000} \quad [2.33]$$

Donde:

- E : Energía consumida (KW h/m³)
- V : Potencial aplicado (V)
- I : Intensidad de Corriente desarrollada (A)
- Q : Caudal de lixiviado tratado (m³/h)

Para determinar el costo de la energía consumida por el reactor de electrocoagulación se consideró el costo actual en la ciudad de Quito dispuesto por la CONELEC en el año 2012, este valor es de 0,11 USD/KW h.

2.5.2.4. Costo de mano de obra

Se consideró el salario básico de un operario, según la Cámara de Industrias y Producción en el año 2012, de 292 USD/mes, se encargará de la operación y el mantenimiento del sistema de electrocoagulación.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. CARACTERIZACIÓN FÍSICO - QUÍMICA DE LAS AGUAS LIXIVIADAS

Se realizó la caracterización físico - química de 6 muestras tomadas en un periodo de 1 mes, de acuerdo a los procedimientos de análisis físico - químicos descritos en el ítem 2.1.2.

Se analizaron los parámetros regulados por el Distrito Metropolitano de Quito en la Ordenanza 213 y adicionalmente se compararon con los parámetros regulados por la Presidencia de la República del Ecuador en el Texto Unificado Legislación Secundaria que se encuentran citados en la Tabla 1.3. (Dirección Metropolitana Ambiental, 2008, p. 22; Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República, 2003, p. 330)

Algunos de los parámetros discutidos a en esta sección no se encuentran regulados ni por el Distrito Metropolitano de Quito ni por el Estado Ecuatoriano, y han sido analizados de acuerdo a normas internacionales.

Los resultados de los análisis de los parámetros físico - químicos se presentan a en la Tabla 3.1. y en el Anexo III.

El valor promedio de DQO obtenido es de 7 359 mg/L, valor que confirma que se trata de un lixiviado joven, es decir, que tiene un tiempo de generación menor a dos años ya que se encuentra dentro de los valores registrados en la Tabla 1.2. donde se determina la edad del lixiviado.

Los resultados obtenidos de DQO del agua lixiviada de la piscina # 9 están un rango entre 6 639 a 9 900 mgO₂/L, valores menores a los reportados por la Secretaria de Medio Ambiente de Quito, como consta en la Tabla 1.6., esto se

puede deber a que el valor de DQO depende directamente del tipo de desechos que se ingresan al relleno diariamente y a la fecha de muestreo.

Tabla 3.1. Caracterización físico - química de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga”

PARÁMETRO	MÍNIMO	MÁXIMO	PROMEDIO	DESVIACIÓN ESTÁNDAR
Aceites y grasas (mg/L)	12	14	13	±0,7
[CO ₃] ²⁻ (mg/L)	2 320	3 200	2 740	±365,9
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	4 800	8 900	6 110	±1 476
Color real (Unid. Pt - Co)	810	3 190	1 557	±1 094
Conductividad (mS/cm)	15,2	52,1	23,2	±14,3
DQO (mg O ₂ /L)	6 639	9 900	7 359	±1 253,8
Ca ⁺² (mg/L)	70	130	113	±22,6
Mg ⁺² (mg/L)	130	222	199	±35,7
Dureza total (mg/L)	715	1 251	1 113	±201,7
Fenoles (mg/L)	2,2	3,2	2,4	±0,4
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	50	80	60	±12,7
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	±0,0
pH	5,7	9,4	8,0	±1,6
Sólidos totales (mg/L)	10 516	33 862	16 103	±8 812,4
Sólidos disueltos (mg/L)	10 117	32 762	15 225	±8 677,7
Sólidos suspendidos (mg/L)	399	1 100	878	±249,6
Turbidez (NTU)	3 000	5 280	4 143	±1 052,9

La presencia de aceites y grasas promedio en el lixiviado es de 13 mg/L, valor que se encuentra bajo el límite máximo permisible para descargas líquidas a un cuerpo receptor dispuesto por el Municipio de Quito, el cual es de 50 mg/L.

El color es un parámetro muy importante cuando se trata del lixiviado ya que como se observa en la Tabla 3.1. y en la Figura 3.1., se obtuvieron valores muy altos de color real, con un promedio de 1 557 Unid. Pt - Co; sin embargo, no existe ninguna regulación del límite máximo permisible por parte del Municipio de Quito; en TULAS, se indica que el color real debe ser inapreciable en una dilución

de 1/20, y al compararlo visualmente con los valores obtenidos se nota claramente que no cumple con este parámetro.



Figura 3.1. Muestra de lixiviado del relleno sanitario “El Inga” sin tratar

El valor de conductividad promedio del lixiviado es de 23,2 mS/cm, valor que está por debajo del aceptado por la Secretaría de Ambiente indicado en la Tabla 1.3. (29,6 mS/cm). Este valor de conductividad refleja la existencia principalmente de iones de sales inorgánicas disueltas en el lixiviado.

Tanto en la ordenanza 213 como en TULAS, el límite máximo permisible en fenoles es de 0,2 mg/L; mientras que, el promedio obtenido en el lixiviado que es de 2,4 mg/L de fenol, como se observa en la Tabla 3.1.

Los valores de pH del lixiviado que se obtuvieron fueron diferentes; el pH promedio de 8 no está dentro del rango de pH que determina la edad del relleno, pero se encuentra dentro del límite permisible tanto de la norma 213 del Distrito Metropolitano de Quito como de TULAS. La variación del pH depende de la calidad del relleno y de la fecha de muestreo.

La cantidad de sólidos sedimentables en el lixiviado no se determinó debido a la dificultad visual de la interfase de división entre los sólidos sedimentables y el resto de la solución en el cono Imhoff. Por otra parte, se obtuvo un valor promedio de sólidos totales de 16 103 mg/L, que es superior al límite establecido en TULAS para sólidos totales (1 600 mg/L).

El resultado promedio de sólidos suspendidos en el lixiviado fue de 878 mg/L, valor que sobrepasa al límite máximo permisible dispuesto por el Distrito Metropolitano de Quito (53 mg/L) y al dispuesto en TULAS (100 mg/L).

El oxígeno disuelto es un parámetro clave del nivel de contaminación de la muestra; en el caso del lixiviado tiene un valor de 0,1 mg/L, lo que indica que el lixiviado está muy contaminado, lo cual se demuestra con el valor de la demanda química de oxígeno de 7 359 mg O₂/L.

3.2. CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR DE ELECTRO-COAGULACIÓN A ESCALA DE LABORATORIO

El reactor de electrocoagulación se diseñó a escala de laboratorio con base en el reactor desarrollado por Cazco y Jarrín (2011), al reactor de 6 L y a las características físico - químicas que presenta el lixiviado. Su construcción se realizó con materiales disponibles en el mercado local.

El reactor fue construido con una capacidad de 12 L, en polimetacrilato de metilo de 1 cm de espesor. Las paredes laterales de los reactores poseen canales transversales de 4 mm x 5 mm que soportan a los electrodos de las celdas electroquímicas y a las placas de polimetacrilato de metilo que separan las celdas y los compartimentos.

En la parte externa de los reactores se adicionaron 2 canales para el desfogue de los sólidos flotantes, ubicados a los costados de los reactores, y 1 canal para receptor y descargar el agua tratada en el frente de cada reactor. Estos canales se construyeron con polimetacrilato de metilo de 0,3 cm de espesor.

Las placas de separación de las celdas electroquímicas y de cada compartimento (formado por dos celdas electroquímicas y dos placas de polimetacrilato de metilo) se fabricaron en polimetacrilato de metilo de 0,3 cm de espesor; además, los electrodos fueron construidos en láminas de hierro no galvanizado y aluminio

de 0,3 cm de espesor. Los electrodos y placas de separación de las celdas y compartimentos se ubicaron a una distancia de 0,5 cm entre ellos.

Las dimensiones de los reactores de 6 y 12 L se detallan a continuación en la Tabla 3.2:

Tabla 3.2. Dimensiones de los reactores experimentales de electrocoagulación

CAPACIDAD DEL REACTOR	CARACTERÍSTICA	MEDIDA
6 L	Largo	28,8 cm
	Ancho	13,8 cm
	Altura	15,2 cm
12 L	Largo	57,0 cm
	Ancho	14,0 cm
	Altura	15,0 cm

Las dimensiones de cada una de las placas de polimetacrilato de metilo de separación de las celdas electrolíticas y los compartimentos se pueden observar en las Figuras 3.2.y 3.3. respectivamente:

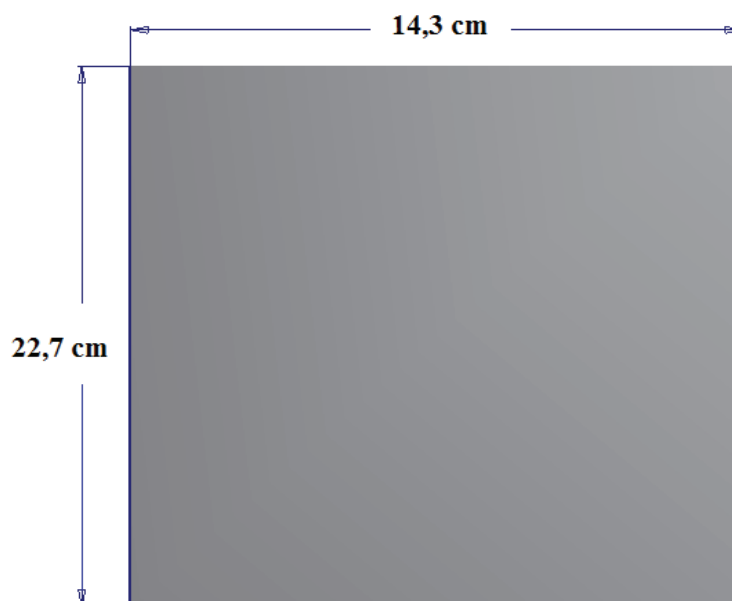


Figura 3.2. Esquema y dimensiones de la placa de polimetacrilato de metilo que separa la celda electroquímica

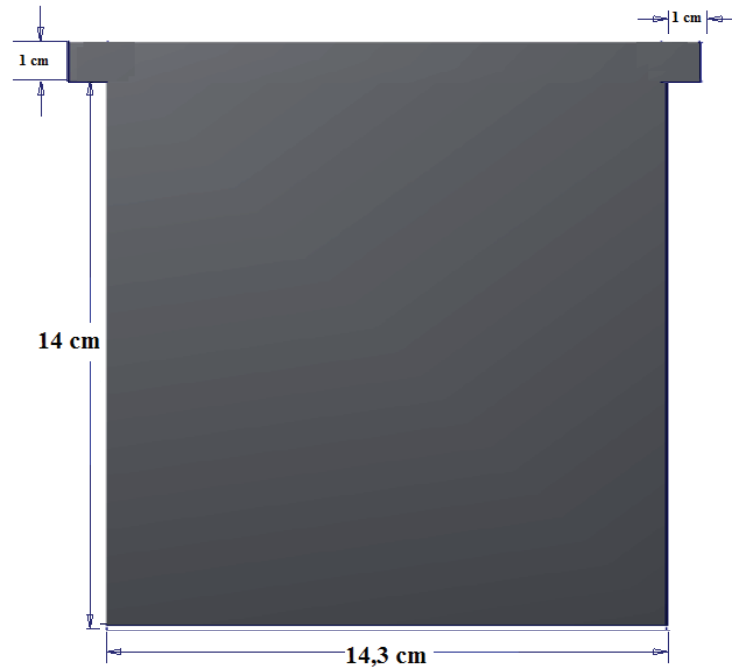


Figura 3.3. Esquema y dimensiones de la placa de polimetacrilato de metilo de separación de los compartimentos

Las dimensiones de los electrodos de aluminio y de hierro se exponen en las Figuras 3.4. y 3.5. respectivamente.

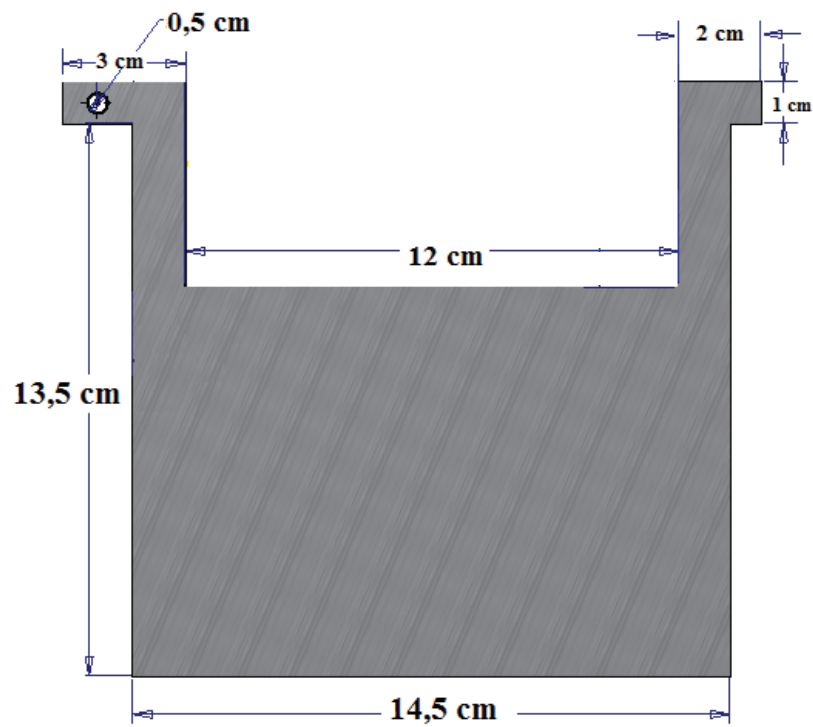


Figura 3.4. Esquema y dimensiones del electrodo de aluminio

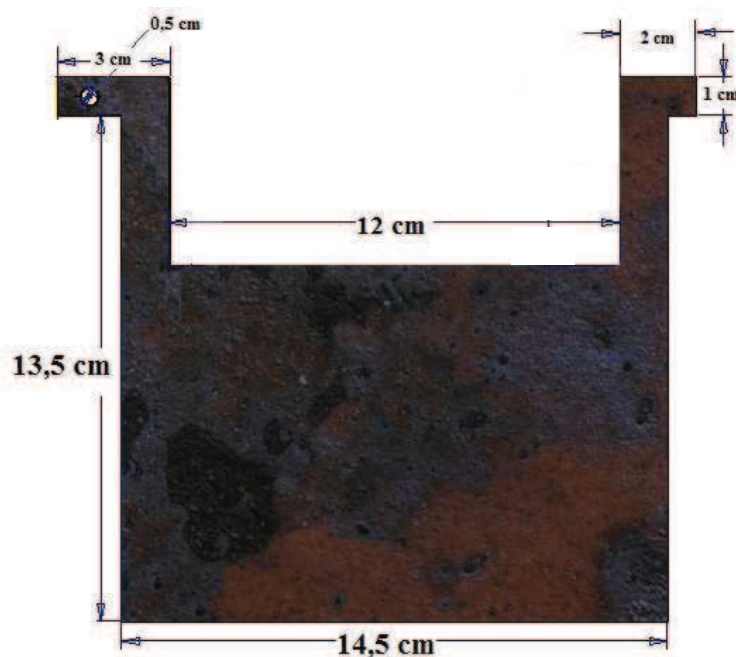


Figura 3.5. Esquema y dimensiones del electrodo de hierro

Se conectaron el polo positivo y negativo de la fuente de corriente continua que actúan como ánodo y cátodo a las pletinas de cobre, como se observa en la Figura 3.6. Las pletinas contienen las diferentes conexiones eléctricas hacia los electrodos de las celdas electroquímicas.



Figura 3.6. Pletinas de cobre y conexiones de los cables con las celdas electroquímicas del reactor

En las Figuras 3.7. y 3.8. se exponen el reactor de 12 L y de 6 L construidos para el desarrollo del presente estudio, que se encuentran en el Laboratorio de Aguas del Departamento de Ciencias Nucleares.



Figura 3.7. Reactor de electrocoagulación de 12 L



Figura 3.8. Reactor de electrocoagulación de 6 L

- **Determinación de los tiempos de residencia del fluido en los reactores**

Los tiempos de residencia del flujo de lixiviado (tiempo hidráulico) (T_r) en los reactores de 6 L y 12 L se determinaron con el procedimiento descrito en el ítem 2.2.1.1.

Con los valores de flujo de alimentación del lixiviado al reactor de electrocoagulación y tiempo de residencia en el reactor reportados en el Anexo IV, se graficaron las curvas de tiempo de residencia respecto al flujo de alimentación del lixiviado para los reactores de 6 L y 12 L, como se muestran en las Figuras 3.9. y 3.10. respectivamente.

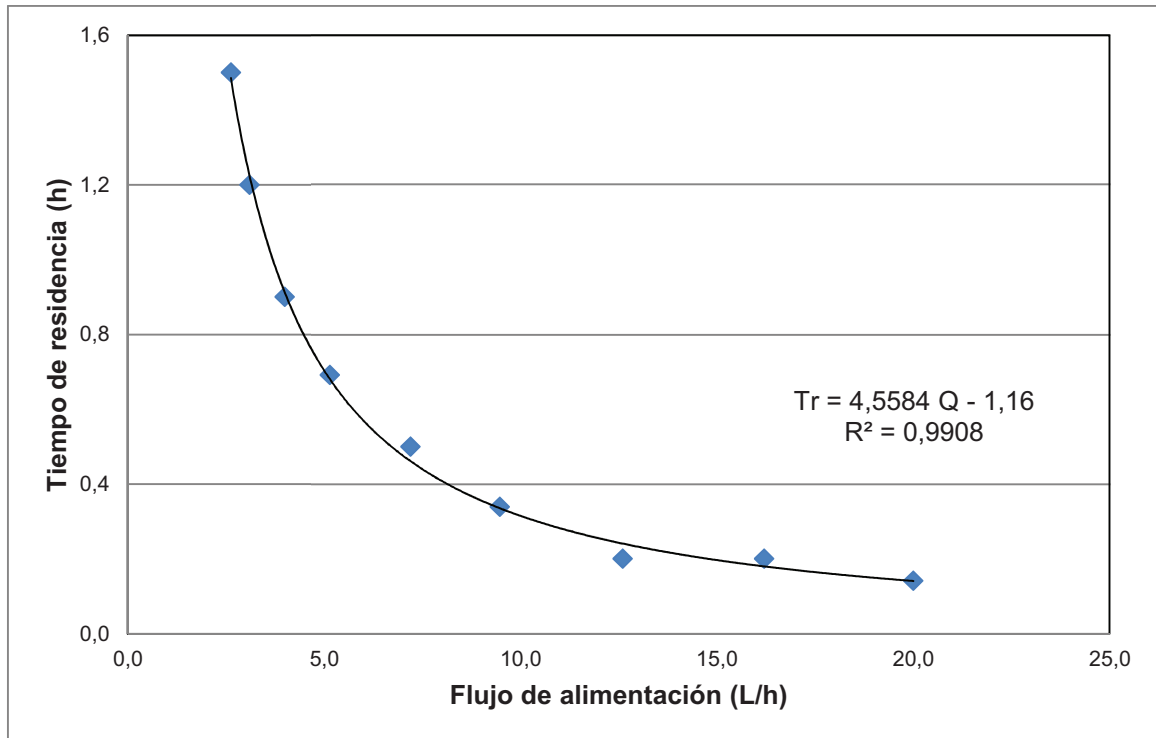


Figura 3.9. Tiempos de residencia del lixiviado en el reactor de electrocoagulación de 6 L (T_r) respecto al flujo de alimentación al reactor (Q)

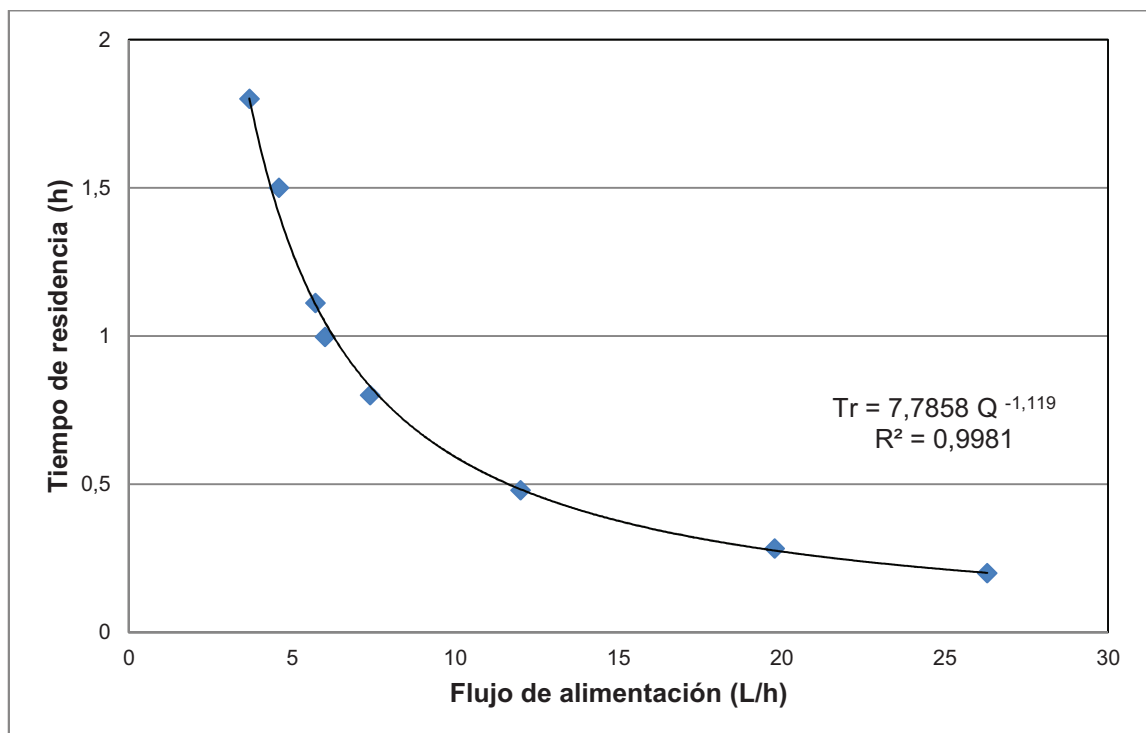


Figura 3.10. Tiempos de residencia del lixiviado en el reactor de electrocoagulación de 12 L (T_r) respecto al flujo de alimentación (Q)

Las líneas de tendencia y sus ecuaciones exponenciales se utilizaron para calcular los tiempos de trabajo para las pruebas de descontaminación del lixiviado a diferentes flujos de alimentación mediante el proceso de electrocoagulación.

3.3. ESTUDIO DE LAS VARIABLES DEL PROCESO DE DESCONTAMINACIÓN DE LAS AGUAS LIXIVIADAS POR ELECTROCOAGULACIÓN

Para determinar las mejores condiciones de operación del reactor de electrocoagulación para tratar el agua lixiviada se realizó el estudio de las variables del proceso de descontaminación descritas a continuación:

Las variables estudiadas en el reactor de electrocoagulación de 12 L fueron:

- a) Tipo de ánodo a utilizarse en las celdas electroquímicas
- b) Adición de cloruro de calcio y la alcalinidad
- c) Recirculación del lixiviado tratado

Las variables estudiadas en el reactor de electrocoagulación de 6 L fueron:

- a) Tamaño del reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio
- b) Alimentación de la intensidad de corriente a las celdas electroquímicas
- c) Intensidades de corriente alimentada a las celdas electroquímicas
- d) Flujos de alimentación de lixiviado

3.3.1. INFLUENCIA DEL TIPO DE ÁNODO EN LAS CELDAS ELECTROQUÍMICAS DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

El parámetro más importante a ser analizado en el estudio del tratamiento del lixiviado es el DQO, por lo que, los resultados obtenidos de este parámetro

influyeron en la selección final del tipo de ánodo a utilizar. Otros parámetros físico - químicos que se determinaron en este ensayo fueron: pH, conductividad, oxígeno disuelto, alcalinidad, color real, calcio, magnesio, fenoles, nitratos, sólidos disueltos, sólidos suspendidos, sólidos totales, turbidez, aceites y grasas.

La selección de ánodos de hierro o aluminio se realizó de acuerdo al procedimiento descrito en el ítem 2.3.1.

Las condiciones que se mantuvieron constantes en los diferentes ensayos sin recirculación del lixiviado fueron:

- Reactor de electrocoagulación de 12 L
- Corriente continua de 20 A
- 20 celdas electroquímicas
- Flujo de alimentación de lixiviado de 10 L/h

En las Figuras 3.11. y 3.12. se observan los lodos flotantes formados en el reactor de electrocoagulación durante los procesos de descontaminación del lixiviado, bajo las condiciones antes mencionadas, realizados con ánodos de aluminio y de hierro, respectivamente.



Figura 3.11. Formación de lodos flotantes durante el proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación con ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

Cuando se trató el lixiviado con ánodos de aluminio se generó mayor cantidad de espuma de color blanco - grisáceo, la misma que se recogió manualmente cada

30 segundos; mientras que, al utilizar ánodos de hierro las espumas formadas fueron de color verde y en menor cantidad, lo que permitió su remoción cada 5 min.

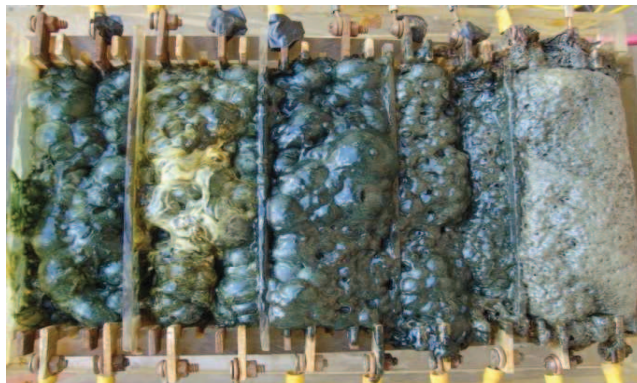


Figura 3.12. Formación de lodos flotantes durante el proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación con ánodos de hierro (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

Los resultados del análisis de los diferentes parámetros físico - químicos del agua lixiviada, antes y durante el proceso de descontaminación por electrocoagulación con ánodos de hierro y aluminio, se exponen en las Tablas AVI.1. y AVI.2. del Anexo VI, respectivamente. Los valores expuestos en estas tablas permitieron obtener los gráficos y las curvas de tendencia a continuación señalados:

- Los resultados de la variación del pH y la conductividad respecto al tiempo del proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación se exponen en las Figuras 3.13. y 3.14., respectivamente.
- Los porcentajes de remoción de DQO, aceites y grasas, $[\text{CO}_3^{2-}]$, $[\text{HCO}_3^-]$, color real, $[\text{Ca}^{+2}]$, $[\text{Mg}^{+2}]$, fenoles, $[\text{NO}_3^-]$, sólidos disueltos, sólidos suspendidos, sólidos totales y turbidez que se presentan en las Tablas AVII.1. y AVII.2. del Anexo VII se exponen en las Figuras 3.15. a la 3.26.

Además, en la Tabla 3.3. se reportan: la cantidad de sólidos flotantes (espumas) formados durante los procesos de electrocoagulación y la cantidad de sólidos sedimentables en el efluente de los ensayos con ánodos de hierro y aluminio.

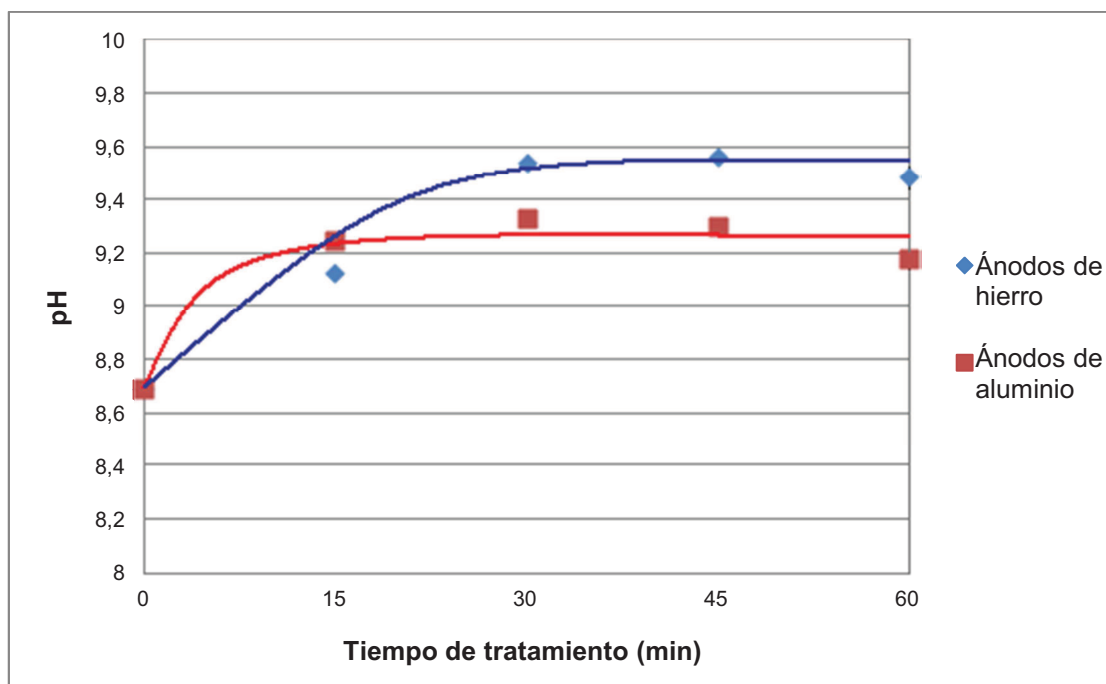


Figura 3.13. Variación del pH durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

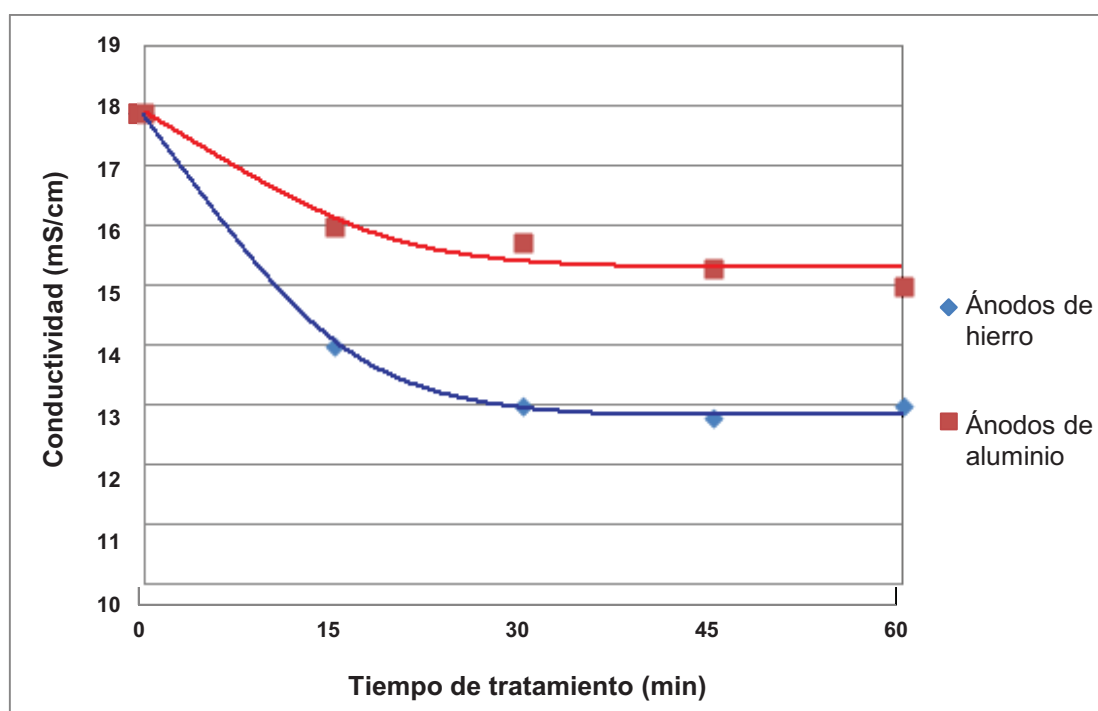


Figura 3.14. Variación de la conductividad durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

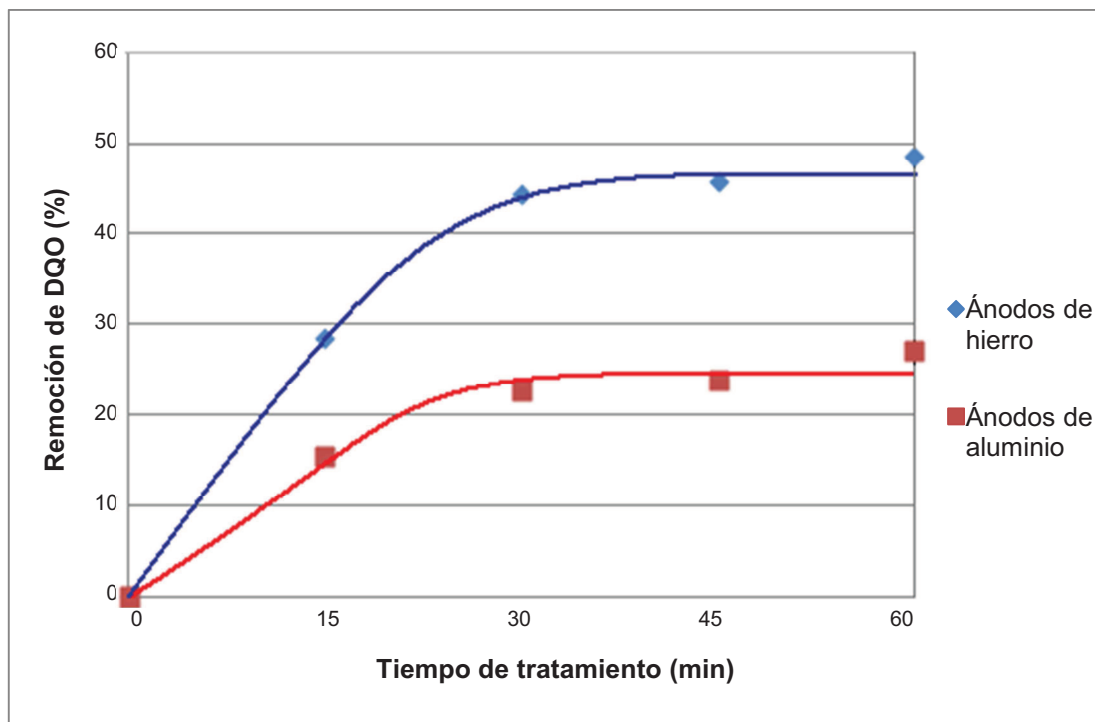


Figura 3.15. Porcentajes de remoción de DQO durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

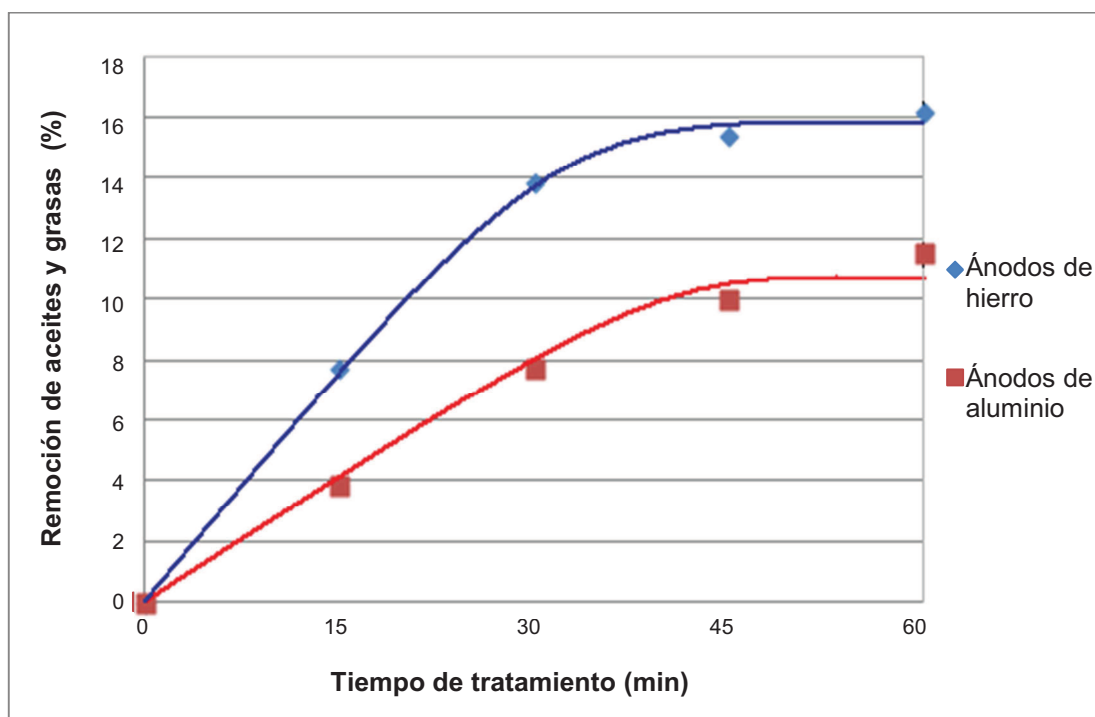


Figura 3.16. Porcentajes de remoción de aceites y grasas durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

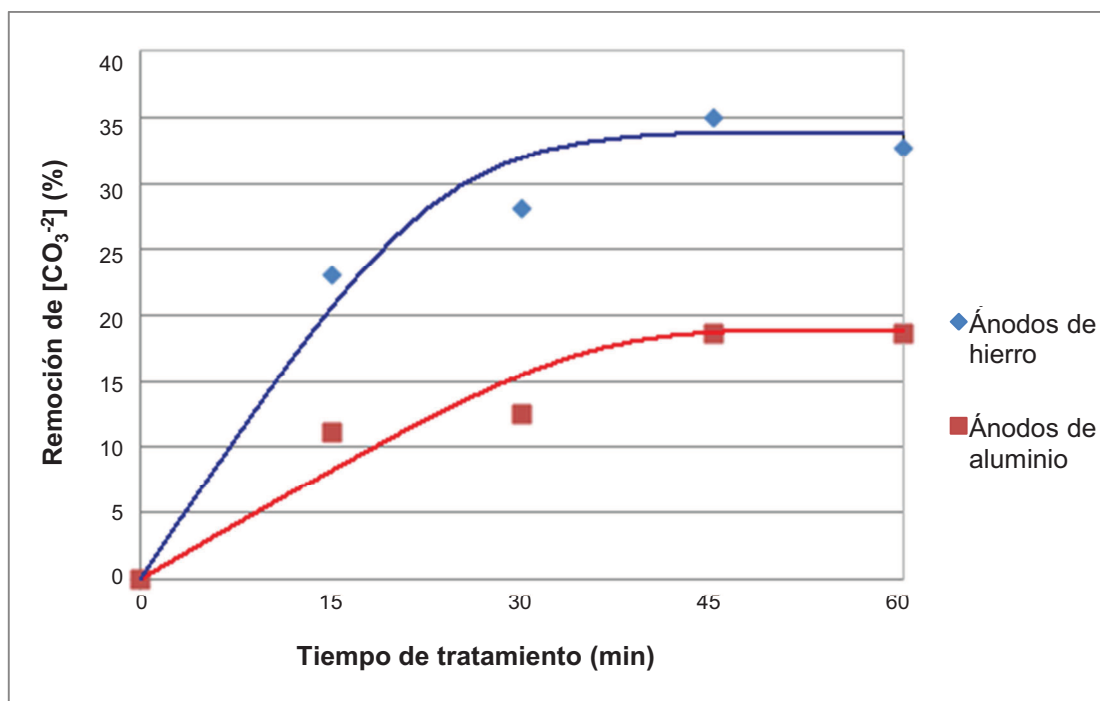


Figura 3.17. Porcentajes de remoción de $[\text{CO}_3^{2-}]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

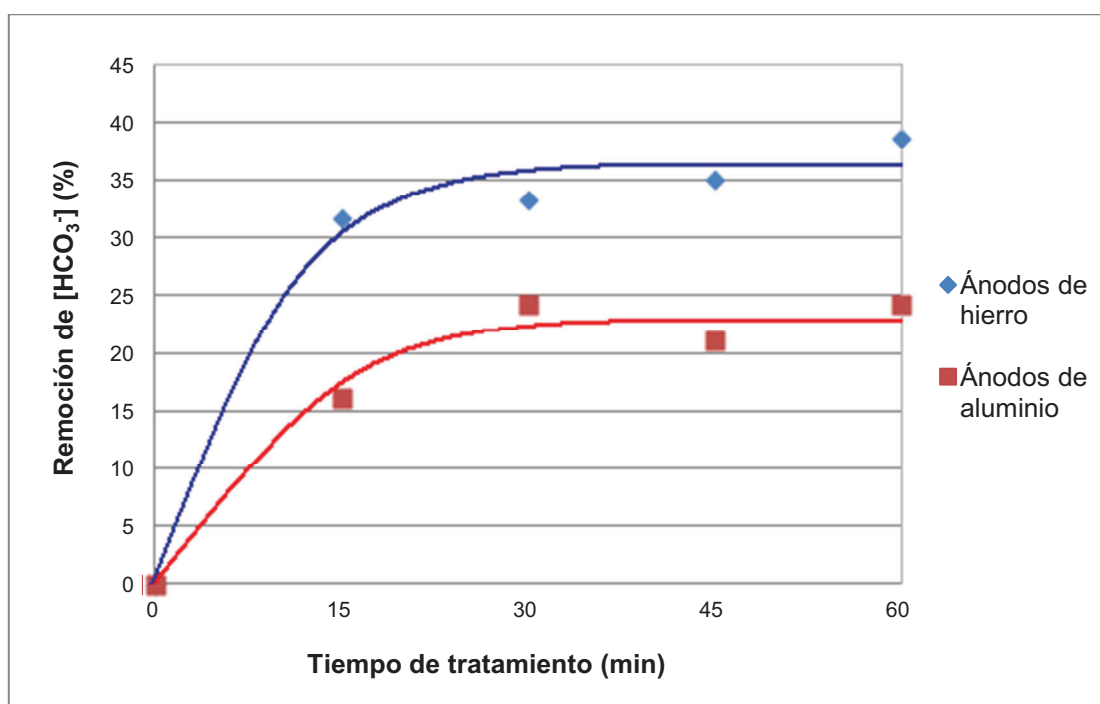


Figura 3.18. Porcentajes de remoción de $[\text{HCO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

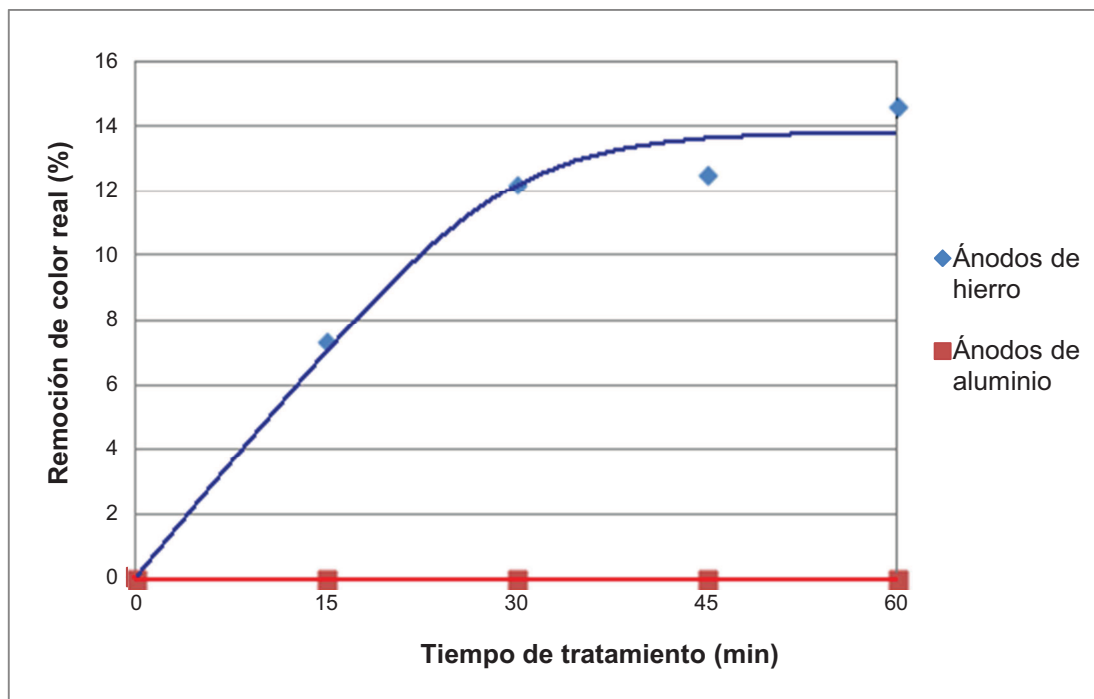


Figura 3.19. Variación del color real durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

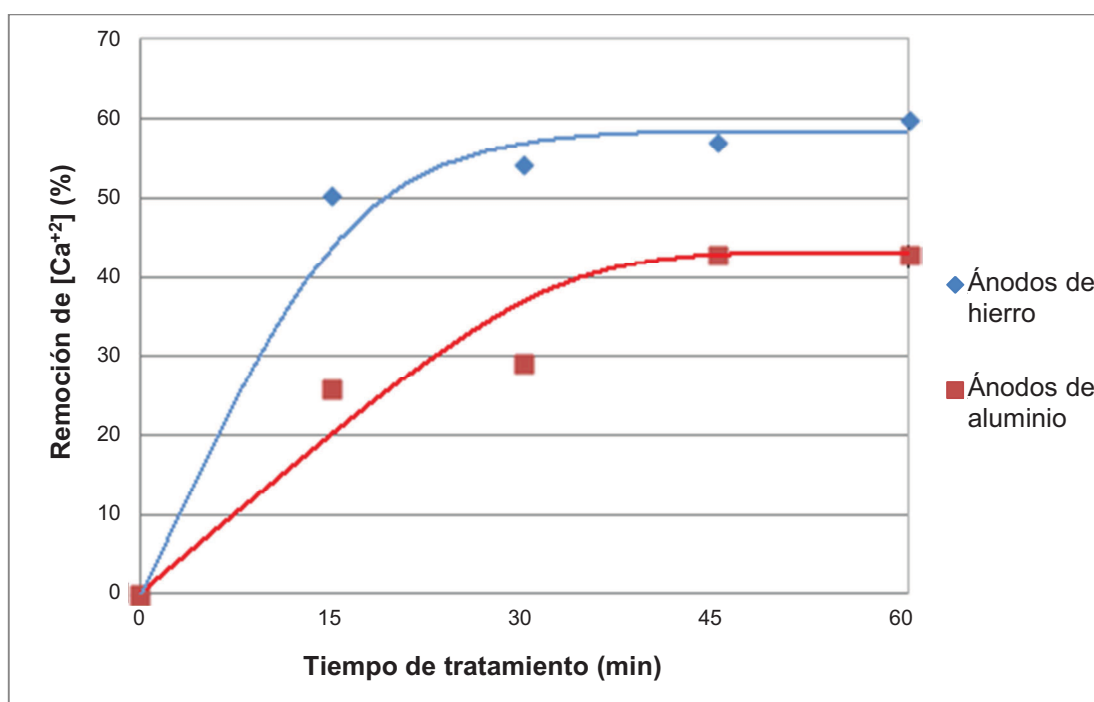


Figura 3.20. Porcentajes de remoción de [Ca²⁺] durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

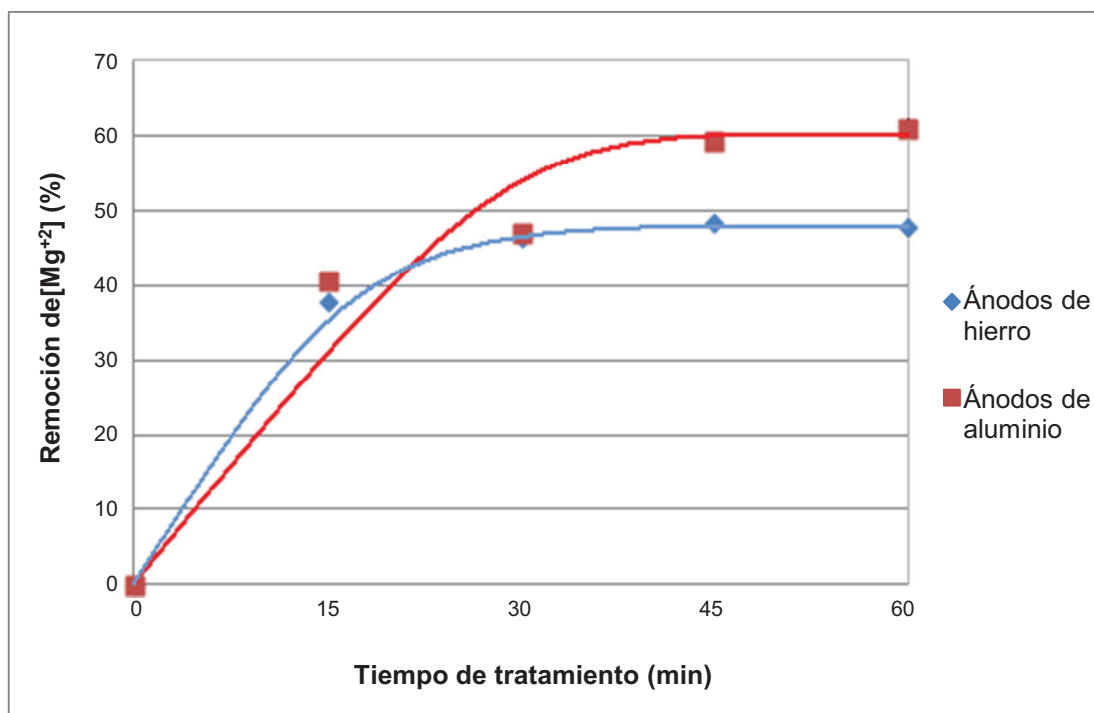


Figura 3.21. Porcentajes de remoción de $[Mg^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

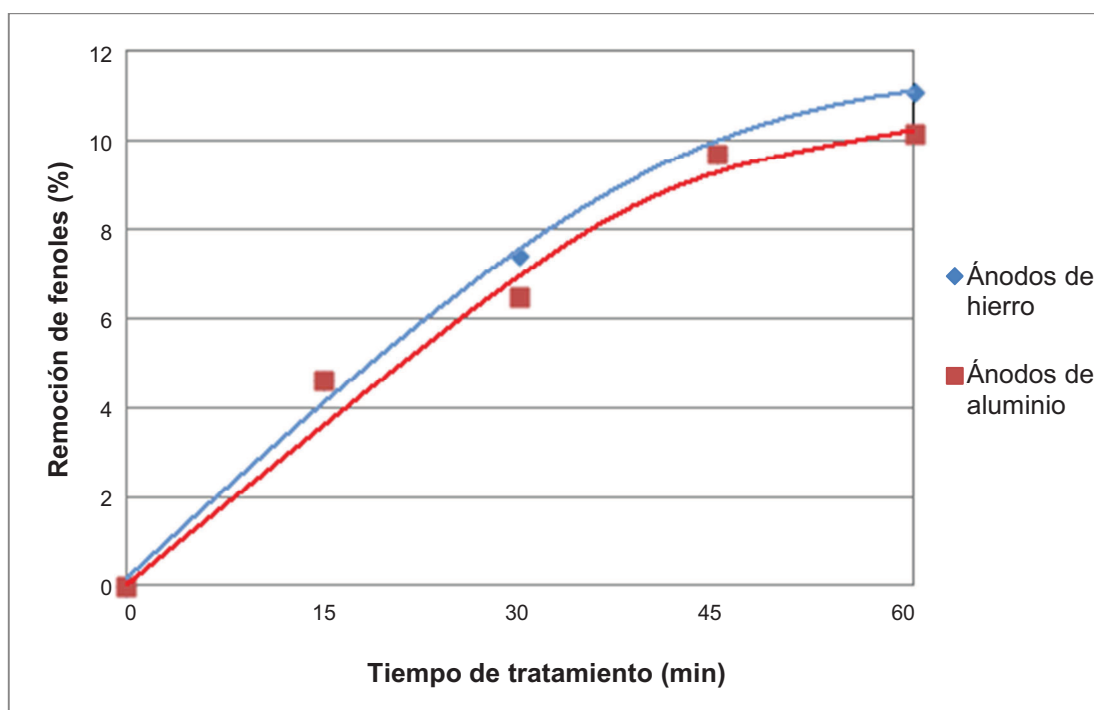


Figura 3.22. Porcentajes de remoción de fenoles durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

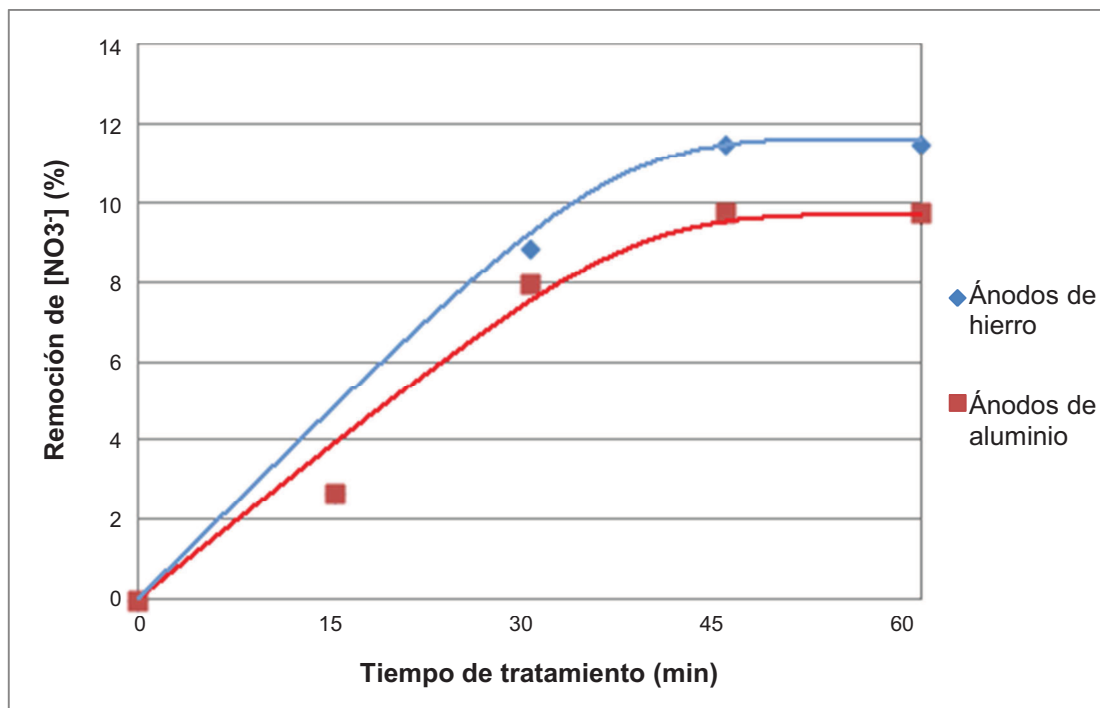


Figura 3.23. Porcentajes de remoción de $[\text{NO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

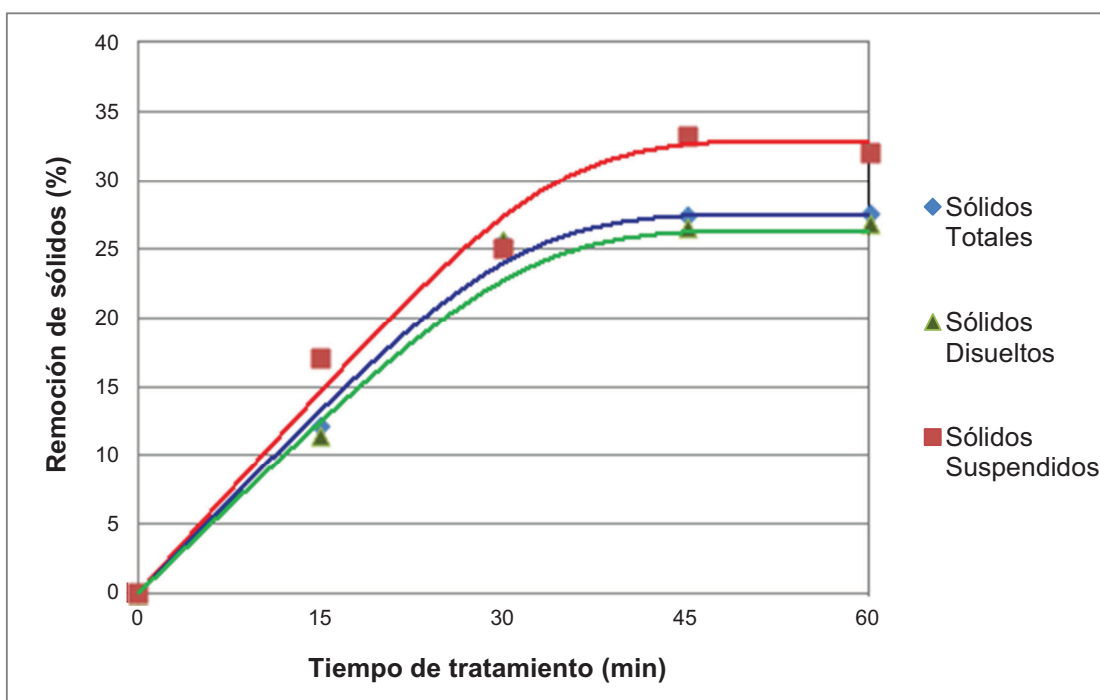


Figura 3.24. Porcentajes de remoción de sólidos totales, disueltos y suspendidos durante el tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

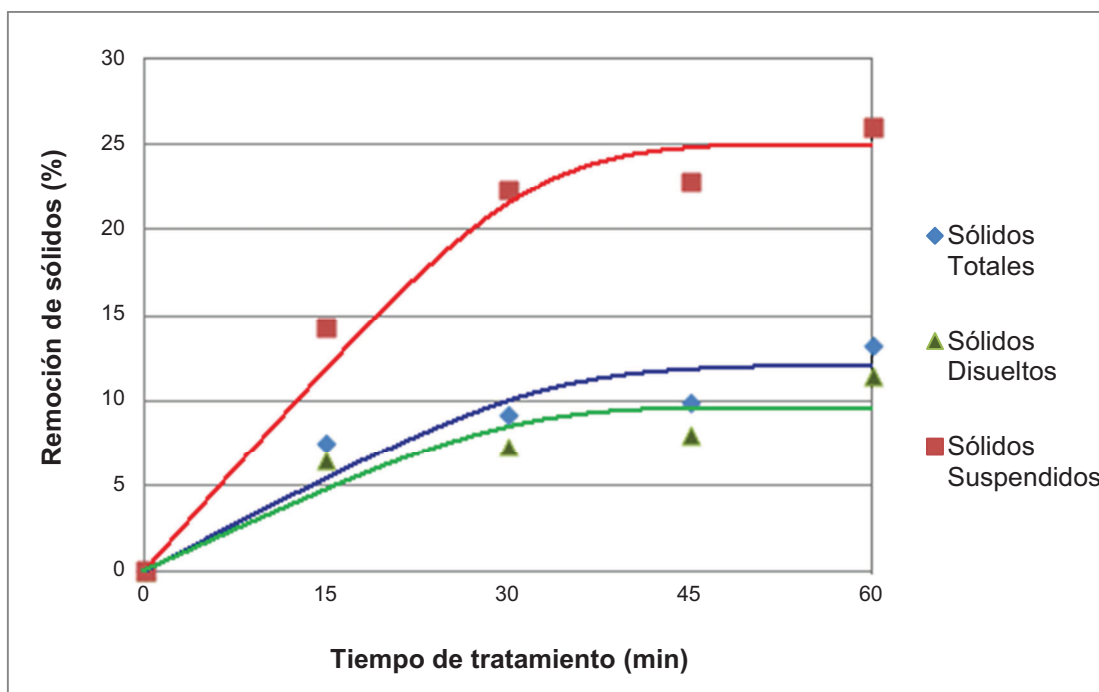


Figura 3.25. Porcentajes de remoción de sólidos totales, disueltos y suspendidos durante el tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

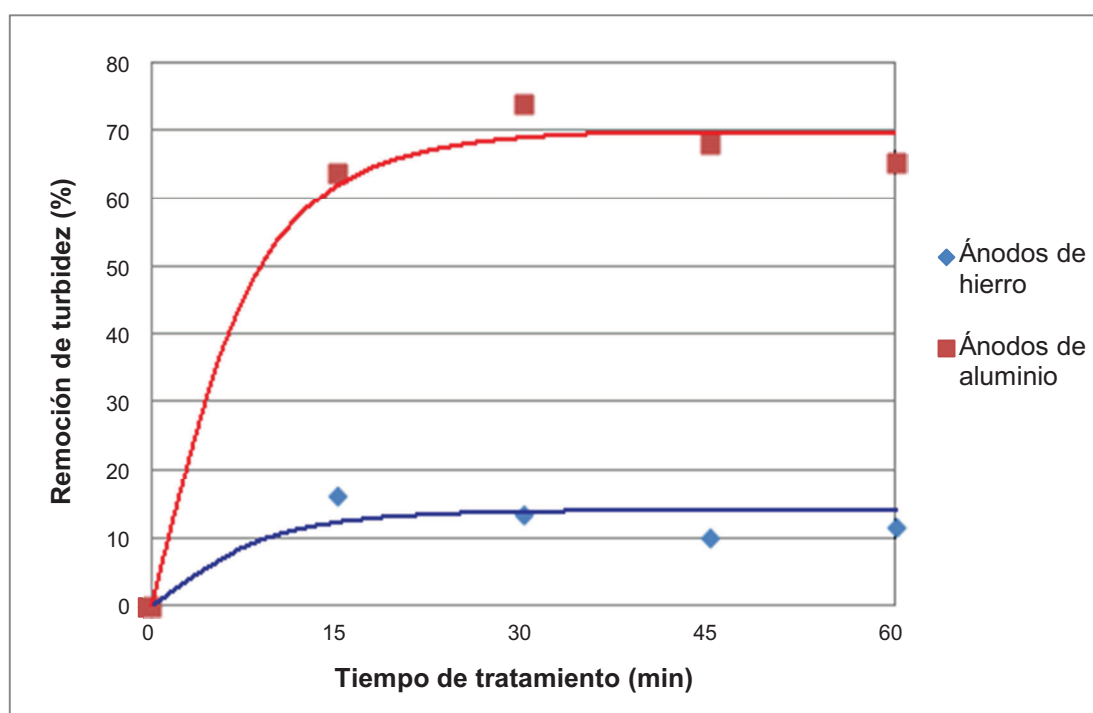


Figura 3.26. Porcentajes de remoción de turbidez durante el proceso de tratamiento de lixiviados por electrocoagulación con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

Tabla 3.3. Cantidad de sólidos sedimentables y flotantes producidos durante el proceso de electrocoagulación de lixiviados con ánodos de hierro y ánodos de aluminio (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

PARÁMETRO	ÁNODOS DE LAS CELDAS ELECTROQUÍMICAS	VALOR
Sólidos sedimentables	Hierro	140 mL/L
	Aluminio	300 mL/L
Sólidos flotantes (espumas)	Hierro	6,3 g
	Aluminio	71,5 g

De los resultados expuestos en las Figuras 3.13. a la 3.26. se establece que:

- El aumento del pH al iniciarse el proceso de electrocoagulación tanto en el ensayo con ánodos de hierro como en el ensayo con ánodos de aluminio como se observa en la Figura 3.13. El pH inicial del lixiviado fue de 8,7. El aumento de pH se debe a la presencia de hidróxidos de hierro y aluminio generados en el proceso de electrocoagulación.

Al utilizar como ánodos al hierro en las celdas electroquímicas, el pH alcanzó un valor superior a 9,5 a los 45 min de tratamiento; mientras que el obtenido con ánodos de aluminio fue de 9,3 a los 45 min de tratamiento.

- La conductividad del lixiviado está relacionada principalmente con la concentración de las sales inorgánicas en el lixiviado.

Posterior al tratamiento por electrocoagulación, las concentraciones de estas sales disminuyeron, por lo que la conductividad del efluente del tratamiento por electrocoagulación del agua lixiviada decreció, tanto al utilizar ánodos de hierro como ánodos de aluminio, como se desprende de la Figura 3.14.

Cuando se utilizó ánodos de hierro se llegó a valores de conductividad cercanos a 13 mS/cm, desde una conductividad inicial de 17,9 mS/cm; mientras que en el ensayo con ánodos de aluminio se llegó a 15 mS/cm.

- El valor de oxígeno disuelto en los dos ensayos con ánodos de hierro y ánodos de aluminio se mantuvo en 0,1 mg O₂/L, debido a que no se logró una buena descontaminación del lixiviado, ya que el valor de DQO del efluente del lixiviado tratado es alto.
- Como se observa en la Figura 3.15., desde el inicio del tratamiento del lixiviado se dio un mayor porcentaje de remoción de DQO con la utilización de ánodos de hierro. Esta tendencia continúa con el tiempo de tratamiento hasta que a los 60 min se llegó a obtener un porcentaje de remoción de DQO del 48,7 %, mientras que cuando se utilizó ánodos de aluminio se alcanzó un porcentaje de remoción de DQO del 27,1 %.

A partir de los 30 min de tratamiento del lixiviado, la remoción de DQO se hizo prácticamente constante para los ensayos con ánodos de hierro y aluminio con una diferencia aproximada del 22 % entre los porcentajes de remoción de DQO obtenidos con los ánodos estudiados.

- En la Figura 3.16., se observa que la remoción de aceites y grasas fue mayor cuando se usaron ánodos de hierro. A los 60 min de tratamiento se consiguió una remoción de 16,2 %; mientras que con ánodos de aluminio se tuvo un porcentaje de remoción de 11,5 %.

El comportamiento de remoción de aceites y grasas está acorde al estudio para el tratamiento de aguas residuales de la industria láctea realizado por Arango y Garcés (2007), ya que las remociones tanto de aceites y grasas como de DQO fueron mejores al utilizar ánodos de hierro que ánodos de aluminio (p. 60)

- En las Figuras 3.17 y 3.18, las remociones de [CO₃⁻²] y [HCO₃⁻], que se obtuvieron con el uso de ánodos de hierro fueron mayores que los porcentajes de remoción respecto a los ánodos de aluminio, desde los 15 min de tratamiento. La remoción de carbonatos llegó a valores prácticamente constantes desde los 45 min de tratamiento y la remoción de bicarbonatos desde los 30 min de tratamiento.

- Como se observa en la Figura 3.19., el color real inicial del lixiviado es alto, ya que tiene un valor de 820 Unid. Pt - Co. Con el uso de ánodos de aluminio no hubo remoción de color real, al contrario, el color del lixiviado tratado aumentó hasta 1 600 Unid. Pt - Co al final del tratamiento. Con el uso de hierro como ánodo, se llegó a un valor de remoción de color real de 14,6 % a los 60 min de tratamiento.
- El agua lixiviada utilizada en el proceso de electrocoagulación contiene valores iniciales de $[Ca^{+2}]$ y $[Mg^{+2}]$ de 70 mg/L y 198 mg/L, respectivamente; valores que se lograron disminuir como se expone en las Figuras 3.20. y 3.21., donde los mayores porcentajes de remoción de $[Ca^{+2}]$ alcanzados fueron del 60 % con ánodos de hierro y 42,9 % con ánodos de aluminio a los 60 min de tratamiento del lixiviado; mientras que, la remoción de $[Mg^{+2}]$ se dio de manera similar al tratar el lixiviado con ánodos de hierro o con ánodos de aluminio. En general, la remoción de calcio y magnesio tomó valores constantes a partir de los 45 min de tratamiento.
- Las remociones de fenoles que se muestran en la Figura 3.22., tanto al utilizar ánodos de hierro como ánodos de aluminio fueron similares en todos los tiempos de tratamiento del lixiviado. Por lo tanto, para la remoción de fenoles se puede utilizar cualquiera de los ánodos ensayados.
- De la Figura 3.23., se determinó que con el uso de ánodos de hierro se consiguió mayor remoción de nitratos (11,50 %); mientras que, con ánodos el aluminio se tuvo una remoción de nitratos del 9,73 % a un tiempo de tratamiento de 45 minutos.

Este comportamiento de remoción de nitratos es similar al presentado en el estudio "Survey efficiency of electrocoagulation on nitrate removal from aqueous solution", donde se comprobó que los electrodos de hierro son más eficientes en la remoción de nitratos respecto a los electrodos de aluminio (Malakootian, Yousefi y Fatehizadeh, 2010, p. 111).

- Se obtuvieron mejores remociones de sólidos totales, disueltos y suspendidos al utilizar ánodos de hierro en las celdas electroquímicas, lo cual se observa en las Figuras 3.24 y 3.25. La disminución de los sólidos disueltos determina que la conductividad del efluente del tratamiento del lixiviado también tiende a disminuir.
- La Figura 3.28. muestra que los ánodos de aluminio son más eficientes en la remoción de turbidez que los ánodos de hierro. Cuando se utilizó ánodos de aluminio se dio una remoción de turbidez aproximada del 70 % a partir de los 45 min. El efluente del tratamiento de electrocoagulación con ánodos de hierro fue de color verde oscuro y con el tiempo adquirió una coloración rojiza anaranjada debido a la oxidación del Fe^{+2} a Fe^{+3} .
- Los sólidos sedimentables presentados en la Tabla 3.3. fueron determinados posteriormente al tratamiento de electrocoagulación, se generaron mayor cantidad de sólidos sedimentables cuando se utilizó ánodos de aluminio.
- Como se indicó anteriormente, al observar las Figuras 3.11. y 3.12. se produjeron muchos más sólidos flotantes (espumas) en el ensayo con ánodos de aluminio que cuando se utilizaron ánodos de hierro, lo que se comprueba con los resultados presentados en la Tabla 3.3., ya que al usar el hierro como ánodo se generaron 6,3 g de sólidos flotantes, valor inferior a los 71,5 g que se obtuvieron al utilizar ánodos de aluminio.

En la Tabla 3.4. se presenta un resumen de las mejores remociones obtenidas de los parámetros físico - químicos analizados en los ensayos con ánodos de hierro y aluminio.

En vista de que al utilizar los ánodos de hierro en la celda electroquímica del reactor de electrocoagulación se tuvo mejores resultados en la remoción de los contaminantes químicos y físicos más importantes como se demuestra en la Tabla 3.4., se decidió continuar el estudio de la descontaminación del lixiviado con

ánodos de hierro en las celdas electroquímicas para los ensayos posteriores del presente estudio.

Tabla 3.4. Porcentajes de remoción de los contaminantes químicos y físicos del lixiviado por el proceso de electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h sin recirculación)

PARÁMETRO	TIPO DE ÁNODOS	MAYOR REMOCIÓN (%)	TIEMPO DE TRATAMIENTO (min)
Aceites y grasas (mg/L)	Hierro	16	45
[CO ₃] ²⁻ (mg/L)	Hierro	34	45
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	Hierro	36	30
Color real (Unid. Pt - Co)	Hierro	14	45
DQO (mg O ₂ /L)	Hierro	46	45
Ca ⁺² (mg/L)	Hierro	58	45
Mg ⁺² (mg/L)	Aluminio	60	45
Fenoles (mg/L)	Hierro	11	60
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	Hierro	11,5	45
Sólidos totales (mg/L)	Hierro	33	45
Sólidos disueltos (mg/L)	Hierro	27	45
Sólidos suspendidos (mg/L)	Hierro	26	45
Turbidez (NTU)	Aluminio	70	30

3.3.2. VARIACIÓN DE LA ALCALINIDAD POR ADICIÓN DE CLORURO DE CALCIO (CaCl₂)

La adición de CaCl₂ permite la formación de compuestos insolubles de calcio a partir de especies químicas solubles presentes en el lixiviado durante el proceso de electrocoagulación, lo que disminuyó la alcalinidad presente en el lixiviado.

Para determinar la cantidad de CaCl₂ que se va a utilizar se siguió el procedimiento detallado en el ítem 2.3.2. Los resultados de la disminución de la alcalinidad por adición de CaCl₂ se reportan en la Figura 3.27. y en el Anexo V.

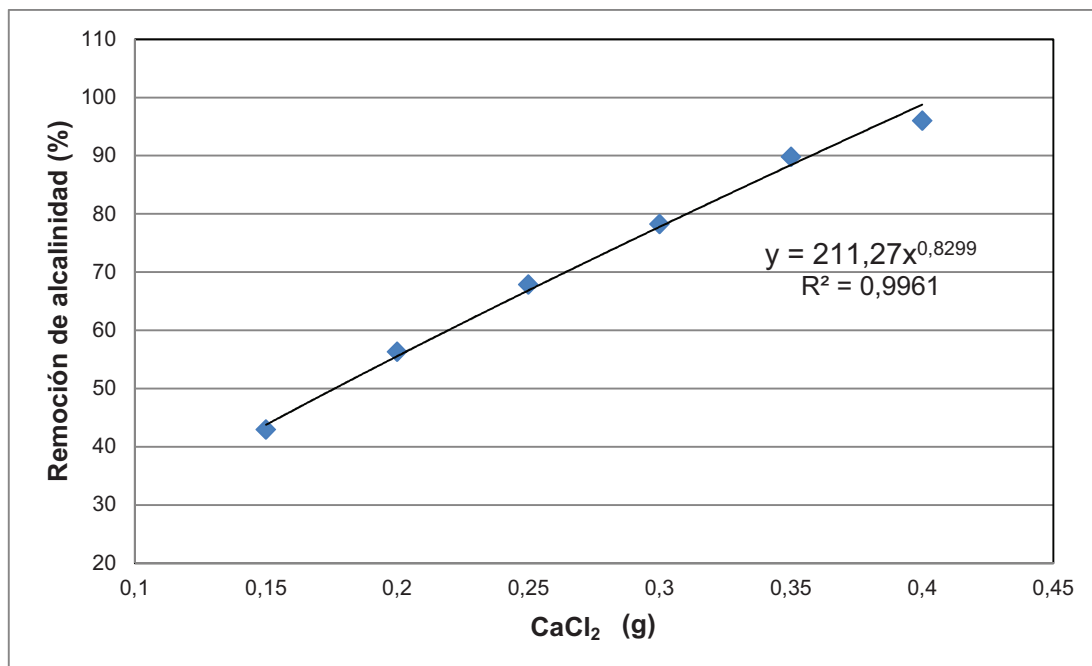


Figura 3.27. Porcentaje de remoción de la alcalinidad del lixiviado respecto a la cantidad de CaCl₂ añadida

La línea de tendencia expuesta en la Figura 3.27. corresponde a una ecuación exponencial con la que se obtuvo un R^2 de 0,9961 y se estableció que se necesita 6,2 g de CaCl₂ por litro de lixiviado a tratarse, para disminuir en 80 % la alcalinidad del lixiviado.

Con la adición de CaCl₂ previo al proceso de electrocoagulación se bajó considerablemente la alcalinidad del lixiviado, lo que permitió la disminución de un mayor porcentaje los valores de DQO durante el proceso de electrocoagulación, por lo que se tomó como pre-tratamiento la adición de CaCl₂.

3.3.3. INFLUENCIA DE LA RECIRCULACIÓN DEL LIXIVIADO TRATADO POR ELECTROCOAGULACIÓN

Los ensayos de recirculación del lixiviado tratado por electrocoagulación se hicieron con el objeto de determinar la necesidad o no de la recirculación del efluente en el proceso de tratamiento del lixiviado para conseguir una mejor remoción de sus contaminantes.

Se siguió el procedimiento de las pruebas de recirculación descrito en el ítem 2.3.3. y posteriormente se compararon los resultados de los parámetros físico - químicos analizados del efluente del proceso de electrocoagulación con y sin recirculación del lixiviado tratado.

Las condiciones que se mantuvieron constantes en los ensayos fueron:

- Reactor de electrocoagulación de 12 L
- Corriente continua de 20 A
- 20 celdas electroquímicas
- Ánodos de hierro
- Flujo de alimentación del lixiviado de 10 L/h

Los parámetros estudiados fueron:

- Alimentación del lixiviado al reactor de electrocoagulación sin la adición de CaCl_2 , con y sin recirculación del lixiviado tratado.
- Alimentación del lixiviado al reactor de electrocoagulación con la adición de CaCl_2 , con y sin recirculación del lixiviado tratado.
- Tiempo del proceso de electrocoagulación.

En la Figura 3.28. se observan las muestras de los efluentes en diferentes condiciones de tratamientos del lixiviado: lixiviado sin recirculación (1), lixiviado con recirculación (2), lixiviado con CaCl_2 sin recirculación (3) y lixiviado con CaCl_2 con recirculación (4), a los 60 min de tratamiento.

En todos los casos, los efluentes presentaron un color amarillo. Las muestras de los efluentes del tratamiento del lixiviado con CaCl_2 resultaron menos turbias que las muestras de los efluentes del lixiviado sin CaCl_2 , con y sin recirculación.

Los resultados del análisis de los diferentes parámetros físico - químicos del agua lixiviada antes y después del proceso de descontaminación por electrocoagulación, se exponen en las Tablas AVI. 3., AVI. 4., AVI. 5 y AVI. 6.

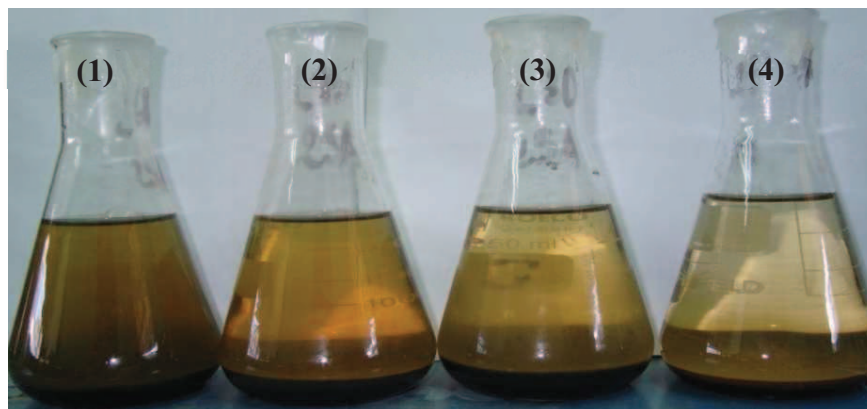


Figura 3.28. Muestras de los efluentes del tratamiento del lixiviado por electrocoagulación a los 60 min de tratamiento (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

Los resultados de la variación del pH y la conductividad respecto al tiempo del proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación, con y sin recirculación, se exponen en las Figuras 3.29. y 3.30. Los porcentajes de remoción de DQO, aceites y grasas, $[\text{CO}_3^{2-}]$, $[\text{HCO}_3^-]$, color real, $[\text{Ca}^{+2}]$, $[\text{Mg}^{+2}]$, fenoles, $[\text{NO}_3^-]$, sólidos disueltos, sólidos suspendidos, sólidos totales y turbidez que se presentan en las Tablas AVII.3., AVII.4., AVII.5. y AVII.6. del Anexo VII se exponen en las Figuras de la 3.31. a la 3.43.

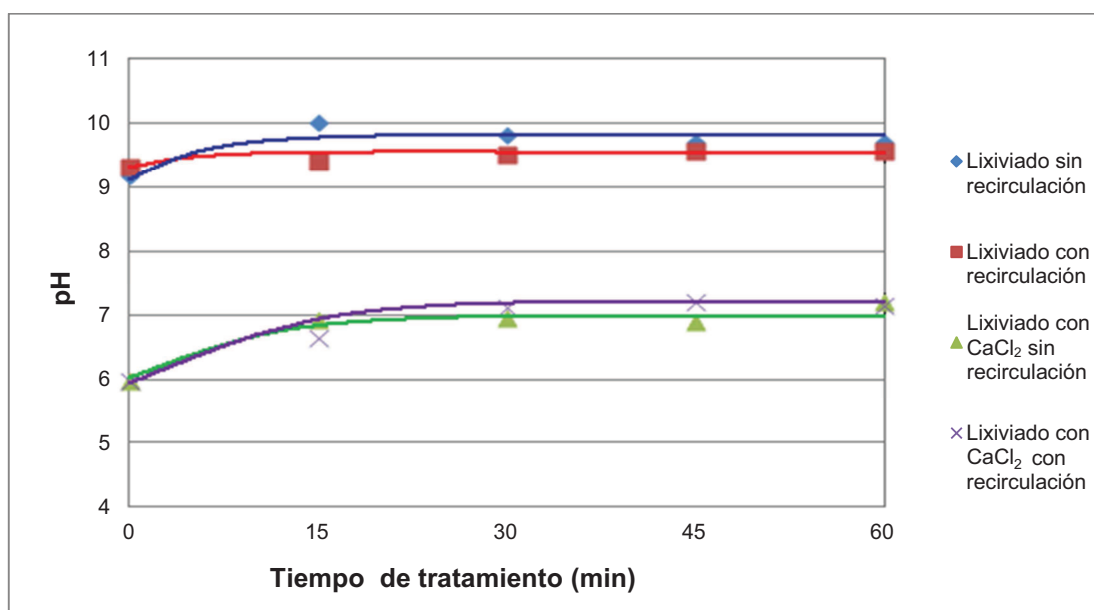


Figura 3.29. Variación de pH durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

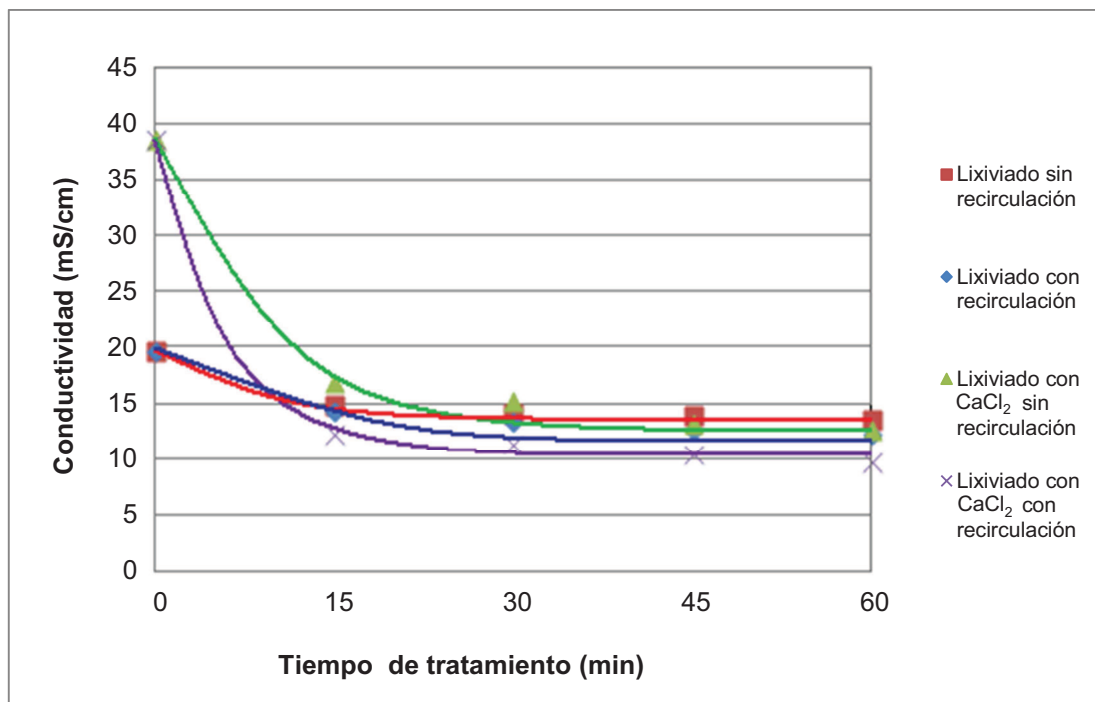


Figura 3.30. Variación de la conductividad durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

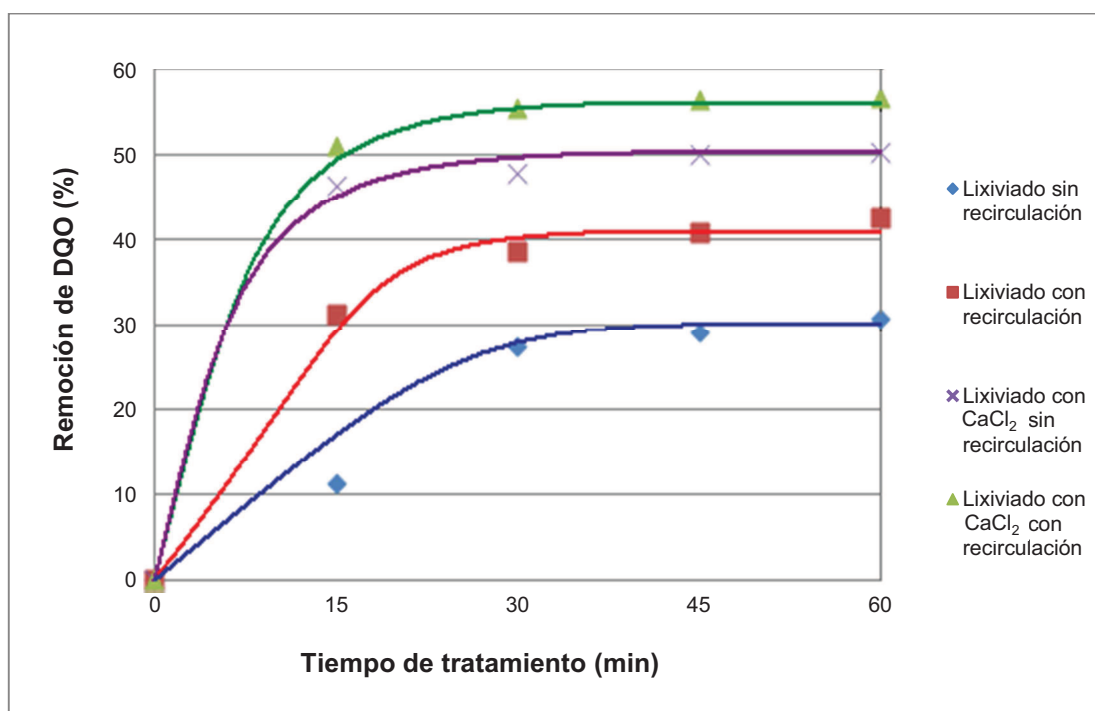


Figura 3.31. Porcentaje de remoción de DQO durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación 10 L/h)

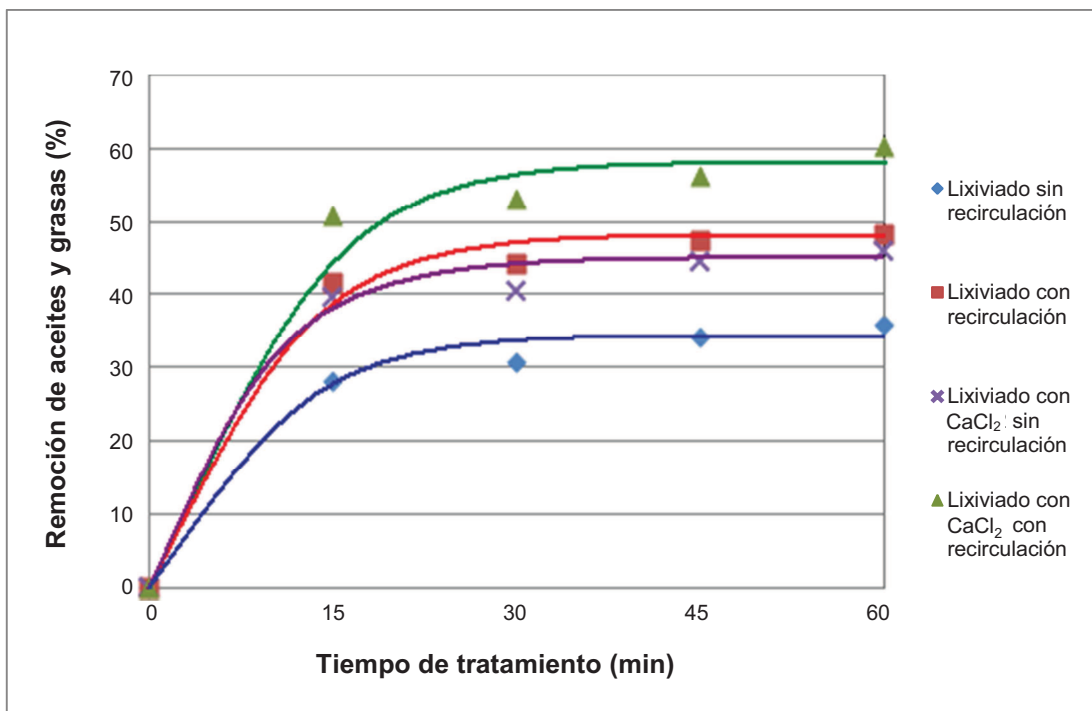


Figura 3.32. Porcentaje de remoción de aceites y grasas durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

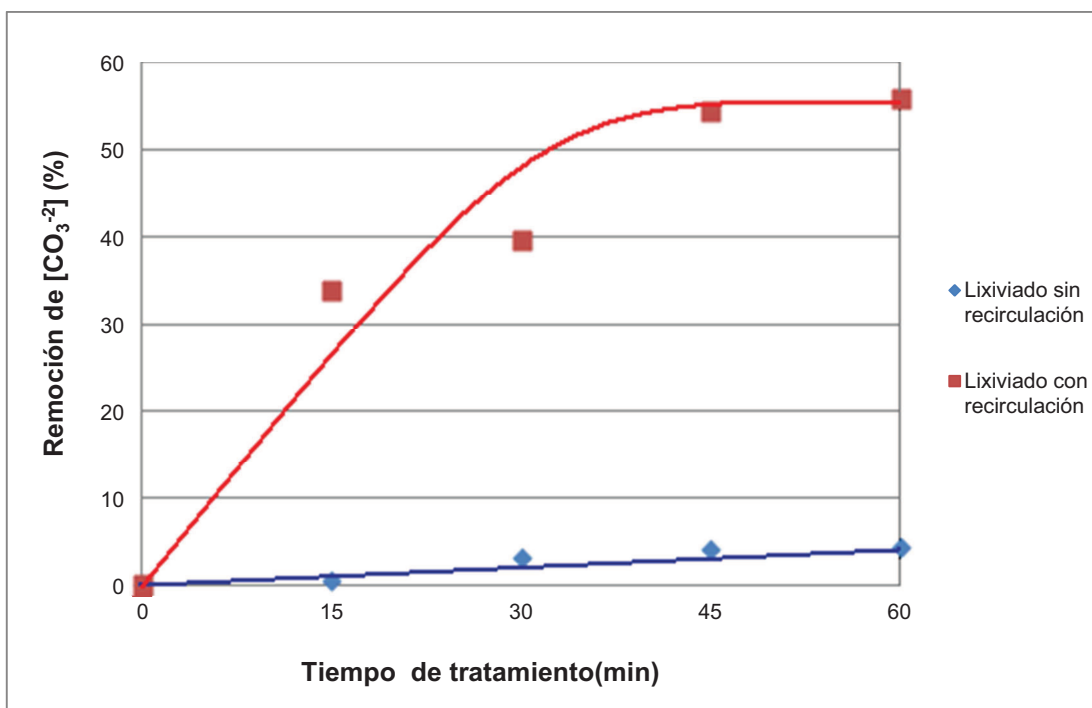


Figura 3.33. Porcentaje de remoción de $[\text{CO}_3^{2-}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

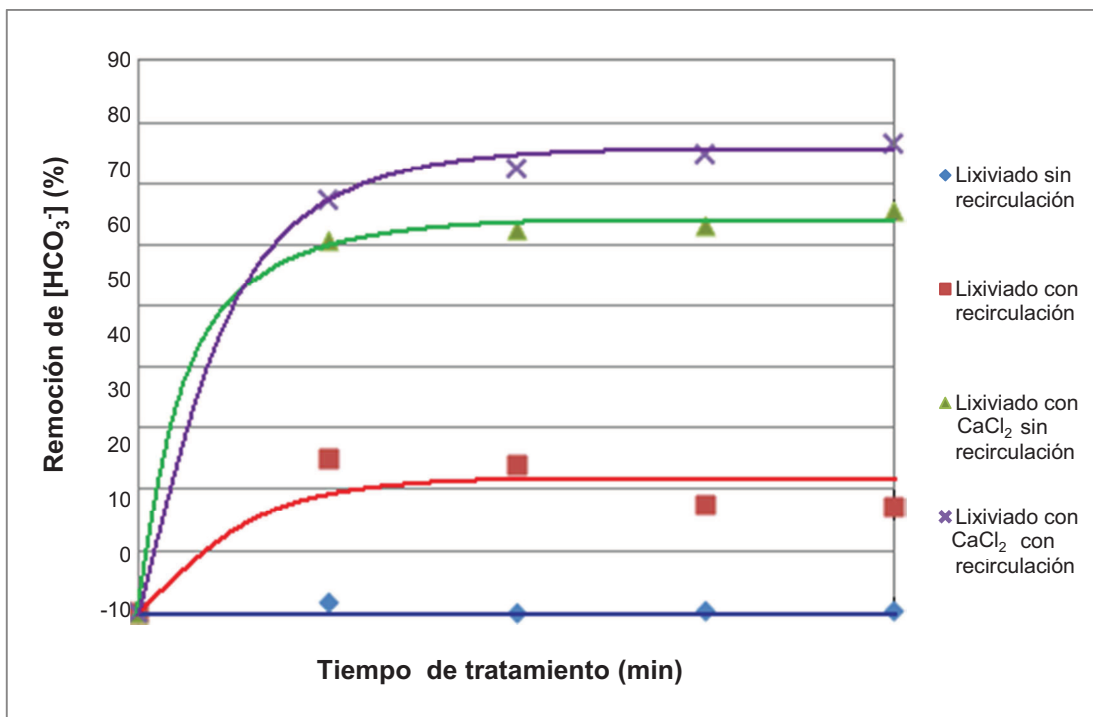


Figura 3.34. Porcentaje de remoción de $[\text{HCO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

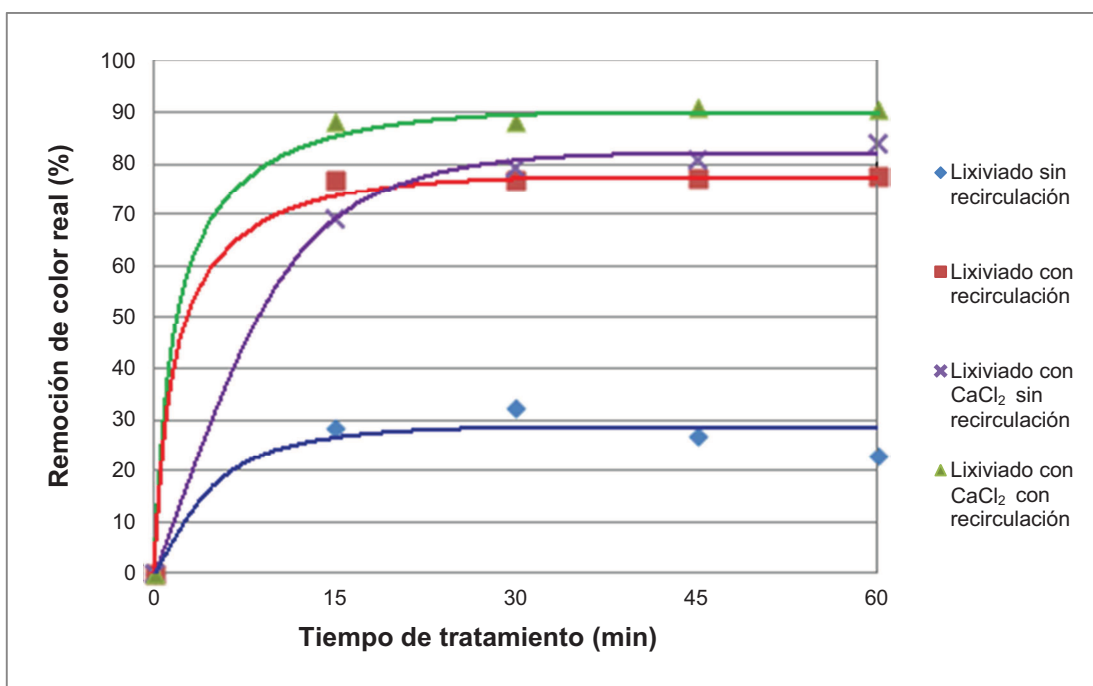


Figura 3.35. Porcentaje de remoción de color real durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación 10 L/h)

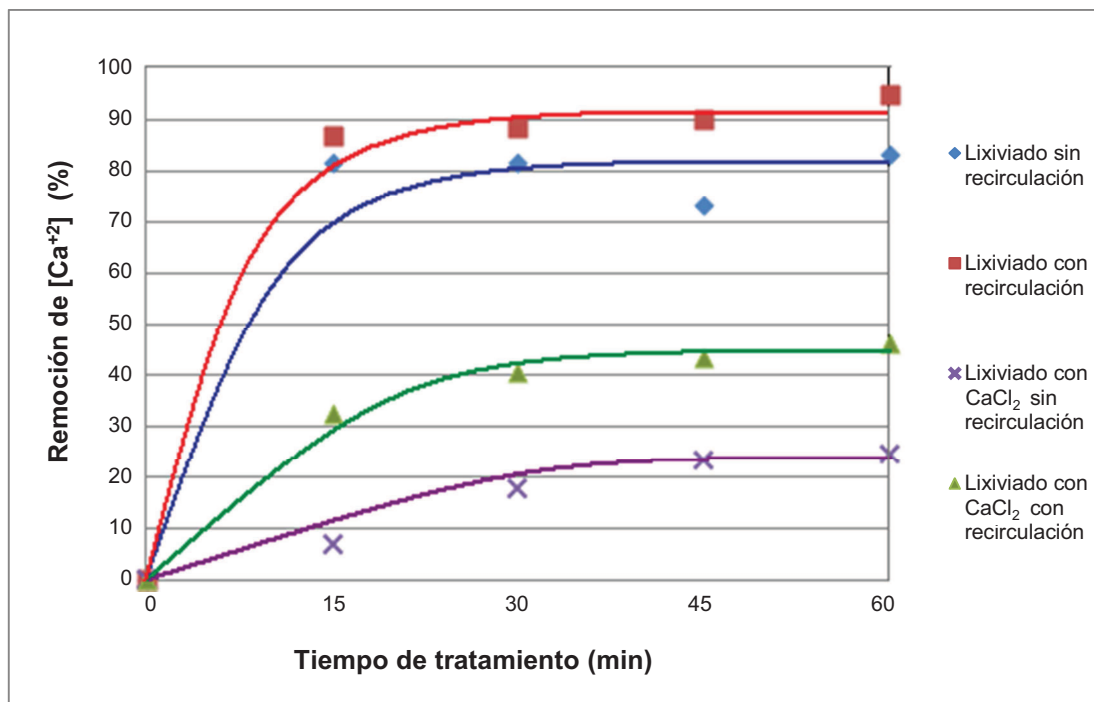


Figura 3.36. Porcentaje de remoción de $[Ca^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

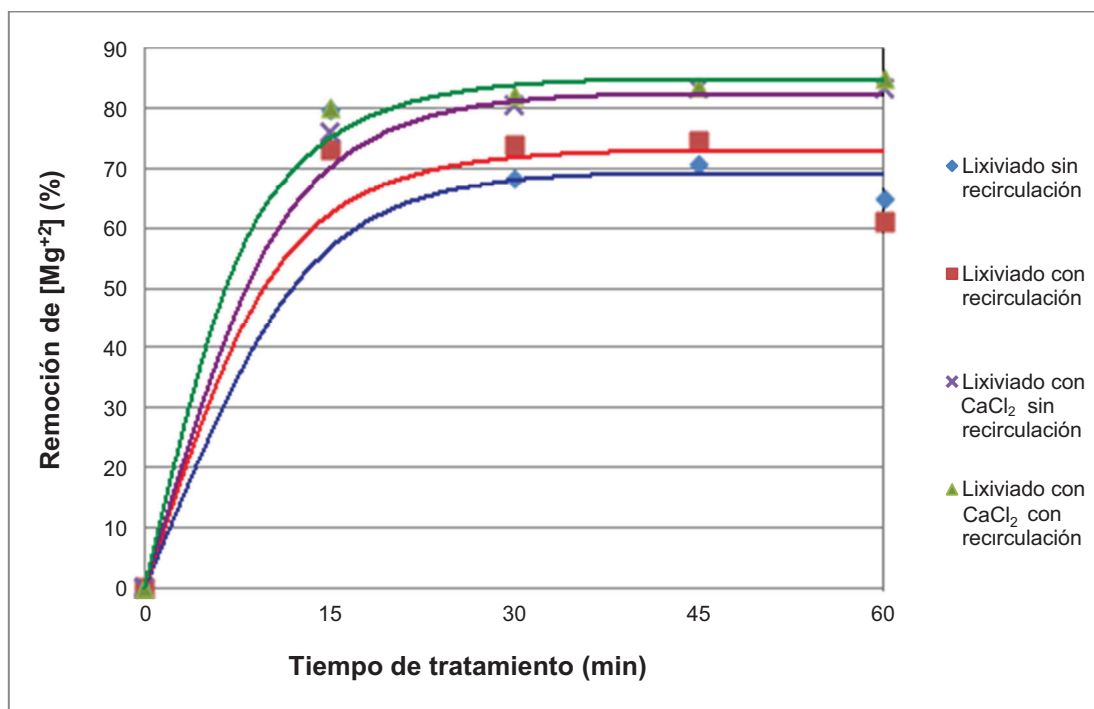


Figura 3.37. Porcentaje de remoción de $[Mg^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

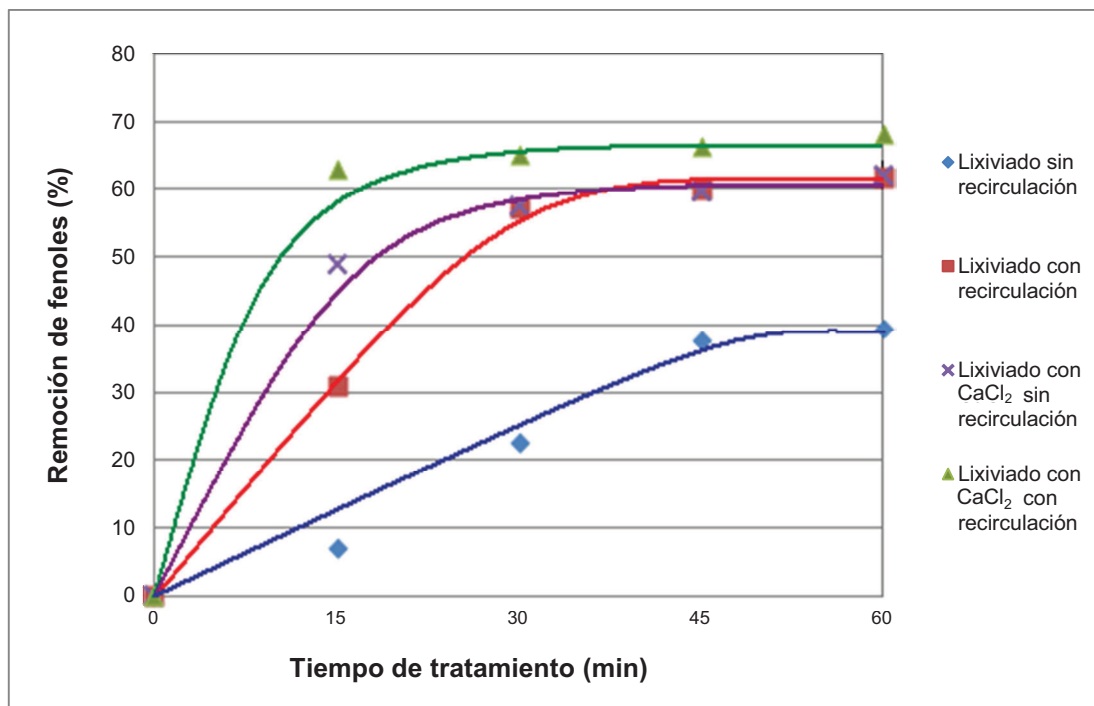


Figura 3.38. Porcentaje de remoción de fenoles durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

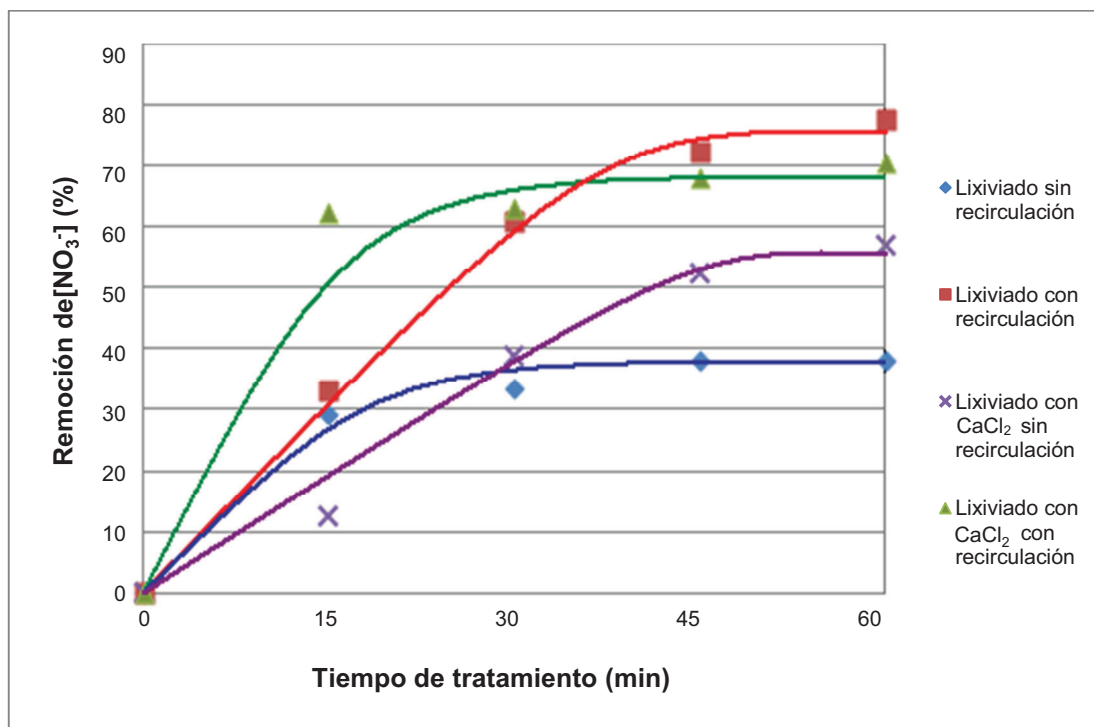


Figura 3.39. Porcentaje de remoción de [NO₃⁻] durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

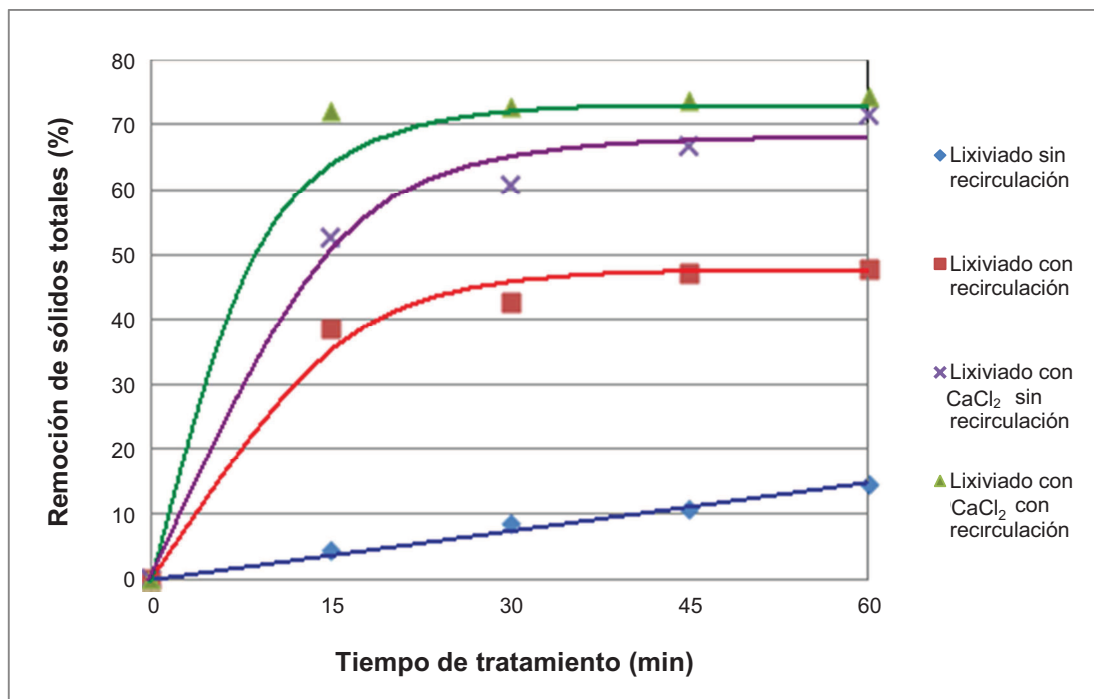


Figura 3.40. Porcentaje de remoción de sólidos totales durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

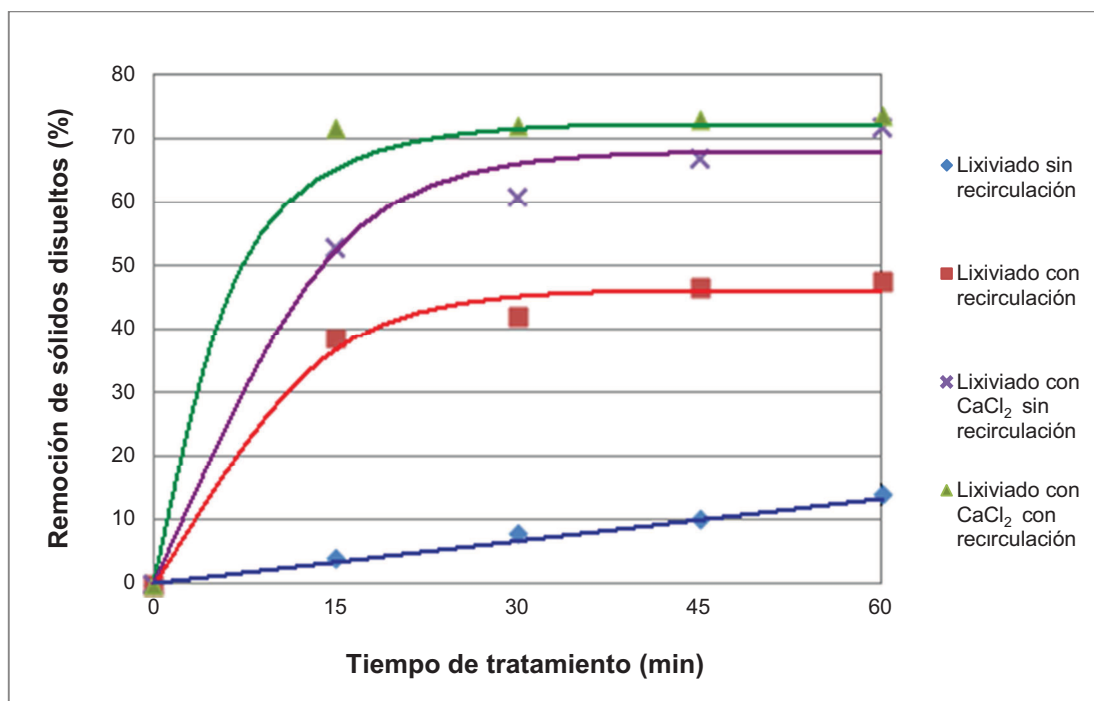


Figura 3.41. Porcentaje de remoción de sólidos disueltos durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

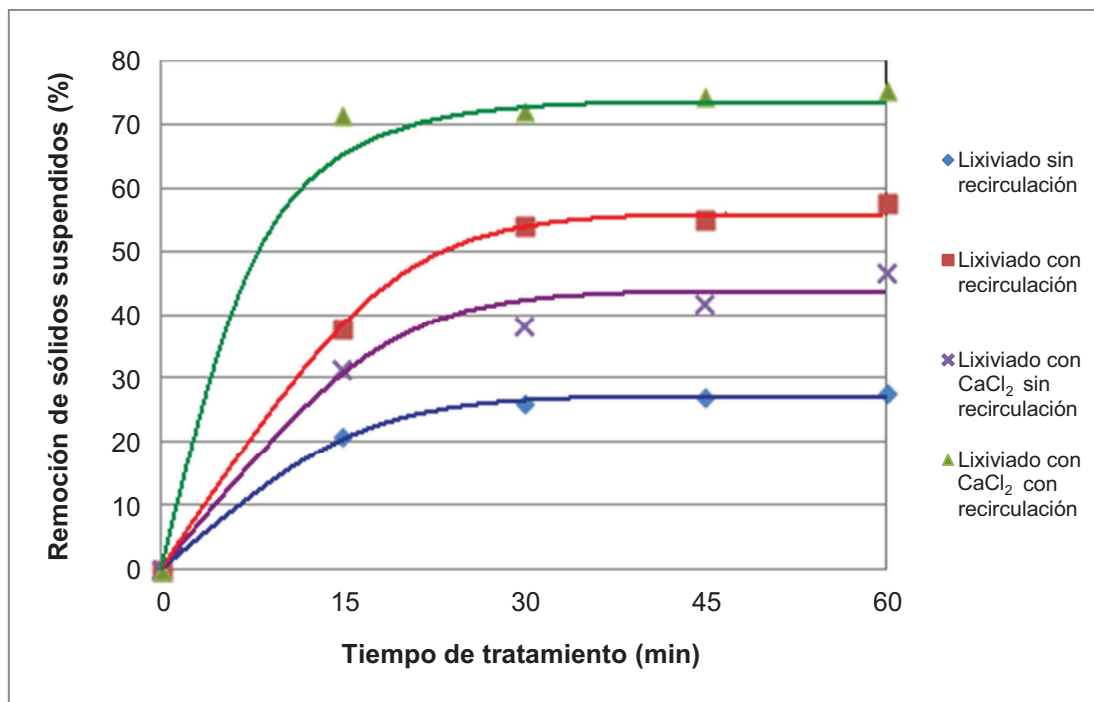


Figura 3.42. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

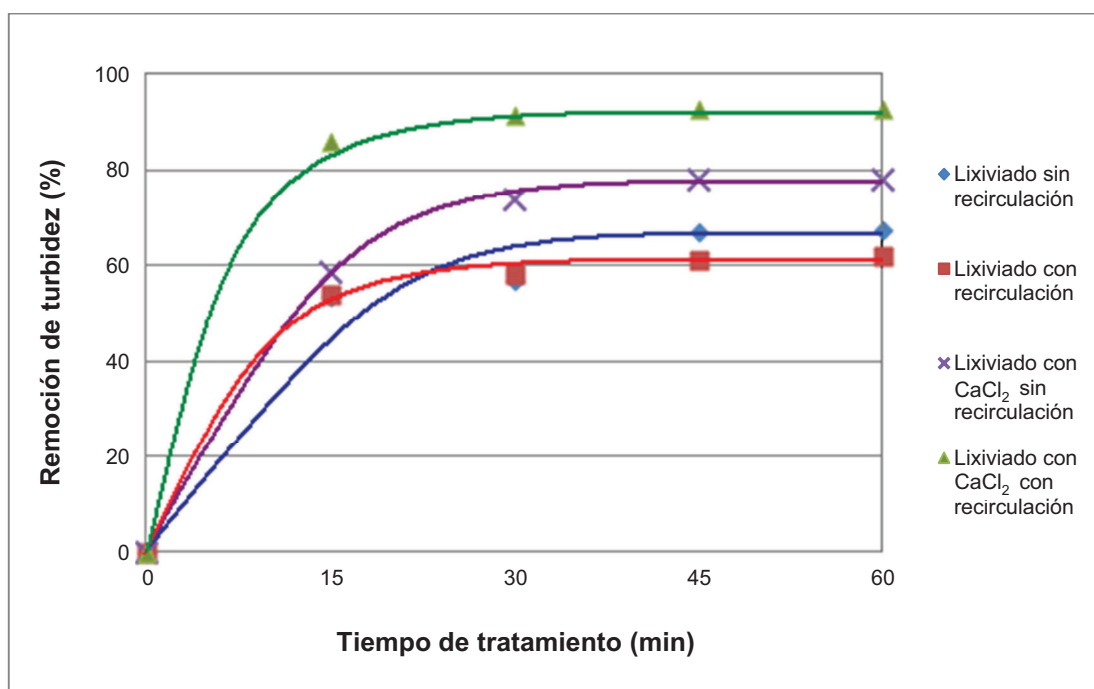


Figura 3.43. Porcentaje de remoción de turbidez durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

En la Tabla 3.5. se indican la cantidad de sólidos flotantes (espumas) formadas durante los procesos de electrocoagulación y la cantidad de sólidos sedimentables en los efluentes de los ensayos con ánodos de hierro.

Tabla 3.5. Cantidad de sólidos sedimentables y flotantes producidos durante el proceso de electrocoagulación del lixiviado (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

PARÁMETRO	AFLUENTE DEL PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN	VALOR
Sólidos sedimentables	Lixiviado sin recirculación	250 mL/L
	Lixiviado con recirculación	280 mL/L
	Lixiviado con CaCl ₂ sin recirculación	90 mL/L
	Lixiviado con CaCl ₂ con recirculación	130 mL/L
Sólidos flotantes (Espumas)	Lixiviado sin recirculación	43,9 g
	Lixiviado con recirculación	50,6 g
	Lixiviado con CaCl ₂ sin recirculación	26,7 g
	Lixiviado con CaCl ₂ con recirculación	33,5 g

Del análisis de los resultados expuestos en las Figuras 2.29. a la 3.43. se determina que:

- La adición de CaCl₂ disminuyó el pH inicial del lixiviado de 9 a 6, como se muestra en la Figura 3.29. y posterior al tratamiento por electrocoagulación el pH se incrementó hasta 7,2 a los 30 min de tratamiento, para luego mantenerse constante como se esperaba debido a que a un pH cercano al neutro se favorece a la remoción de contaminantes. En los ensayos con lixiviado sin CaCl₂, el pH se mantuvo constante en 9,5 durante el proceso de electrocoagulación a partir de los 15 min de tratamiento.
- Como se observa en la Figura 3.30, la conductividad en los ensayos con lixiviado sin CaCl₂ con y sin reciclo son similares y no tienen variación significativa con el tiempo de tratamiento y se obtuvieron valores de conductividad cercanos a 12 mS/cm en promedio. En cambio, si el lixiviado es

tratado desde el inicio con CaCl_2 , la conductividad disminuyó rápidamente durante los 15 min de tratamiento y luego permaneció constante.

La conductividad inicial del lixiviado tomó un valor alto de 38,5 mS/cm cuando se añadió CaCl_2 previo al tratamiento de electrocoagulación y bajó hasta un valor de 13 mS/cm en promedio, lo que mejoró la remoción de contaminantes debido a la precipitación de compuestos de calcio.

- El oxígeno disuelto inicial y posterior al tratamiento del lixiviado fue de 0,1 mg/L, en todos los ensayos de electrocoagulación, no se obtuvo un aumento del oxígeno disuelto debido a la alta contaminación que los efluentes mantuvieron posterior al tratamiento por electrocoagulación.
- De acuerdo a los resultados expuestos en la Figura 3.31, el mejor resultado de la remoción de DQO se logró al tratar el agua lixiviada con CaCl_2 y recirculándola, mientras que la menor remoción se tuvo al utilizar el lixiviado sin CaCl_2 y sin recirculación. Las tendencias de remoción de DQO en los 4 casos de estudio son constantes a los 30 min de tratamiento de electrocoagulación. La concentración inicial de DQO fue de 9 900 mg/L.

La diferencia de remoción de DQO entre el tratamiento del lixiviado con CaCl_2 , con y sin recirculación, es de aproximadamente 6 %, valor que no es significativo, por lo que se determinó que no es necesario el proceso de recirculación del lixiviado con o sin CaCl_2 .

- Según los resultados que se observan en la Figura 3.32., la mayor remoción de aceites y grasas se obtuvo en el tratamiento del lixiviado con CaCl_2 con recirculación. Los valores de remoción de aceites y grasas tienden a ser constantes a partir de los 30 min del proceso de descontaminación por electrocoagulación.

A pesar de que el valor inicial de aceites y grasas se encuentra dentro del establecido en la norma dispuesta por el Municipio de Quito, los resultados son

importantes ya que se obtuvo una descontaminación del 30 al 50 %, cuando el lixiviado se trató sin CaCl_2 y entre el 40 y el 60 % con CaCl_2 , a partir de los 30 min de tratamiento.

- Los resultados expuestos en las Figuras 3.33. y 3.34. demuestran que la adición de CaCl_2 disminuye la alcalinidad $[\text{CO}_3^{-2}]$ y $[\text{HCO}_3^-]$ del lixiviado de manera considerable a pesar que disminuyó también el pH inicial.

La mayor remoción se dio en la alcalinidad bicarbonatos en el ensayo del lixiviado con CaCl_2 , con recirculación. El valor inicial de $[\text{HCO}_3^-]$ fue de 1 280 mg/L y se llegó a 300 mg/L, lo que representa el 76,6 % de remoción, aproximadamente 10 % más que el valor obtenido en el tratamiento del lixiviado con CaCl_2 , sin recirculación.

En la Figura 3.33., se observa que cuando se recirculó el lixiviado se obtuvo un porcentaje de remoción de $[\text{CO}_3^{-2}]$ superior al 55 % a los 45 min de tratamiento.

- La remoción de color real del lixiviado tratado por electrocoagulación, según los resultados expuestos en la Figura 3.35., llegó a valores superiores al 80 % a partir de los 30 min de tratamiento cuando se trató el lixiviado con CaCl_2 , con y sin recirculación.

La adición de la sal CaCl_2 aumentó la conductividad del lixiviado lo que ayudó a la disminución de color como fue planteado por Pavas y López (2009, p. 122)

- Como se observa en la Figura 3.36., al recircular el lixiviado se mejoró la remoción de $[\text{Ca}^{+2}]$ hasta un promedio del 85 % de remoción; mientras que, el tratamiento de lixiviado sin recirculación se obtuvo una remoción promedio del 73 %.
- En la Figura 3.37, se muestra que cuando se trató el lixiviado con CaCl_2 , con y sin recirculación, se dieron similares remociones de $[\text{Mg}^{+2}]$; bajo estas condiciones, se logró valores constantes de remoción de $[\text{Mg}^{+2}]$ superiores al 80 % a los 30 min de tratamiento del lixiviado sin recirculación.

Mientras que, en los tratamientos de lixiviado sin CaCl_2 , con y sin recirculación, se logró una remoción aproximada de 74 % a los 30 min de tratamiento, lo que implica que no es necesaria la recirculación del lixiviado, ya que existió una pequeña diferencia de remoción menor al 6 %.

Además, la remoción de $[\text{Mg}^{+2}]$ del lixiviado sin la adición de CaCl_2 es menor que la obtenida con la adición de CaCl_2 . Los valores de remoción tanto de $[\text{Ca}^{+2}]$ como de $[\text{Mg}^{+2}]$ tomaron tendencias constantes de remoción a partir de los 30 min de tratamiento del proceso de electrocoagulación.

- El valor de fenol en el lixiviado inicial fue de 2,16 mg/L y su remoción se observa en la Figura 3.38., donde la mayor remoción fue en el tratamiento del lixiviado con CaCl_2 con recirculación, donde se obtuvo una remoción constante superior al 65 % a los 45 min.
- El valor inicial de $[\text{NO}_3^-]$ (79,9 mg/L) está sobre el límite máximo de descarga a causes de agua (10 mg/L) dispuesto en TULAS. Como se observa en la Figura 3.41, la mayor remoción de $[\text{NO}_3^-]$ fue de 77,8 % a los 60 min de tratamiento cuando se recirculó el lixiviado sin CaCl_2 , lo que corresponde a una disminución desde 79,7 mg NO_3^- /L a 17,7 mg NO_3^- /L.
- En las Figura 3.40. y 3.41., se observan las remociones de sólidos totales y disueltos, cuyos resultados tienden a ser constantes a los 45 min del proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación. La mayor remoción de sólidos totales fue de 74,5 % a los 60 min del proceso de electrocoagulación con lixiviado recirculado que contenía CaCl_2 .

La remoción tanto de sólidos totales como de sólidos disueltos son mayores cuando se recirculó el lixiviado con CaCl_2 . En el tratamiento del lixiviado con CaCl_2 recirculado se llegó a valores inferiores de 80 mg/L de sólidos suspendidos, valor con el que se podría descargar el efluente según la norma TULAS (100 mg/L), como se observa en la Figura 3.42.

- La elevada turbidez del lixiviado puede colapsar el proceso de tratamiento y afectar a la eficiencia de la descontaminación (OMS, 2008, p. 58).
Como se observa en la Figura 3.43., la mayor remoción de turbidez tuvo lugar con el lixiviado con CaCl_2 recirculado, que alcanzó el 85 % a los 30 min, mientras que en el tratamiento del lixiviado sin CaCl_2 , con y sin recirculación, los porcentajes de remoción de turbidez fueron menores.
- La electrocoagulación tiende a formar flóculos de mayor densidad que el líquido, lo que permite su sedimentación, como se muestra en la Tabla 3.5., donde se observa que al tratar el lixiviado sin CaCl_2 y sin recirculación, la cantidad de sólidos sedimentables es de 250 mL/L, 25 veces mayor al límite aceptado por el Municipio de Quito (10 mg/L).

En cambio, en el tratamiento del lixiviado con CaCl_2 , con y sin recirculación, la cantidad de sólidos sedimentables y de sólidos flotantes disminuyó.

La adición de CaCl_2 , permitió la precipitación de compuestos de calcio antes del tratamiento por electrocoagulación, los que previamente fueron separados.

En la Tabla 3.6. se presenta un resumen de los mejores porcentajes de remoción de los contaminantes físico - químicos presentes en el lixiviado por el proceso de electrocoagulación cuando se alimentó el lixiviado sin CaCl_2 y sin recirculación, lixiviado sin CaCl_2 y con recirculación, lixiviado con CaCl_2 y sin recirculación y lixiviado con CaCl_2 y con recirculación.

Los resultados expuestos en la Tabla 3.6. indican que los mayores porcentajes de remoción de los contaminantes más importantes se obtuvieron cuando se utilizó el lixiviado con CaCl_2 recirculado a los 45 min de tratamiento, pero, la diferencia de remoción de los contaminantes presentes en el lixiviado obtenido con CaCl_2 , con y sin recirculación, están tan solo entre el 5 y el 10 %.

De manera general, la recirculación del lixiviado significa mayor tiempo de tratamiento y gasto energético, por lo que, la mejor opción de tratamiento es del lixiviado con CaCl_2 sin recirculación.

Tabla 3.6. Mayores porcentajes de remoción de los contaminantes químicos y físicos por el proceso de electrocoagulación en el lixiviado sin CaCl_2 , con y sin recirculación y en el lixiviado con CaCl_2 , con y sin recirculación (Reactor de 12 L, 20 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

PARÁMETRO	FORMA DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN	MAYOR REMOCIÓN (%)	TIEMPO DE TRATAMIENTO (min)
Aceites y grasas (mg/L)	Lixiviado con CaCl_2 con recirculación	58	45
$[\text{CO}_3]^{-2}$ (mg/L)	Lixiviado sin CaCl_2 con recirculación	55	45
$[\text{HCO}_3]^{-}$ (mg/L)	Lixiviado con CaCl_2 con recirculación	75	45
Color real (Unid. Pt - Co)	Lixiviado sin CaCl_2 con recirculación	90	30
DQO (mg O_2 /L)	Lixiviado con CaCl_2 sin recirculación	55	30
Ca^{+2} (mg/L)	Lixiviado sin CaCl_2 con recirculación	91	30
Mg^{+2} (mg/L)	Lixiviado con CaCl_2 con recirculación	85	30
Fenoles (mg/L)	Lixiviado con CaCl_2 con recirculación	65	45
$[\text{NO}_3]^{-}$ (mg/L)	Lixiviado sin CaCl_2 con recirculación	75	45
Sólidos totales (mg/L)	Lixiviado con CaCl_2 con recirculación	72	45
Sólidos disueltos (mg/L)	Lixiviado con CaCl_2 con recirculación	72	45
Sólidos suspendidos (mg/L)	Lixiviado con CaCl_2 con recirculación	72	45
Turbidez (NTU)	Lixiviado con CaCl_2 con recirculación	86	30

3.3.4. INFLUENCIA DEL TAMAÑO DEL REACTOR

Una prueba comparativa de las remociones de DQO, turbidez y color del lixiviado con CaCl_2 sin recirculación se realizó en el reactor de electrocoagulación de 6 L, se mantuvieron constantes las condiciones de operación del reactor de 12 L.

Las condiciones que se mantuvieron constantes fueron:

- Reactor de 6 L, con 10 celdas electroquímicas
- Ánodos de hierro
- Lixiviado con CaCl_2 sin recirculación
- Intensidad de corriente de 20 A
- Flujo de alimentación de lixiviado de 10 L/h

Los resultados de las remociones alcanzadas de DQO, turbidez y color real en el tratamiento por electrocoagulación del lixiviado con CaCl_2 sin recirculación en los reactores de 6 L y 12 L se reportan en las Tablas 3.7. y AVI. 7. del Anexo VI.

Tabla 3.7. Porcentajes de remoción de DQO, turbidez y color real a los 45 min de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 sin recirculación en los reactores de 6 L y 12 L (Ánodos de hierro, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

PARÁMETRO	REMOCIÓN EN EL REACTOR DE 6 L	REMOCIÓN EN EL REACTOR DE 12 L
DQO	49,1 %	50,3 %
Turbidez	79,7 %	77,9 %
Color real	81,9 %	81,0 %

A pesar de que en el reactor de 12 L se utilizó el doble de celdas electroquímicas, los porcentajes de remoción de DQO, turbidez y color real son similares, por lo que se decidió utilizar el reactor de 6 L en la continuación del estudio del proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación.

3.3.5. INFLUENCIA DE LA ALIMENTACIÓN DE INTENSIDAD DE CORRIENTE DIFERENCIADA A LAS CELDAS ELECTROQUÍMICAS DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

La necesidad de alimentar intensidades de corriente diferenciadas a las celdas electroquímicas se dio debido a la excesiva generación de hidróxido ferroso y férrico en el proceso de electrocoagulación, como se observa en la Figura 3.44.

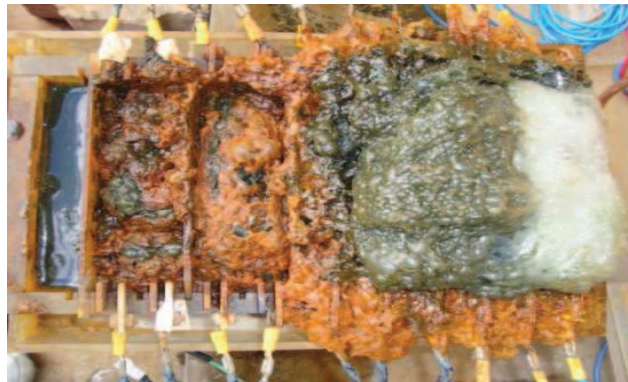


Figura 3.44. Espumas generadas durante el proceso de electrocoagulación del lixiviado (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, lixiviado con CaCl_2 , intensidad de corriente de 30 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

La selección de la intensidad de corriente diferenciada a ser alimentada a las celdas electroquímicas se realizó de acuerdo al procedimiento detallado en el ítem 2.3.5. Se mantuvieron constantes las siguientes condiciones:

- Reactor de electrocoagulación de 6 L
- 10 celdas electroquímicas y ánodos de hierro
- Lixiviado con CaCl_2 a un flujo de alimentación de lixiviado de 10 L/h

Los parámetros estudiados en estos ensayos fueron:

- Intensidad de corriente continua de 30 A, que se representará como “30 A”.
- Intensidad de corriente continua de 30 A a las 3 primeras celdas electroquímicas del reactor y de 13 A a las 7 celdas electroquímicas restantes, cuya alimentación se representará como “30 A - 13 A”.

- Intensidad de corriente continua de 30 A a las 3 primeras celdas electroquímicas del reactor y de 8 A a las 7 celdas electroquímicas restantes, cuya alimentación se representará como “30 A - 8 A”.

Los resultados de la variación del pH, conductividad y el oxígeno disuelto respecto al tiempo del proceso de descontaminación del lixiviado se exponen en las líneas de tendencia en las Figuras 3.45., 3.46. y 3.47. y en las Tablas AVI. 8., AVI. 9. y AVI. 10. del Anexo VI.

Los porcentajes de remoción de DQO, aceites y grasas, $[\text{CO}_3^{-2}]$, $[\text{HCO}_3^-]$, color real, $[\text{Ca}^{+2}]$, $[\text{Mg}^{+2}]$, fenoles, $[\text{NO}_3^-]$, sólidos totales, sólidos disueltos, sólidos suspendidos y turbidez que se presentan en las Tablas de la AVII. 7. a la AVII. 9. del Anexo VII se exponen en las Figuras 3.48. a la 3.59.

En la Tabla 3.8. se exponen la cantidad de espumas formadas y la cantidad de sólidos sedimentables de los efluentes de los ensayos con ánodos de hierro.

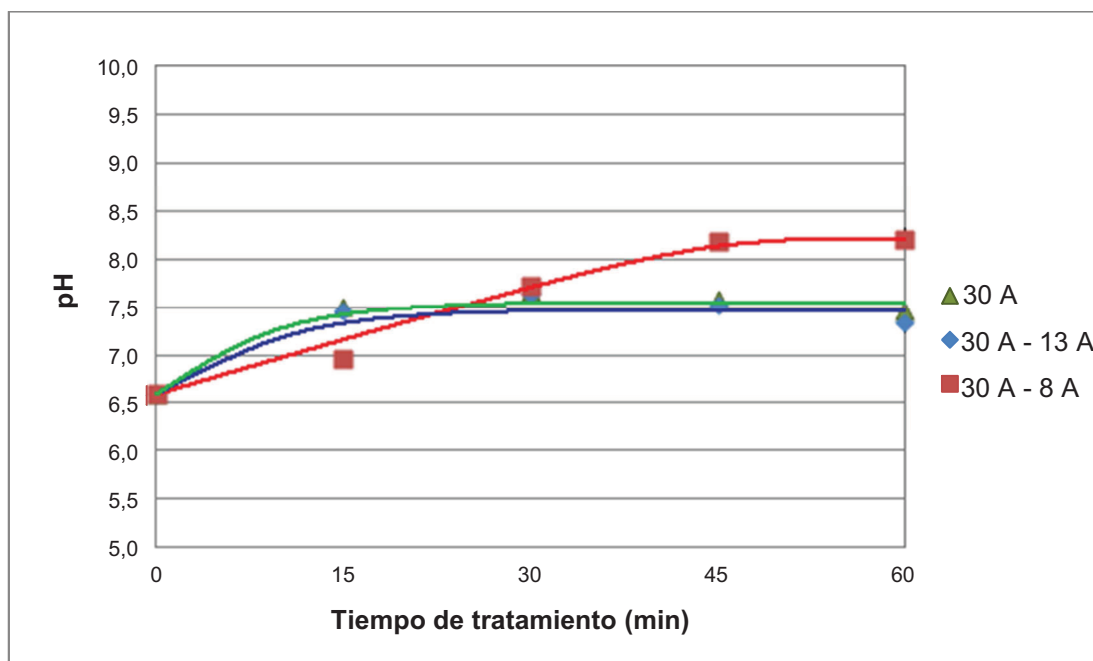


Figura 3.45. Variación del pH durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

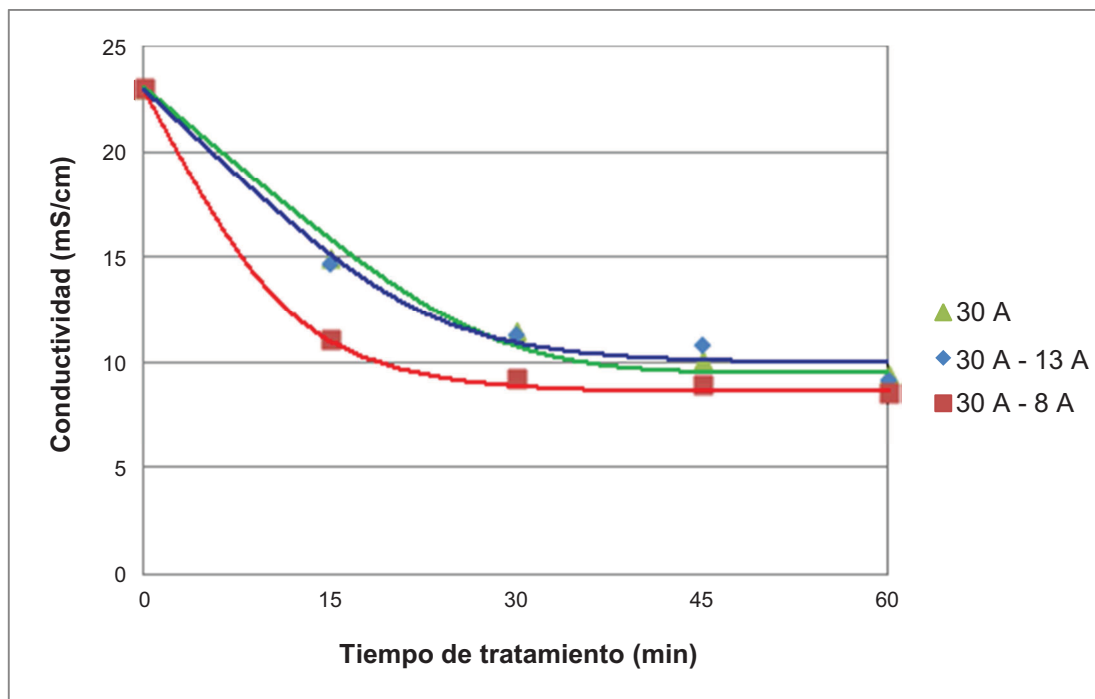


Figura 3.46. Variación de la conductividad durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

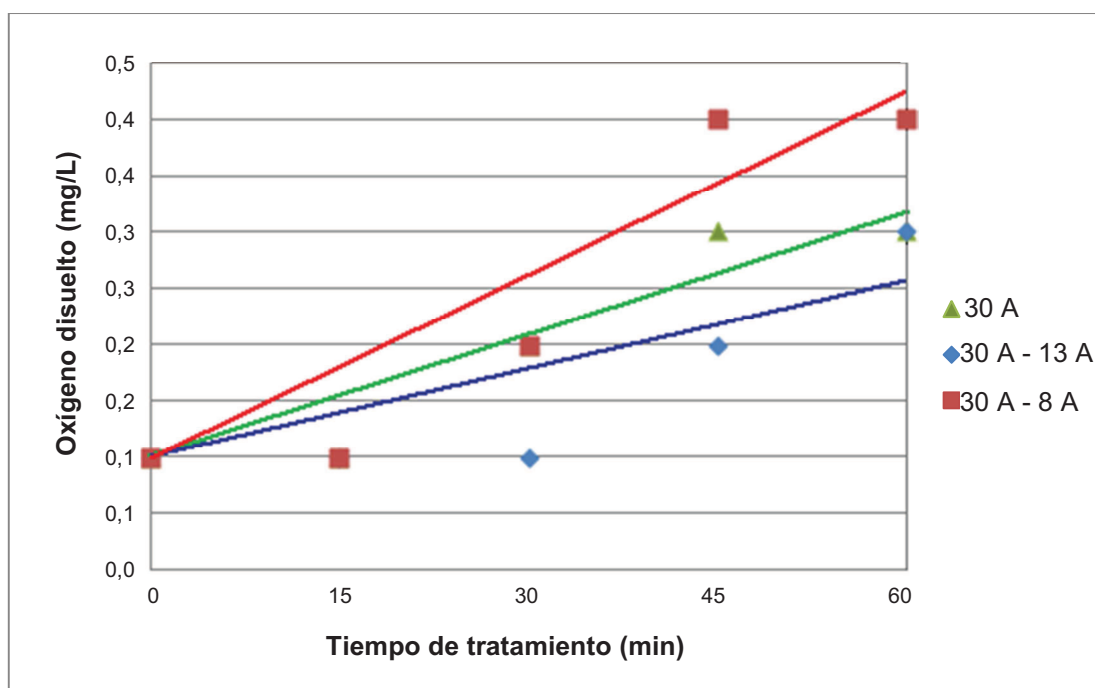


Figura 3.47. Variación del oxígeno disuelto durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

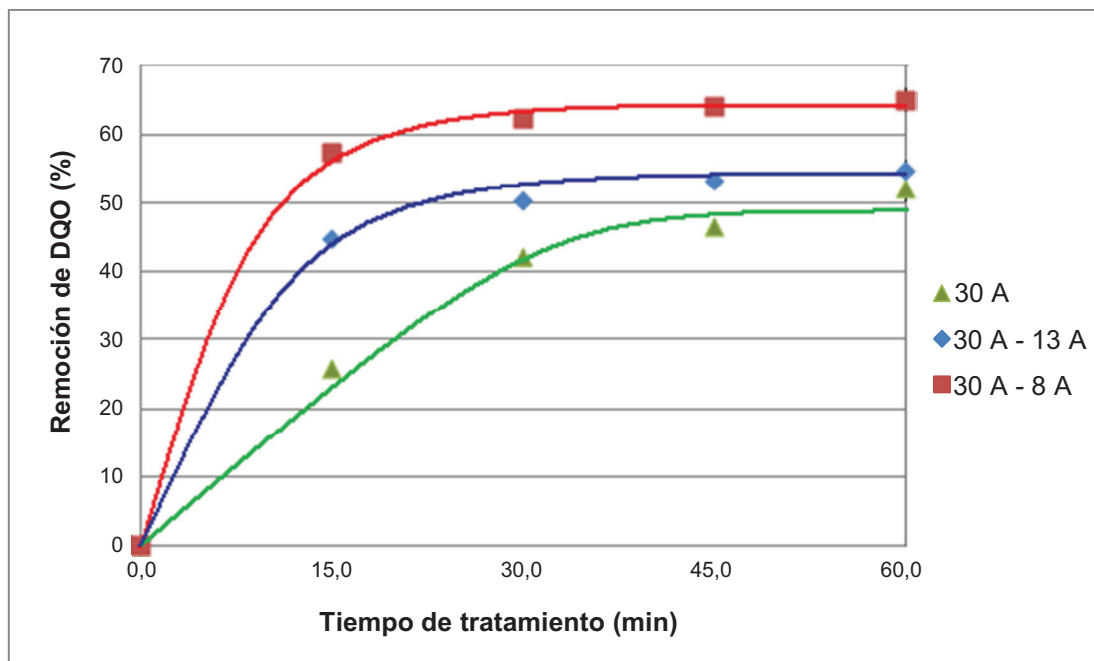


Figura 3.48. Porcentaje de remoción del DQO durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

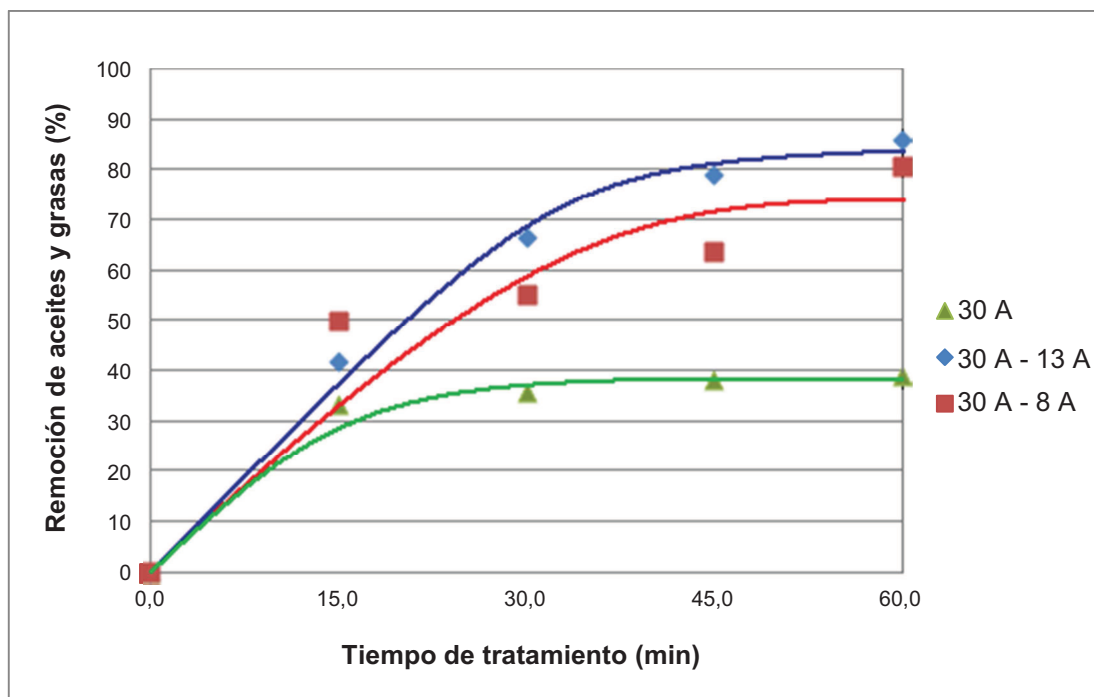


Figura 3.49. Porcentaje de remoción de aceites y grasas durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

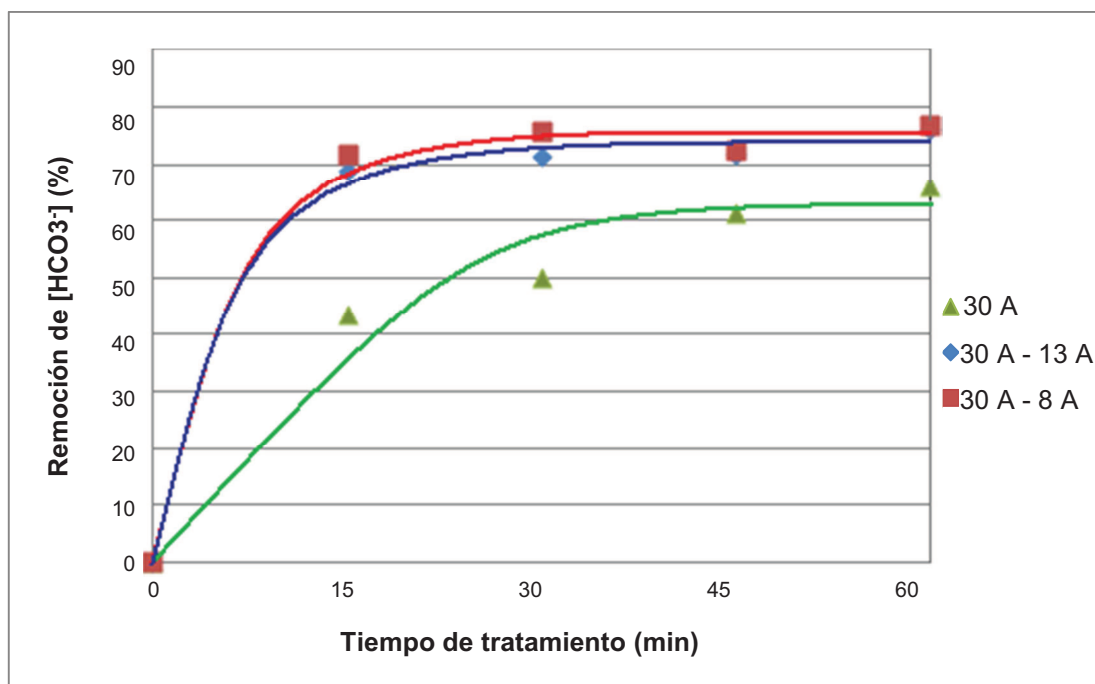


Figura 3.50. Porcentaje de remoción de [HCO₃⁻] durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl₂ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

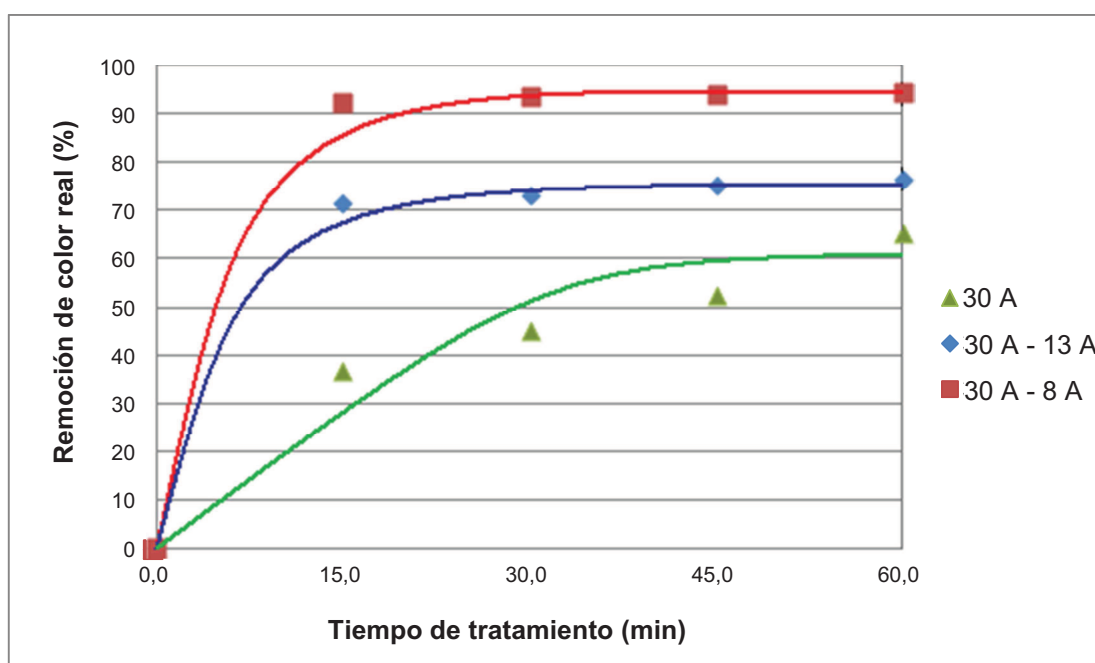


Figura 3.51. Porcentaje de remoción del color real durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl₂ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

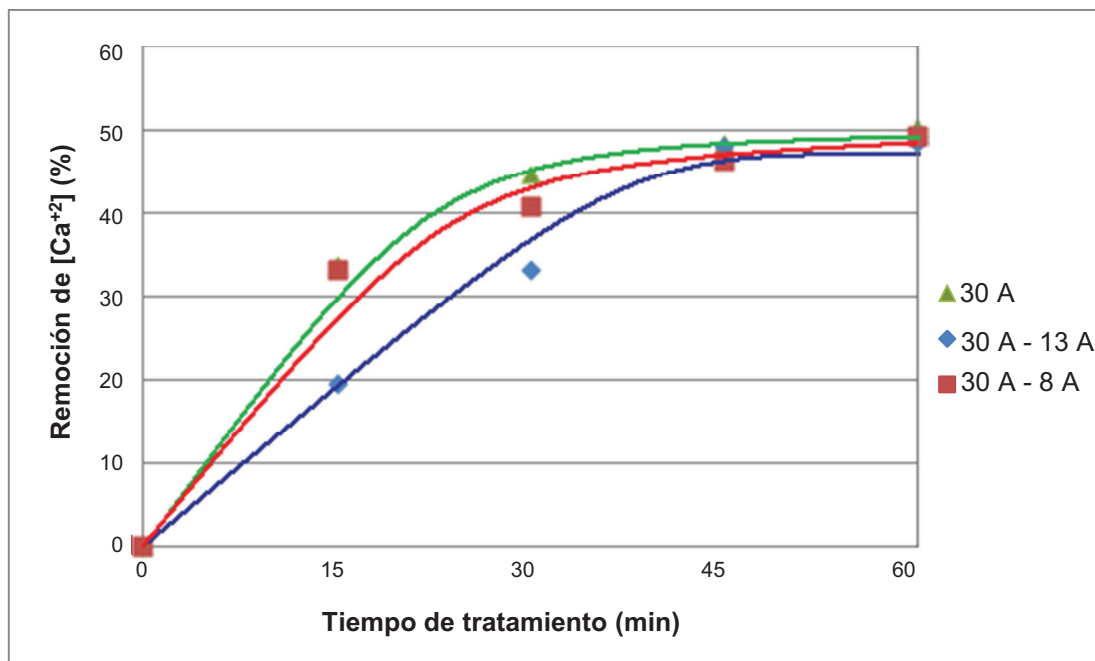


Figura 3.52. Porcentaje de remoción del $[Ca^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

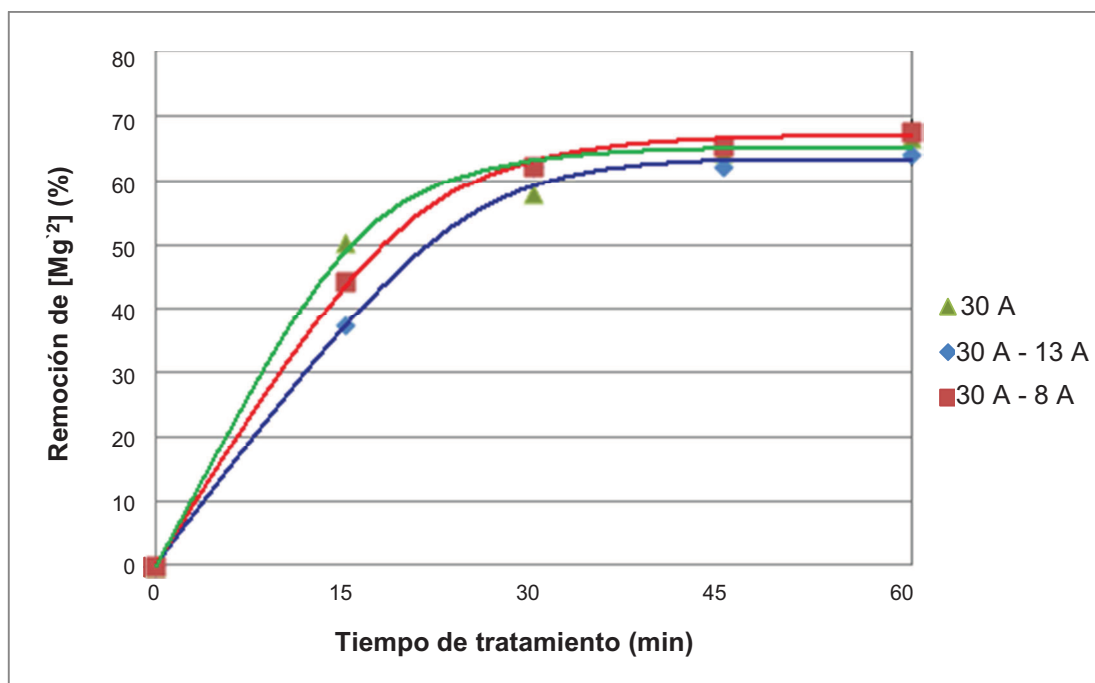


Figura 3.53. Porcentaje de remoción del $[Mg^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con $CaCl_2$ por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

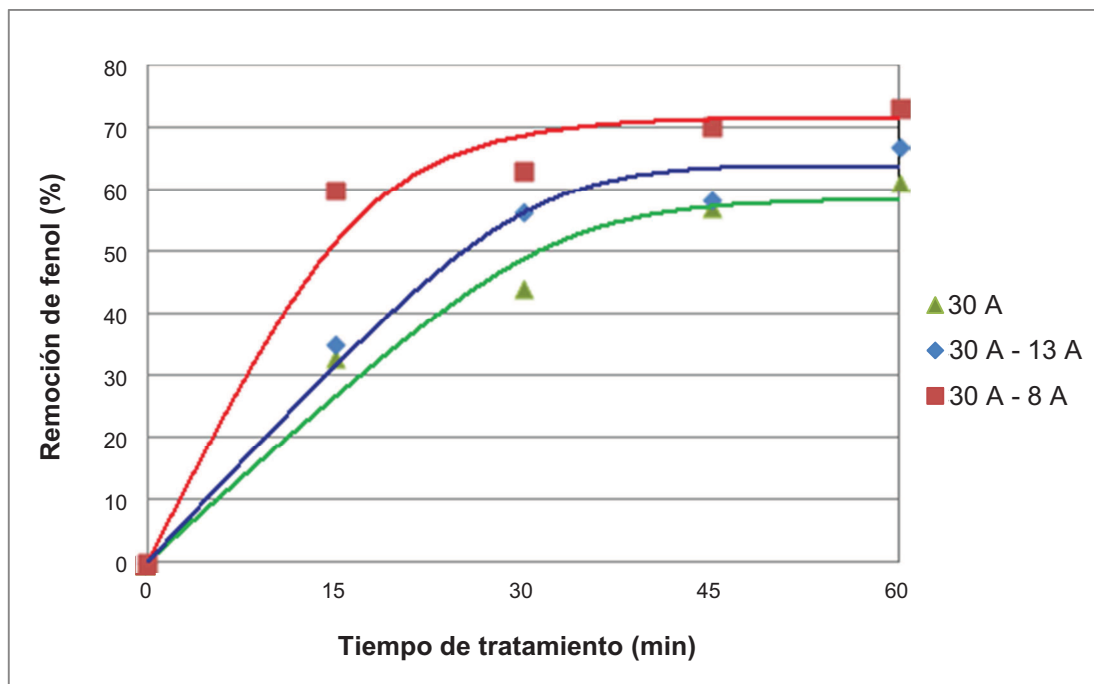


Figura 3.54. Porcentaje de remoción de fenol durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

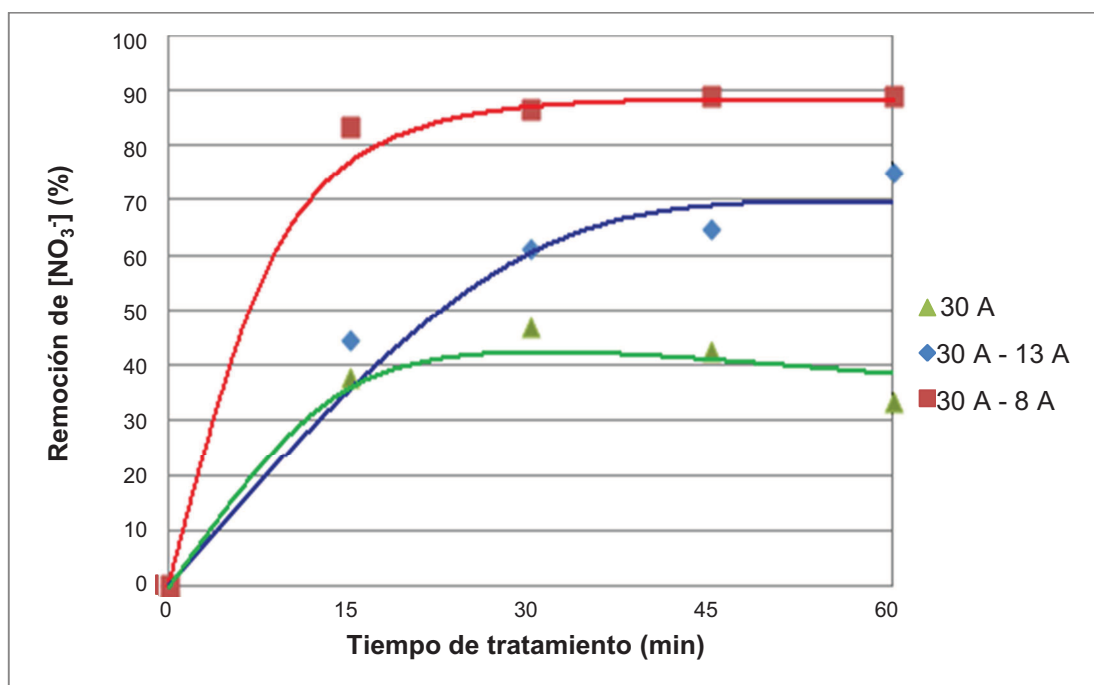


Figura 3.55. Porcentaje de remoción de $[\text{NO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

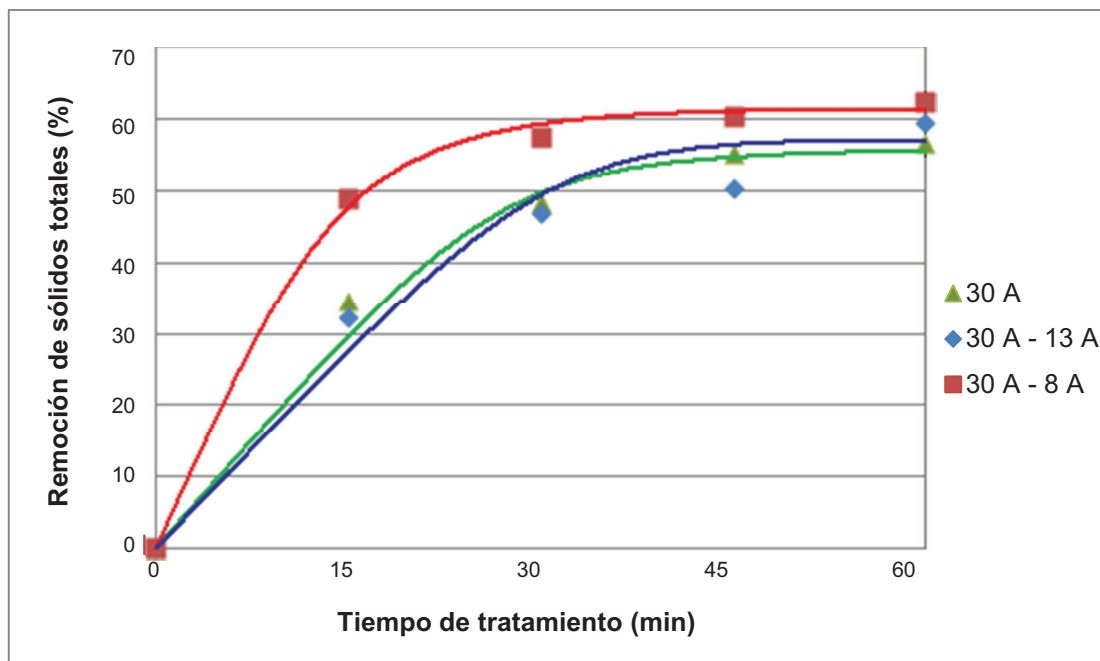


Figura 3.56. Remoción de sólidos totales durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

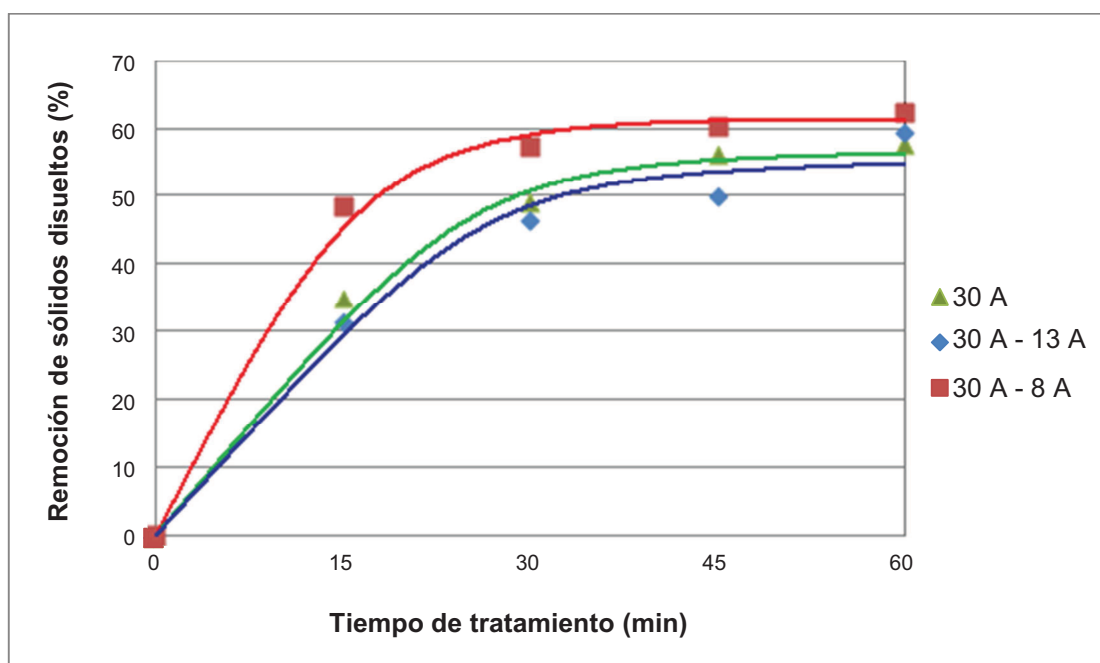


Figura 3.57. Remoción de sólidos disueltos durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

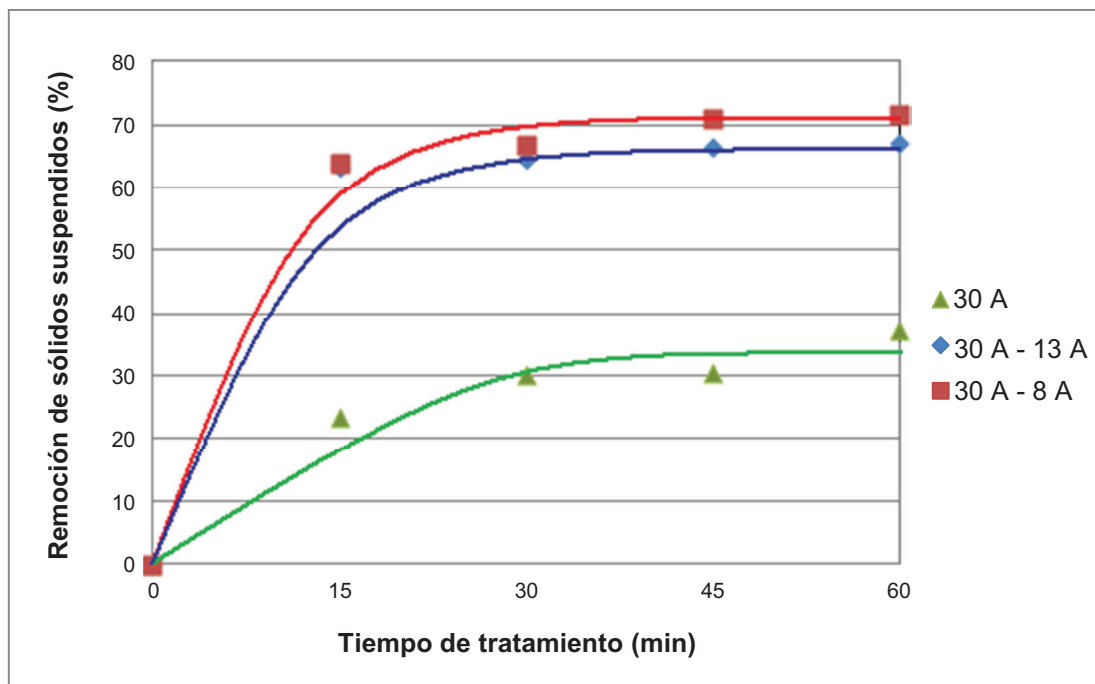


Figura 3.58. Porcentajes de remoción de sólidos suspendidos durante el proceso de tratamiento de lixiviados con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y 10 L/h)

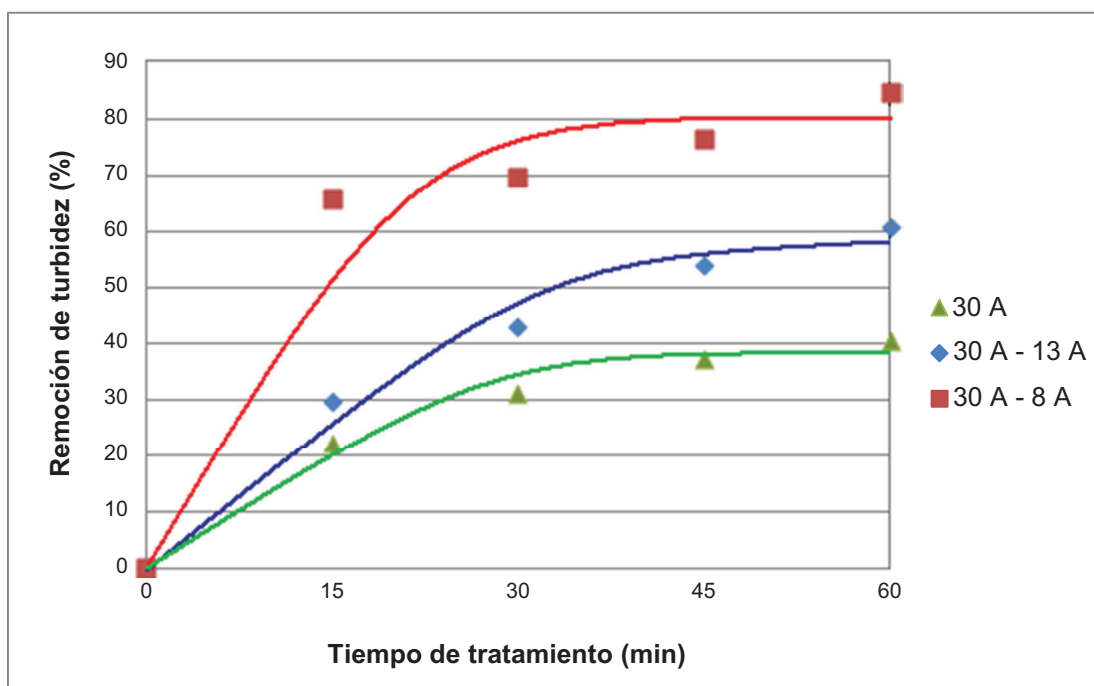


Figura 3.59. Porcentaje de remoción de turbidez durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

Tabla 3.8. Sólidos sedimentables y flotantes producidos durante el proceso de tratamiento de aguas lixiviadas con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A a las celdas electroquímicas (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

PARÁMETRO	INTENSIDAD DE CORRIENTE ALIMENTADA	VALOR
Sólidos sedimentables	30 A	365 mL/L
	30 A - 13 A	275 mL/L
	30 A - 8 A	275 mL/L
Sólidos flotantes (Espumas)	30 A	12,3 g
	30 A - 13 A	64,0 g
	30 A - 8 A	78,1 g

El análisis de los resultados de los parámetros físico - químicos del agua lixiviada con CaCl_2 por efecto de la alimentación de la corriente diferenciada a las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación se expone a continuación:

- De los resultados expuestos en la Figura 3.45. se determina que hay un aumento de pH de 6,6 a 8,2 a los 45 min de tratamiento, cuando la intensidad de corriente de fue de 30 A en las 3 primeras celdas del reactor y de 8 A en las 7 celdas electroquímicas restantes (30 A - 8 A). Mientras que en los otros dos casos de 30 A y 30 A - 13 A, el pH alcanzó un valor de 7,5 aproximadamente al mismo tiempo de tratamiento.
- La conductividad inicial del lixiviado es alta (23 mS/cm) debido a la adición de CaCl_2 previo al tratamiento, pero después del proceso de electrocoagulación, la conductividad del efluente disminuyó hasta valores inferiores a 10 mS/cm, como se observa en la Figura 3.46.
- Los resultados del contenido de oxígeno disuelto obtenidos en la Figura 3.47. demuestran que al diferenciar la alimentación de la corriente continua a las celdas electroquímicas, se logró un leve aumento del contenido de oxígeno disuelto, con la alimentación 30 A - 8 A el contenido de oxígeno disuelto se incrementó de 0,1 mg/L a 0,4 mg/L.

- En la Figura 3.48., se observa que el tratamiento del lixiviado con intensidad de corriente diferenciada de 30 A - 8 A es el que proyectó mejores resultados de descontaminación del lixiviado, ya que se alcanzó un porcentaje de remoción superior al 60 % a partir de los 30 min de tratamiento, a pesar de que el lixiviado tuvo un valor inicial de DQO de 7 075 mg O₂/L, mayor que al utilizado con intensidad de corriente de alimentación de 30 A en las celdas electroquímicas (4 750 mg O₂/L), en el cual se obtuvo una remoción del 50 %.
- El valor inicial de aceites y grasas presente en el lixiviado es bajo (12 mg/L) y se encuentra dentro del límite que establece el Municipio de Quito (50 mg/L), pero es necesario disminuir la presencia de estos contaminantes para lograr una descontaminación del lixiviado adecuada y llegar al límite permisible dispuesto en TULAS (0,3 mg/L).

Las remociones de aceites y grasas de los ensayos con las configuraciones de la intensidad de corriente de 30 A - 13 A y 30 A - 8 A indicadas en la Figura 3.49. son similares, ya que tienen tan solo una diferencia aproximada del 5 % de remoción, lo que establece que es suficiente el tratamiento del lixiviado a 30 A - 8 A., ya que el valor de aceites y grasas del lixiviado pasó de 12 a 2,3 mg/L a los 60 min de tratamiento.

- Debido a la adición de CaCl₂, los valores iniciales de [HCO₃⁻] en el lixiviado disminuyeron hasta un valor promedio de 2 500 mg/L. Como se muestra en la Figura 3.50., los [HCO₃⁻] alcanzaron una remoción superior al 60 % en un tiempo de tratamiento de 45 min cuando se trató el lixiviado con una alimentación de corriente continua a las celdas electroquímicas de 30 A. Mientras que, en los ensayos con una alimentación de corriente continua a las celdas electroquímicas diferenciada de 30 A - 13 A y 30 A - 8 A, la remoción de [HCO₃⁻] del efluente del tratamiento superó el 70 %, en ambos casos.
- El color inicial que presentó el lixiviado fue alto, por lo que su reducción fue necesaria ya que está relacionado directamente con el grado de contaminación del lixiviado.

De la Figura 3.51., se determina que el mayor porcentaje de remoción de color real se obtuvo al utilizar una alimentación de la intensidad de corriente de las celdas electroquímicas de 30 A - 8 A, el mismo que es superior al 90 % desde los 30 min de tratamiento. El color amarillo que presenta el efluente del tratamiento del lixiviado se debe principalmente a la presencia de iones Fe^{+3} . (OMS, 2008, p. 154)

- En las Figuras 3.52. y 3.53., se observa que las tendencias de remoción de $[\text{Ca}^{+2}]$ y $[\text{Mg}^{+2}]$ del lixiviado son similares en las 3 configuraciones de la intensidad de corriente y se mantienen constantes a partir de los 45 min de tratamiento. Se llegaron hasta porcentajes de remoción del 50 % para $[\text{Ca}^{+2}]$ y superiores al 60 % para el $[\text{Mg}^{+2}]$.
- Según la Figura 3.54., los valores de porcentaje de remoción de fenol presente en el lixiviado en los 3 ensayos de la influencia de la alimentación de la intensidad de corriente superaron el 60 % de remoción de fenol a los 60 min de tratamiento.

Este valor es superior a lo obtenido en aguas residuales mediante electrocoagulación publicado por Marín, Roa, Corona, Balderas, Barrera, Pavón, Natividad y Romero (2010, p. 1285) a partir de los 30 min de tratamiento; sin embargo, el contenido de fenol en el efluente del tratamiento del lixiviado en el presente estudio aún no llega al límite especificado en la ordenanza 213, dispuesta por el Municipio de Quito (0,2 mg/L).

- En la Figura 3.55., se observa que la mejor condición de tratamiento para la remoción de $[\text{NO}_3^-]$ del lixiviado fue cuando la alimentación de la intensidad de corriente de las celdas electroquímicas fue de 30 A - 8 A, ensayo en el cual se obtuvo una remoción del 88,9 % a partir de los 45 min de tratamiento.
- La remoción de nitratos en los 3 ensayos con alimentación de la intensidad de corriente bajo las configuraciones de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A es constante a partir de los 45 minutos de tratamiento.

- Respecto a la remoción de sólidos totales y disueltos, expuestos en las Figuras 3.56. y 3.57., se estableció que en el ensayo con la alimentación de intensidad de corriente de las celdas electroquímicas de 30 A - 8 A se obtuvieron remociones alrededor del 60 % para sólidos totales y disueltos, a partir de los 30 min del proceso de electrocoagulación.
- De los resultados expuestos en la Figura 3.58., los ensayos de remoción de sólidos suspendidos realizados con las configuraciones de intensidad de corriente de las celdas electroquímicas de 30 A - 13 A y 30 A - 8 A alcanzaron valores de remoción alrededor del 65 al 70 %, desde los 30 min de tratamiento.
- Según los porcentajes de remoción de turbidez indicados en la Figura 3.59, la mayor remoción se obtuvo al utilizar la alimentación de intensidad de corriente de las celdas electroquímicas del reactor de 30 A - 8 A, ensayo en el cual se llegó a una remoción de turbidez superior al 75 %, a partir de los 30 min de tratamiento.
- En la Tabla 3.8. se observa que la cantidad de sólidos sedimentables presentes en el efluente de los diferentes ensayos fue alta en los 3 ensayos; mientras que, la cantidad de espumas formadas fueron mayores al diferenciar la intensidad de corriente.
- En la Tabla 3.9. se resume los mayores porcentajes de remoción de los contaminantes presentes en el lixiviado por electrocoagulación con la utilización de la alimentación de intensidad de corriente a las celdas del reactor de electrocoagulación.

Los mayores porcentajes de remoción de contaminantes se dieron cuando se usó 30 A - 8 A a los 45 min de tratamiento, por lo que escogió esta alimentación para los siguientes ensayos.

Finalmente, se procedió al estudio de la variación de la intensidad de corriente continua de alimentación a las celdas electroquímicas del reactor en un rango de

20 A a 60 A, en intervalos de 10 A en las 3 primeras celdas, mientras se mantuvo una intensidad de corriente constante de 8 A en las 7 celdas electroquímicas restantes del reactor de electrocoagulación.

Tabla 3.9. Mayores porcentajes de remoción de los contaminantes presentes en el lixiviado por electrocoagulación a diferentes configuraciones de la intensidad de corriente de alimentación al reactor de 30 A, 30 A - 13 A y 30 A - 8 A

PARÁMETRO	ALIMENTACIÓN DE CORRIENTE DIFERENCIADA	MAYOR REMOCIÓN (%)	TIEMPO DE TRATAMIENTO (min)
Aceites y grasas (mg/L)	30 A - 13 A	80	45
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	30 A - 8 A	75	30
Color real (Unid. Pt - Co)	30 A - 8 A	94	30
DQO (mg O ₂ /L)	30 A, 8 A	65	45
Ca ⁺² (mg/L)	30 A	50	60
Mg ⁺² (mg/L)	30 A - 8 A	68	45
Fenoles (mg/L)	30 A - 8 A	72	45
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	30 A - 8 A	88	45
Sólidos totales (mg/L)	30 A - 8 A	62	45
Sólidos disueltos (mg/L)	30 A - 8 A	62	45
Sólidos suspendidos (mg/L)	30 A - 8 A	71	45
Turbidez (NTU)	30 A - 8 A	80	45

3.3.6. INFLUENCIA DE LA INTENSIDAD DE CORRIENTE CONTINUA DE LAS CELDAS DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

La influencia de la intensidad de corriente en el proceso de descontaminación del lixiviado se estudió bajo el procedimiento descrito en el ítem 2.3.6.

Las condiciones que se mantuvieron constantes fueron las siguientes:

- Reactor de 6 L
- Lixiviado con CaCl₂
- Ánodos de hierro
- 10 celdas electroquímicas

- Intensidad de corriente en las 7 últimas celdas del reactor es de 8 A
- Flujo de alimentación de lixiviado de 10 L/h

Las configuraciones de la variable intensidad de corriente que se alimentaron a las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación fueron: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A.

Los resultados del análisis de los diferentes parámetros físico - químicos del agua lixiviada antes y durante el proceso de descontaminación, se exponen en las Tablas AVI.10. a la AVI.13. del Anexo VI. Los valores expuestos en estas tablas permiten la obtención de las líneas de tendencia en los diferentes gráficos a continuación señalados.

Los resultados de la variación del pH, la conductividad y el oxígeno disuelto respecto al tiempo del proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación se exponen en las Figuras 3.60., 3.61.y 3.62.

Los porcentajes de remoción de DQO, aceites y grasas, $[\text{HCO}_3^-]$, color real, $[\text{Ca}^{+2}]$, $[\text{Mg}^{+2}]$, fenoles, $[\text{NO}_3^-]$, sólidos disueltos, sólidos suspendidos, sólidos totales y turbidez que se presentan en las Tablas AVII.9. a la AVII.12. del Anexo VII se exponen en las Figuras de la 3.63. a la 3.74.

La cantidad de sólidos flotantes (espumas) formados durante los procesos de electrocoagulación y la cantidad de sólidos sedimentables en los efluentes se reportan en la Tabla 3.10.

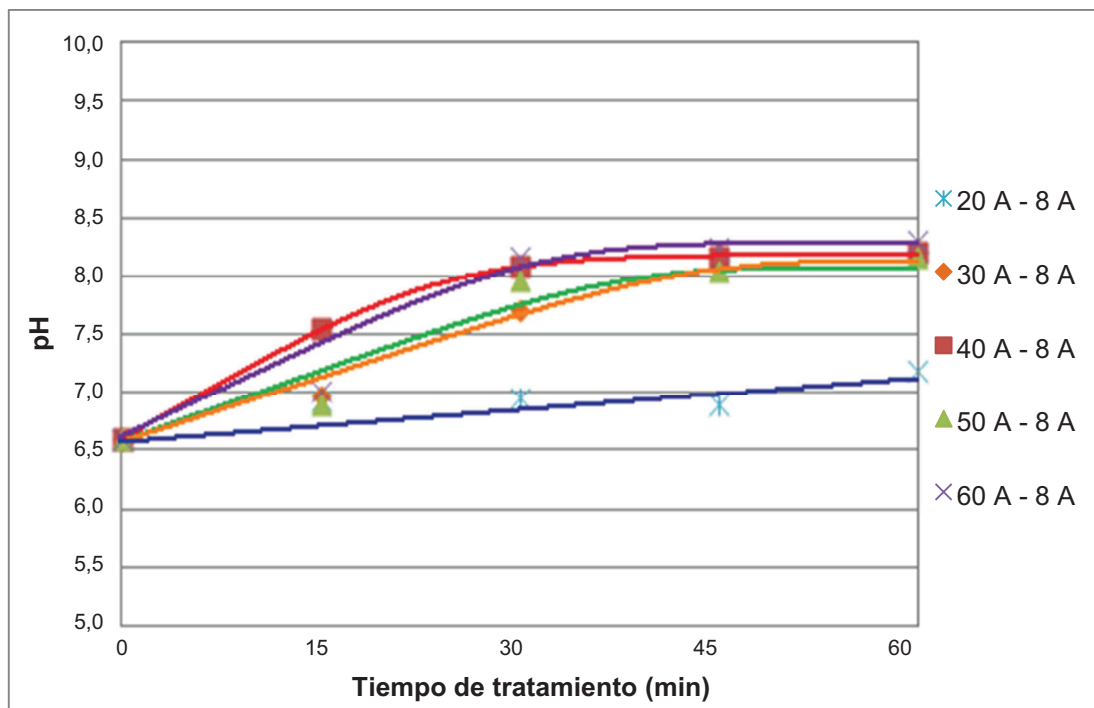


Figura 3.60. Variación del pH durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua a las celdas electroquímicas de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y alimentación de 10 L/h)

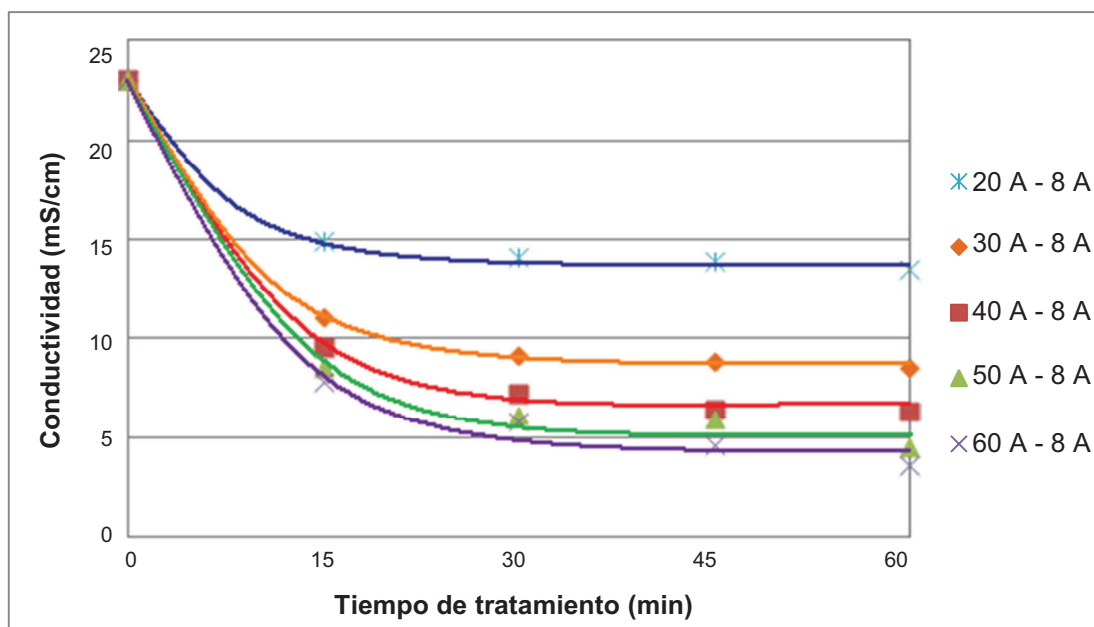


Figura 3.61. Variación de la conductividad durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

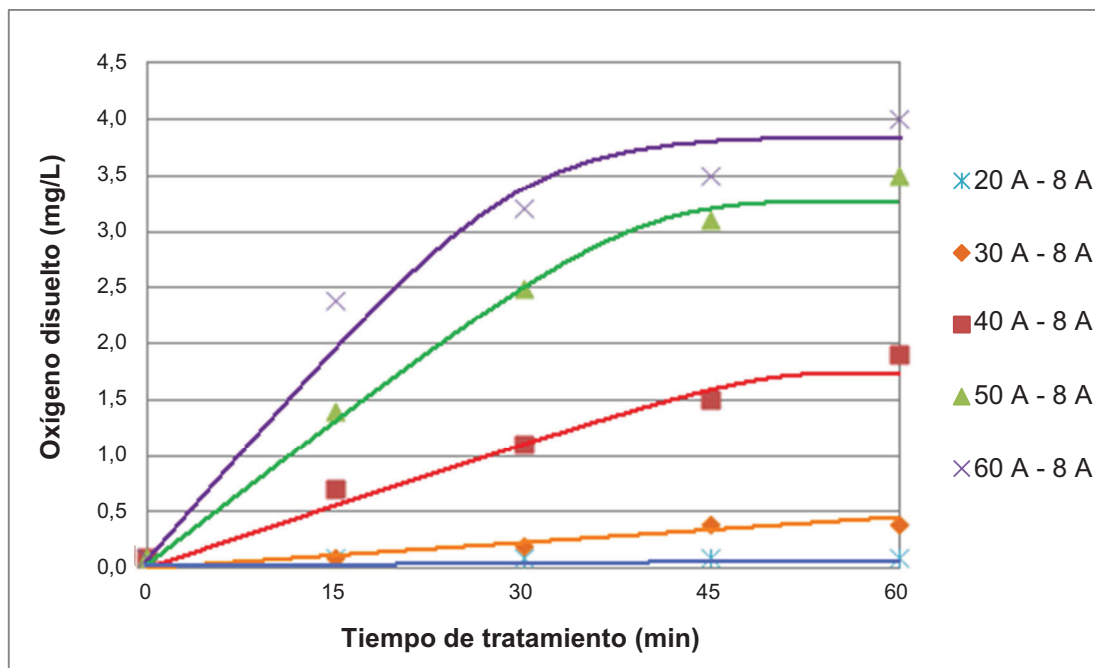


Figura 3.62. Variación del oxígeno disuelto durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

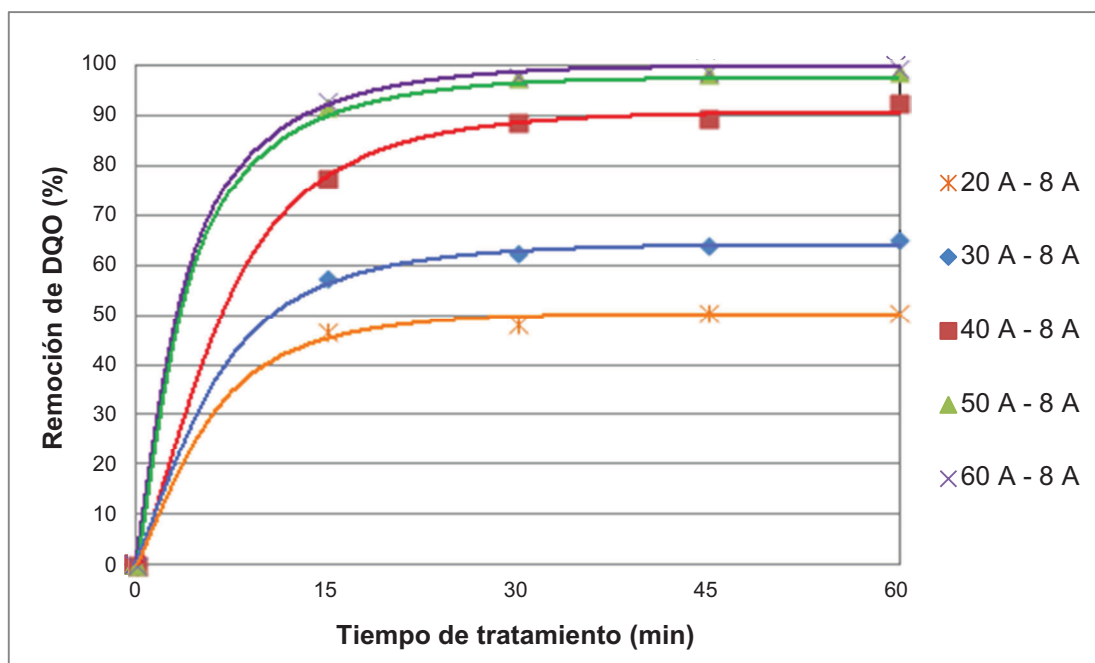


Figura 3.63. Porcentaje de remoción de DQO durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

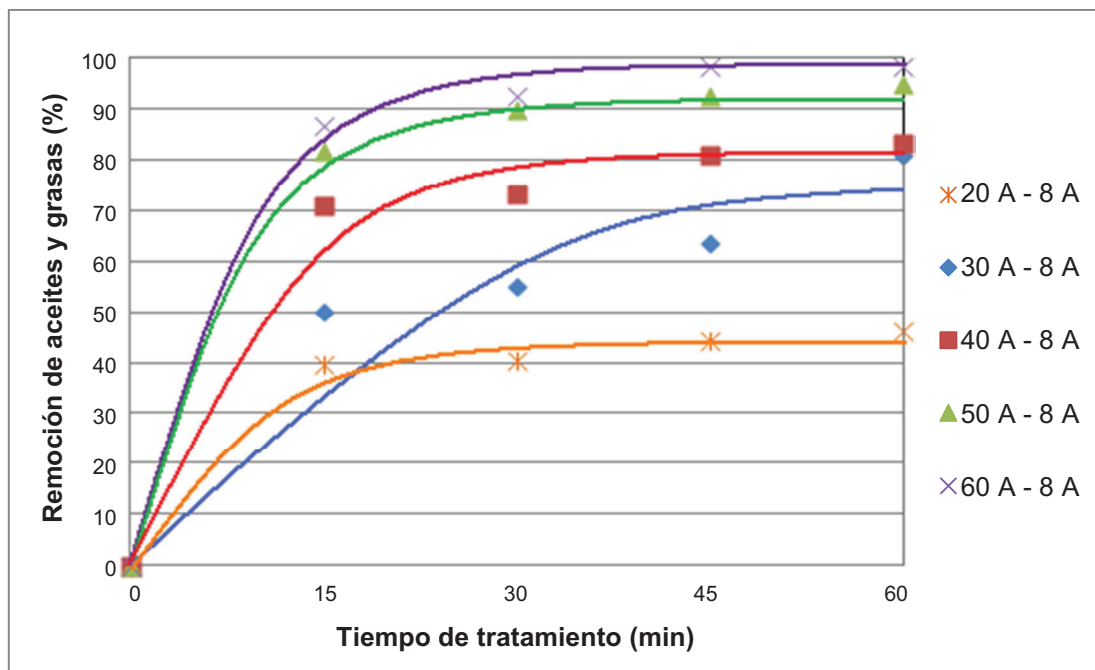


Figura 3.64. Porcentaje de remoción de aceites y grasas durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

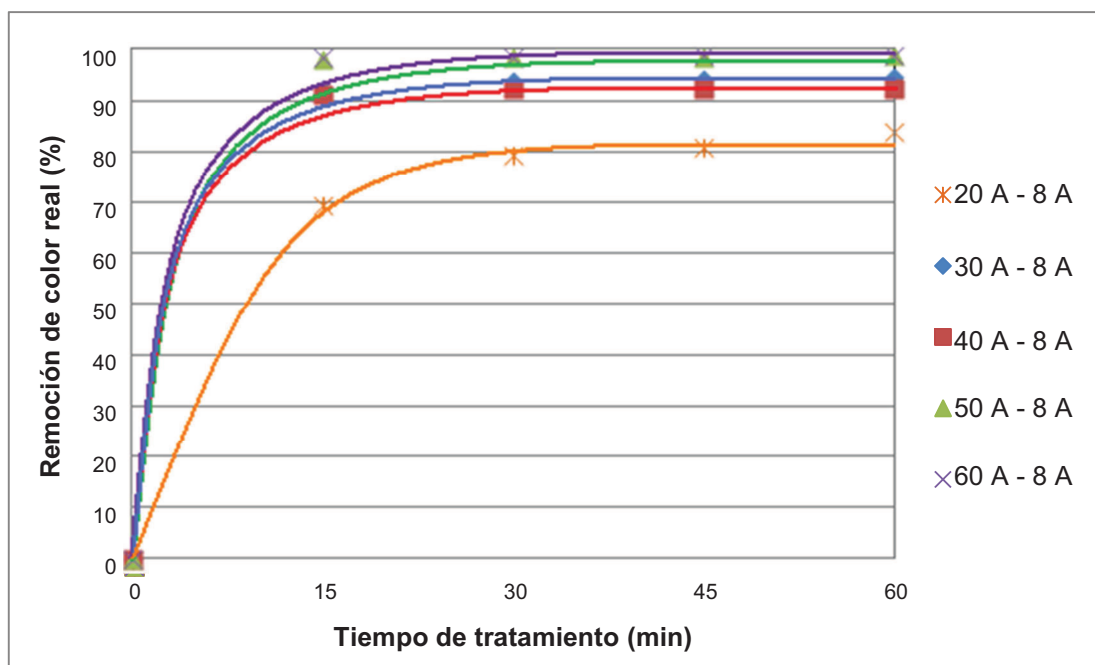


Figura 3.65. Porcentaje de remoción de color real durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

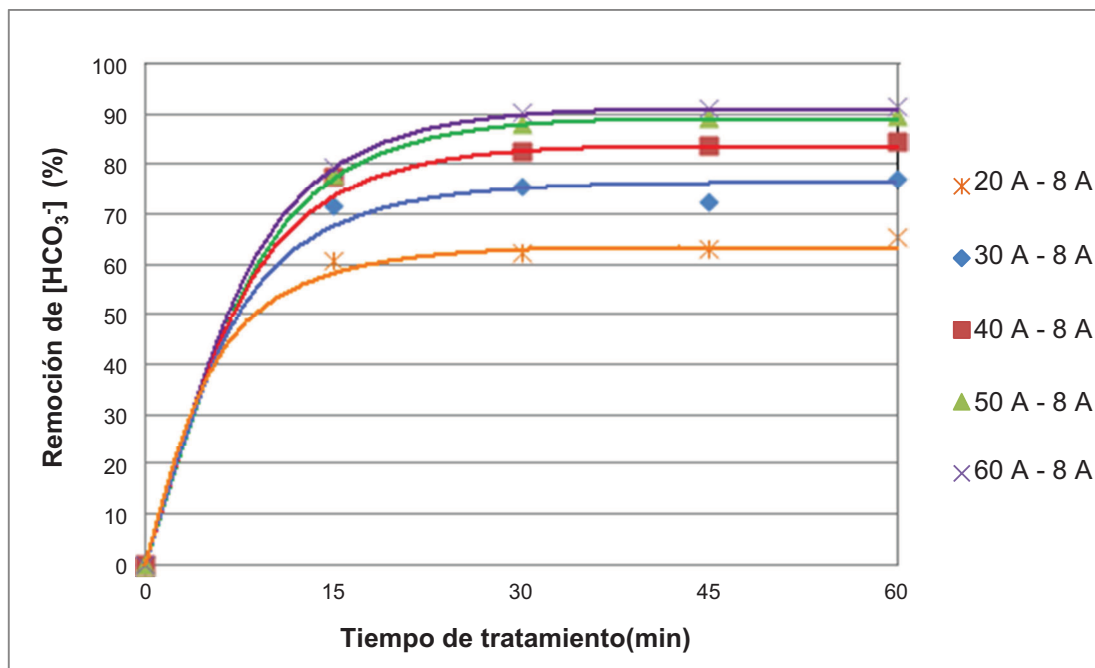


Figura 3.66. Porcentaje de remoción de $[\text{HCO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

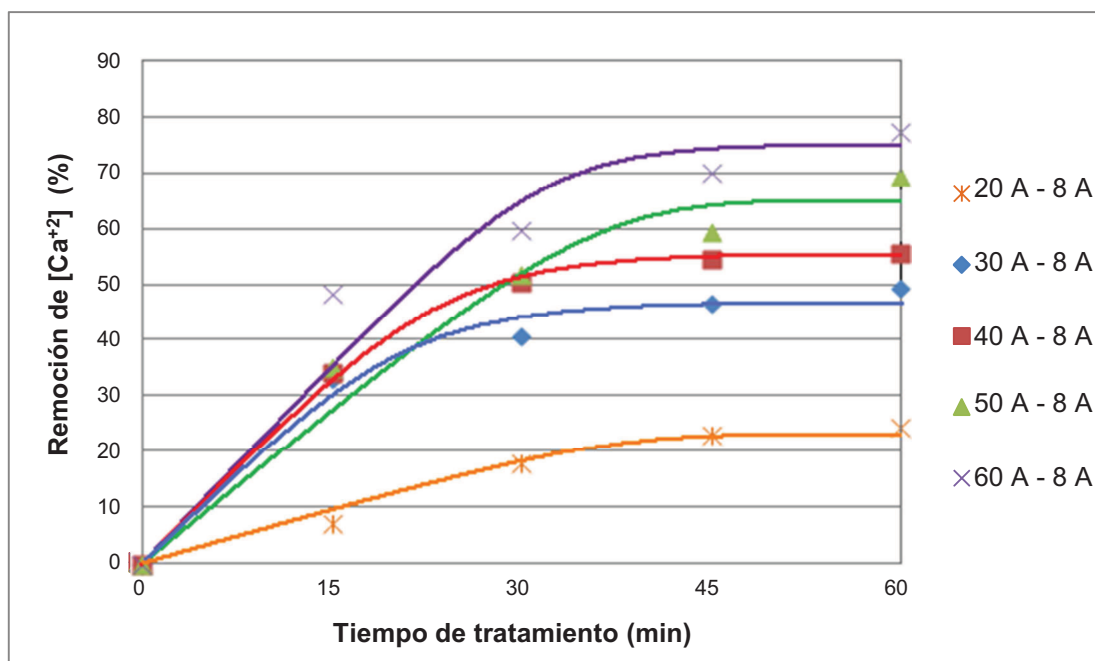


Figura 3.67. Porcentaje de remoción de $[\text{Ca}^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

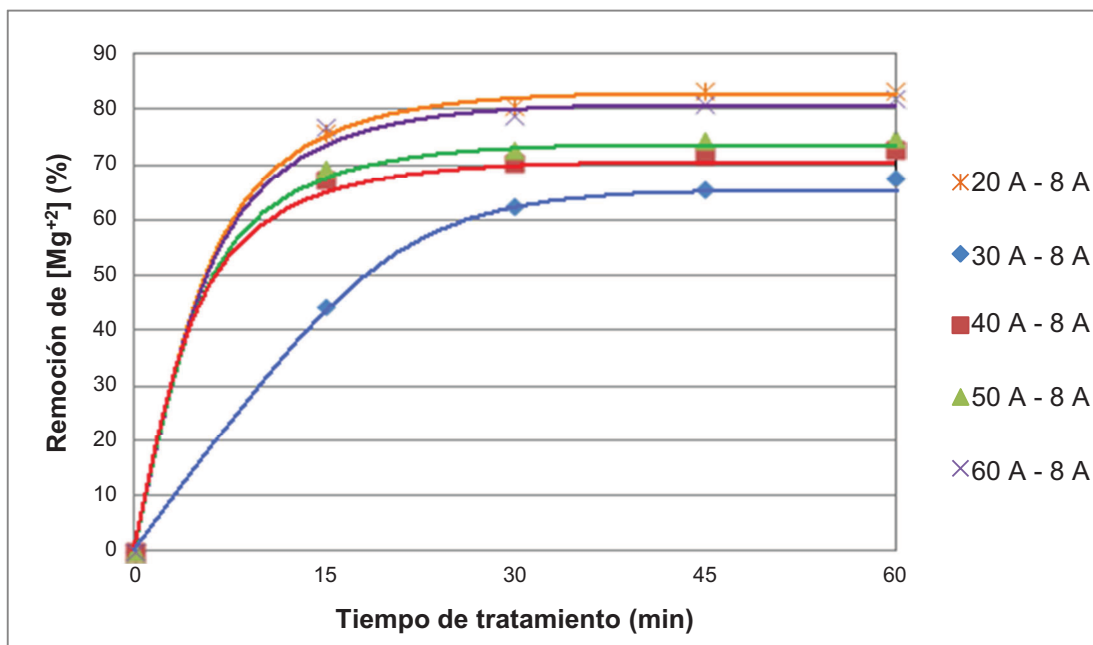


Figura 3.68. Porcentaje de remoción de $[Mg^{+2}]$ durante el proceso de tratamiento del lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

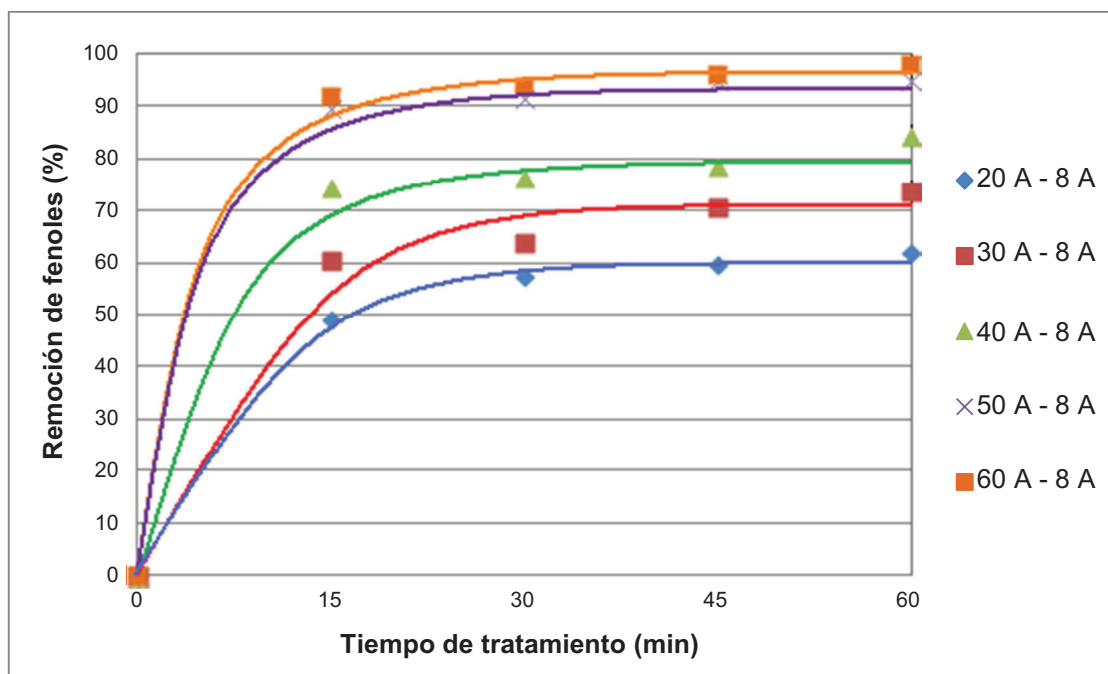


Figura 3.69. Porcentaje de remoción de fenol durante el proceso de tratamiento del lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

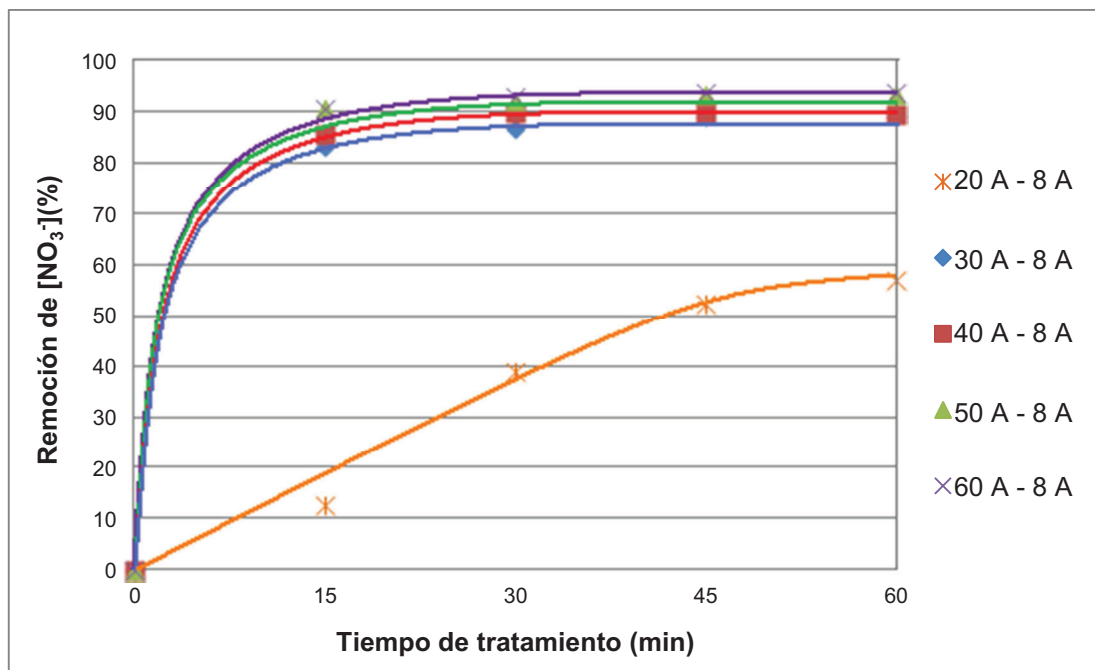


Figura 3.70. Porcentaje de remoción de $[\text{NO}_3^-]$ durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

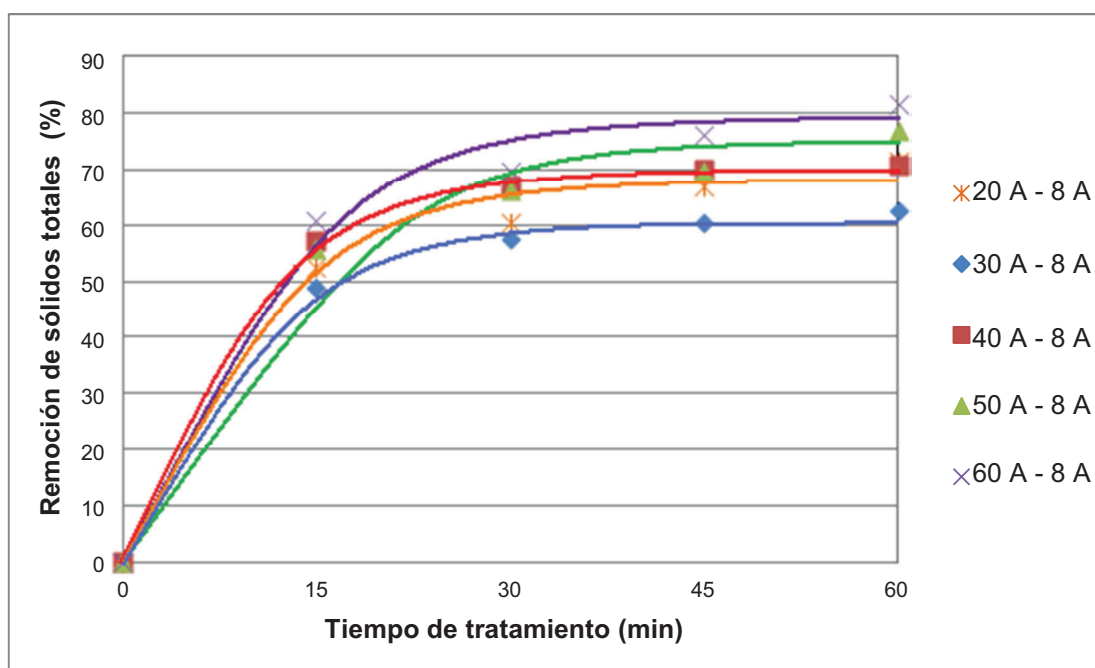


Figura 3.71. Porcentaje de remoción de sólidos totales durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

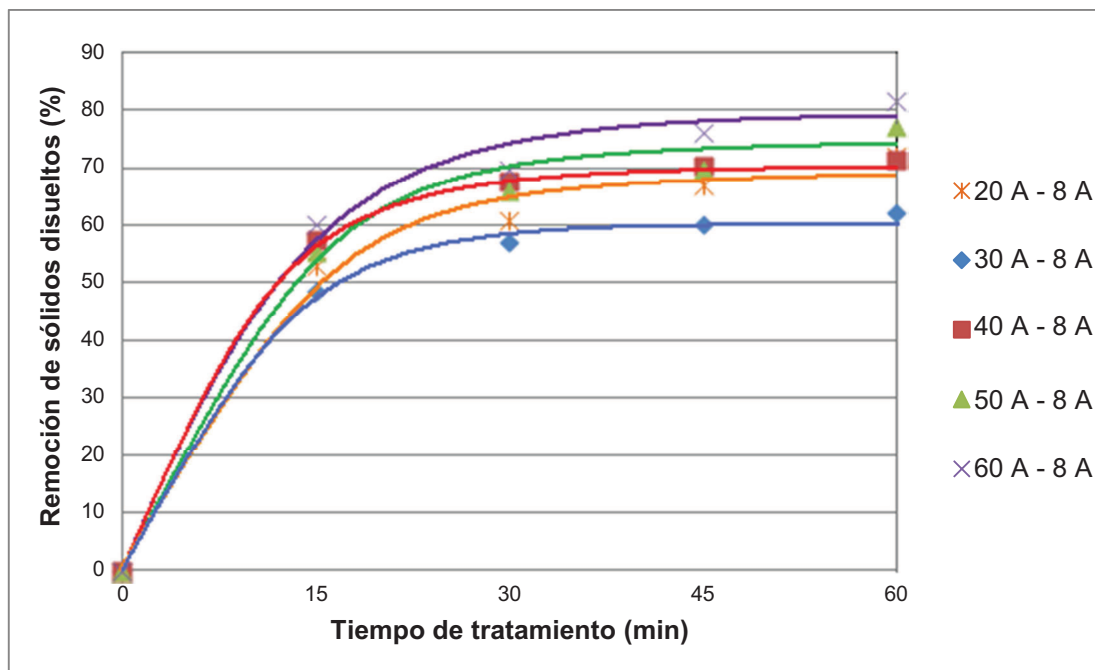


Figura 3.72. Porcentaje de remoción de sólidos disueltos durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

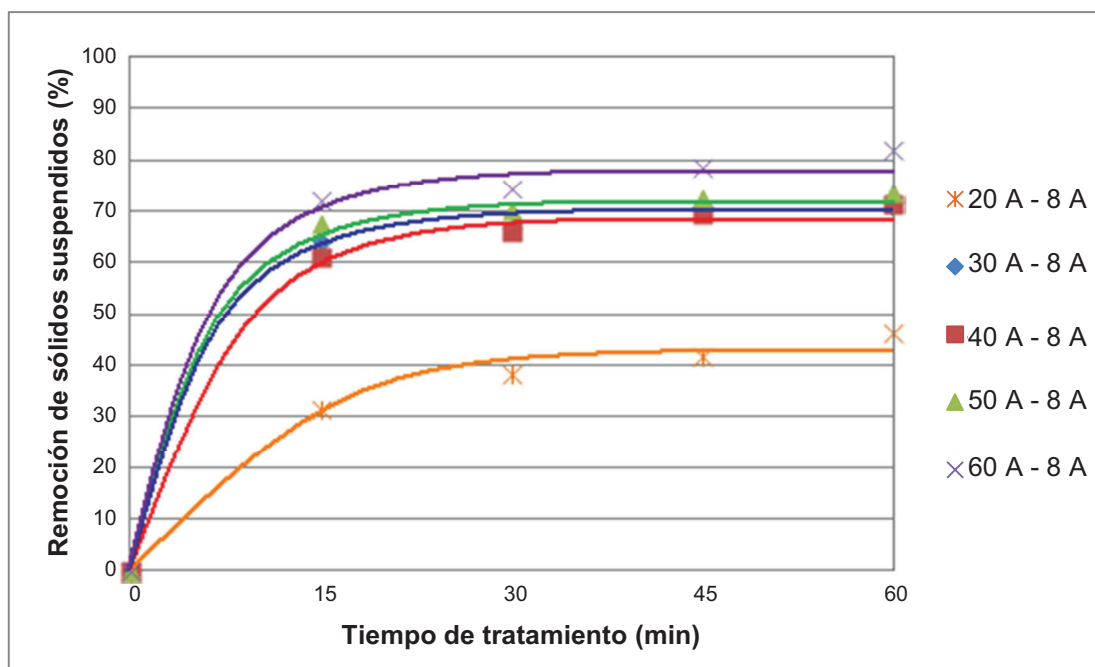


Figura 3.73. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos durante el proceso del tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y alimentación de 10 L/h)

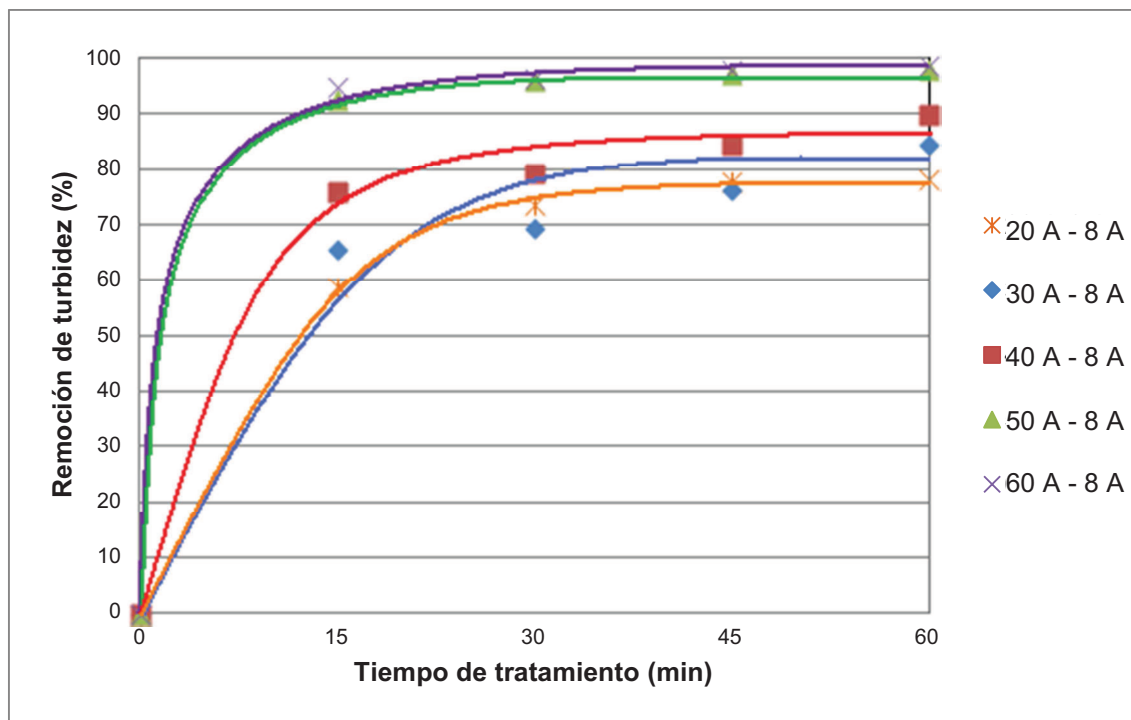


Figura 3.74. Porcentaje de remoción de turbidez durante el proceso de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación, con la configuración de la intensidad de corriente continua de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

Tabla 3.10. Sólidos sedimentables y flotantes producidos durante el proceso de electrocoagulación de lixiviado con CaCl_2 , con la configuración de la intensidad de corriente de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

PARÁMETRO	INTENSIDADES DE CORRIENTE ALIMENTADAS	VALOR
Sólidos sedimentables	20 A - 8 A	90 mL/L
	30 A - 8 A	275 mL/L
	40 A - 8 A	375 mL/L
	50 A - 8 A	380 mL/L
	60 A - 8 A	400 mL/L
Sólidos flotantes (Espumas)	20 A - 8 A	267,3 g
	30 A - 8 A	78,1 g
	40 A - 8 A	101,5 g
	50 A - 8 A	129,3 g
	60 A - 8 A	130,4 g

El análisis de los resultados expuestos en las Figuras 3.60 a la 3.74. se expone a continuación:

- Como se indica en la Figura 3.60., el pH aumentó desde un valor de 6,6 hasta 8,2 aproximadamente a los 45 min en los ensayos estudiados, excepto con la alimentación de intensidad de corriente de 20 A - 8 A al reactor que llegó hasta un valor de pH 7.

Charoenlarp y Choyphan (2009, p. 255), determinaron que el pH es mayor al aumentar la corriente eléctrica debido a la formación de hidróxidos, este comportamiento es comprobado en la Figura 3.60. en la que se observa que a 60 A - 8 A el pH alcanzado es mayor que a 20 A - 8 A.

- Las conductividades de los efluentes del tratamiento del lixiviado por electrocoagulación con las diferentes configuraciones de intensidades de corriente que se exponen en la Figura 3.61., disminuyeron con el tiempo de tratamiento; mientras mayor es la intensidad de corriente en las 3 primeras celdas del reactor, mayor es la disminución de conductividad.

La conductividad más baja que se obtuvo con la alimentación de la intensidad de corriente a las celdas electroquímicas de 60 A - 8 A a los 30 min de tratamiento al llegar a 5 mS/cm.

- En la Figura 3.62., el oxígeno disuelto aumenta conforme aumenta la intensidad de corriente aplicada a las celdas electroquímicas, obteniéndose valores de 4 mg O₂/L cuando la alimentación de la intensidad de corriente fue de 60 A - 8 A a los 60 min de tratamiento, lo cual indica que se obtuvo una descontaminación significativa del lixiviado.
- De los resultados expuestos en la Figura 3.63. se concluye que el tratamiento del lixiviado con la alimentación de intensidad de corriente de 50 A - 8 A se obtuvieron porcentajes de remociones de DQO similares a las obtenidas con la alimentación de la intensidad de corriente de 60 A - 8 A.

La mayor remoción de DQO fue de 98,58 % a los 60 min bajo la alimentación de la intensidad de corriente de 60 A - 8 A. Bajo estas condiciones de tratamiento el parámetro DQO ingresa dentro de la norma 213 (123 mg O₂/L) y dentro de los límites dispuestos en TULAS (250 mg O₂/L), ya que se obtuvo valores de DQO de alrededor 100 mg O₂/L a los 60 min de tratamiento.

Los resultados son concordantes con estudios previos realizados donde se determinó que un incremento en la intensidad de corriente aumenta la eficiencia de remoción (Linares, Martínez, Barrera, Pavón, Bernal y Lugo, 2011, p. 28).

- La remoción de aceites y grasas expuesta en la Figura 3.64., aumenta con el incremento de la intensidad de corriente de alimentación a las celdas electroquímicas y con el tiempo de tratamiento. A partir de los 45 min de tratamiento, la remoción de aceites y grasas se hace constante.

Los mejores porcentajes de remoción de aceites y grasas se obtienen con la alimentación de intensidad de corriente de 60 A - 8 A, con la que se llegó a valores al 98 % a los 45 min de tratamiento.

- El color es un parámetro muy importante en la descontaminación del lixiviado. Los resultados de color real presentados en la Figura 3.65. disminuyeron conforme se aumentó la intensidad de corriente de la alimentación a las celdas del reactor.

La remoción de color en todos los ensayos superó el 80 % y se obtuvieron valores de remoción de hasta el 98 % con las configuraciones de la intensidad de corriente de 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A, a partir de los 30 min de tratamiento.

- La remoción de [HCO₃⁻] disminuyó al aumentar la intensidad de corriente en las celdas electroquímicas, esto se observa en la Figura 3.66.

- Como se indica en la Figura 3.67., la remoción de $[Ca^{+2}]$ con la alimentación de la intensidad de corriente de 20 A - 8 A es mucho menor a las conseguidas con las demás intensidades de corriente.

El lixiviado que contenía 3 000 mg Ca^{+2}/L se redujo a 702 mg Ca^{+2}/L con el tratamiento a la intensidad de corriente de 60 A - 8 A (77 % de remoción) a los 60 min de tratamiento.

- Las remociones de magnesio de la Figura 3.68., fueron superiores al 60 % a partir de los 45 min de tratamiento en todos los ensayos estudiados.
- En la Figura 3.69 se determina que en los ensayos con la alimentación de la intensidad de corriente de 50 A - 8 A y 60 A - 8 A se consiguieron valores de remoción de fenoles alrededor del 98 %, lo que permite llegar al límite dispuesto en las normas TULAS y ordenanza 213 del Distrito Metropolitano de Quito (0,2 mg/L). Esto demuestra que el tratamiento de electrocoagulación es efectivo en la disminución de fenol en el lixiviado.
- El límite permisible de nitratos para descarga a cuerpos de agua es de 10 mg/L (Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República, 2003, p. 331) y el valor inicial presente en el lixiviado fue de 18 mg/L.

En la Figura 3.70. se demuestra que el porcentaje de remoción de nitratos del lixiviado con una alimentación de la intensidad de corriente entre 40 A - 8 A y 60 A - 8 A alcanzó el 90 % aproximadamente, lo que permitió que la concentración de nitratos en el efluente del tratamiento del lixiviado por electrocoagulación esté por debajo de las normas ecuatorianas para la descarga a cuerpos de agua.

- Las curvas del porcentaje de remoción de sólidos totales y disueltos expuestas en las Figuras 3.71. y 3.72. son similares para cada una de las intensidades de corriente estudiadas. Se obtuvieron porcentajes de remoción superior al 60 % a cualquier intensidad de corriente, a partir de los 45 min de tratamiento.

- La mayor remoción de los sólidos suspendidos presentes en el lixiviado se obtuvo con la alimentación de la intensidad de corriente de 60 A - 8 A. En todos los ensayos con las diferentes configuraciones de la intensidad de corriente se obtuvieron porcentajes de remoción constantes a partir de los 45 min de tratamiento, como lo demuestra la Figura 3.73.
- En la Figura 3.74. se observa que la remoción de turbidez adquirió valores cercanos al 90 % cuando se utilizó una alimentación de la intensidad de corriente de 50 A - 8 A y 60 A - 8 A, a los 45 min de tratamiento.
- En los resultados expuestos en la Tabla 3.10. se puede observar que conforme aumenta la intensidad de corriente la cantidad de sólidos sedimentables y espumas generadas también se incrementa, debido a la mayor descontaminación del lixiviado.

Tabla 3.11. Mayores porcentajes de remoción de los contaminantes presentes en el lixiviado por electrocoagulación con la configuración de la intensidad de corriente continua a las celdas electroquímicas de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de 10 L/h)

PARÁMETRO	MAYOR REMOCIÓN (%)	ALIMENTACIÓN DE CORRIENTE DIFERENCIADA	TIEMPO DE TRATAMIENTO (min)
Aceites y grasas (mg/L)	99	60 A - 8 A	45
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	92	60 A - 8 A	45
Color real (Unid. Pt - Co)	99	60 A - 8 A	45
DQO (mg O ₂ /L)	99	60 A - 8 A	30
Ca ⁺² (mg/L)	75	60 A - 8 A	45
Mg ⁺² (mg/L)	82	60 A - 8 A	30
Fenoles (mg/L)	96	60 A - 8 A	45
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	95	60 A - 8 A	30
Sólidos totales (mg/L)	79	60 A - 8 A	45
Sólidos disueltos (mg/L)	79	60 A - 8 A	45
Sólidos suspendidos (mg/L)	78	60 A - 8 A	30
Turbidez (NTU)	98	60 A - 8 A	45

En la Tabla 3.11. se resume los mayores porcentajes de remoción de los contaminantes presentes en el lixiviado por electrocoagulación con configuraciones de intensidad de corriente continua a las celdas electroquímicas de: 20 A - 8 A, 30 A - 8 A, 40 A - 8 A, 50 A - 8 A y 60 A - 8 A.

De acuerdo a lo expuesto en la Tabla 3.11., se concluye que en los ensayos a 50 A - 8 A y 60 A - 8 A se alcanzaron altos porcentajes de remoción de DQO, aceites y grasas, color real, fenoles, nitratos y turbidez.

Con los resultados y conclusiones parciales expuestas en el desarrollo del presente estudio de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación, se determina que las mejores condiciones del reactor de electrocoagulación son:

- Adición de CaCl_2 al lixiviado previo al tratamiento por electrocoagulación
- La intensidad de corriente continua alimentada a las 3 primeras celdas debe estar entre 50 y 60 A y la intensidad de corriente continua en las 7 celdas restantes deber ser de 8 A.
- El tiempo del proceso de tratamiento del lixiviado para obtener la mayor descontaminación es de 45 minutos.

Las condiciones mencionadas anteriormente se tomarán como constantes durante el proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación para llevar a cabo el estudio de la influencia de la variación del flujo de alimentación al reactor de electrocoagulación.

3.3.7. INFLUENCIA DE LA VARIACIÓN DEL FLUJO DE ALIMENTACIÓN DE LIXIVIADO AL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

Para determinar la influencia de la variación del flujo de alimentación en el proceso de descontaminación del lixiviado por el proceso de electrocoagulación se siguió el procedimiento descrito en el ítem 2.3.7. en los ensayos realizados a 10, 30 y 50 L/h.

Las condiciones que se mantuvieron constantes en los ensayos para determinar la influencia de la variación de flujo fueron:

- Reactor de electrocoagulación de 6 L
- Lixiviado con CaCl_2
- Ánodos de hierro
- 10 celdas electroquímicas
- Intensidad de Corriente: alimentación de 50 A en las primeras 3 celdas de electrocoagulación y 8 A en las 7 celdas de electrocoagulación restantes del reactor.

Los resultados del análisis de los diferentes parámetros físico - químicos del agua lixiviada antes y durante el proceso de descontaminación por electrocoagulación a las condiciones señaladas, se exponen en las Tablas AVI.12., AVI.14 y AVI.15 del Anexo VI.

Los valores expuestos en estas tablas permiten la obtención de los gráficos a continuación señalados:

Los resultados de la variación del pH, la conductividad y el oxígeno disuelto respecto al tiempo del proceso de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación se exponen en las líneas de tendencia en las Figuras 3.75., 3.76. y 3.77.

Los porcentajes de remoción de DQO, aceites y grasas, $[\text{HCO}_3^-]$, color real, $[\text{Ca}^{+2}]$, $[\text{Mg}^{+2}]$, fenoles, $[\text{NO}_3^-]$, sólidos disueltos, sólidos suspendidos, sólidos totales y turbidez que se presentan en las Tablas AVII.11., AVII.13. y AVII.14. del Anexo VII se exponen en las Figuras de la 3.78. a la 3.89.

En la Tabla 3.12. se reportan la cantidad de sólidos flotantes o espumas formados durante los procesos de electrocoagulación y la cantidad de sólidos sedimentables de los efluentes de los ensayos para determinar la influencia del flujo de alimentación.

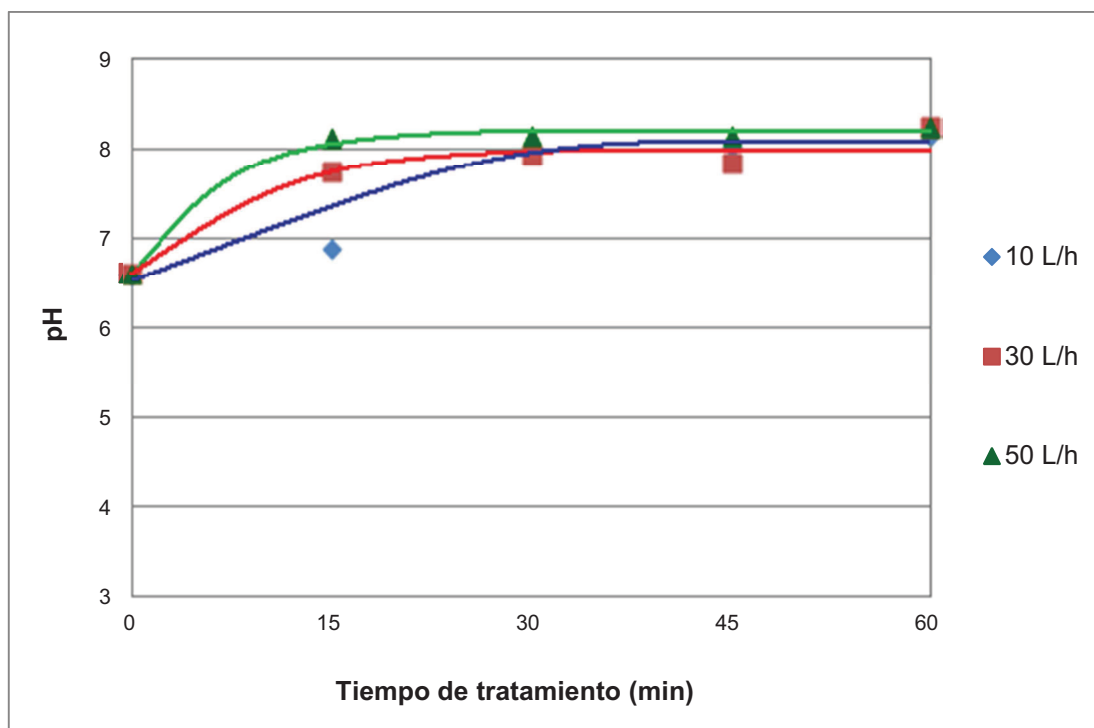


Figura 3.75. Variación del pH durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

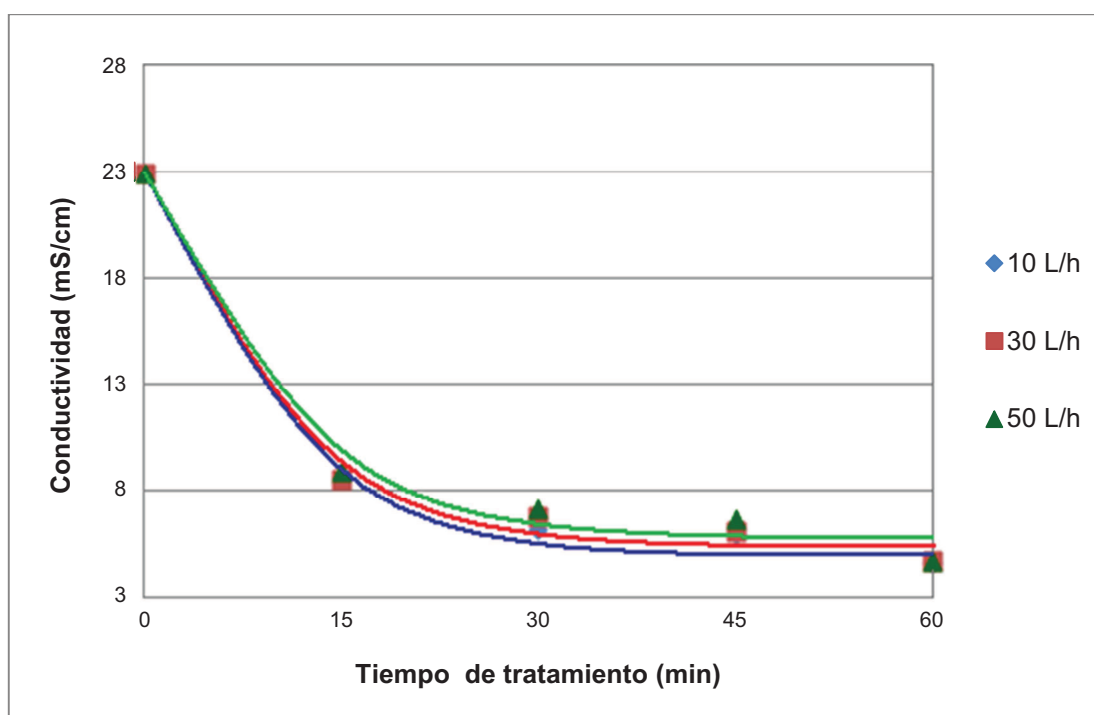


Figura 3.76. Variación de la conductividad durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

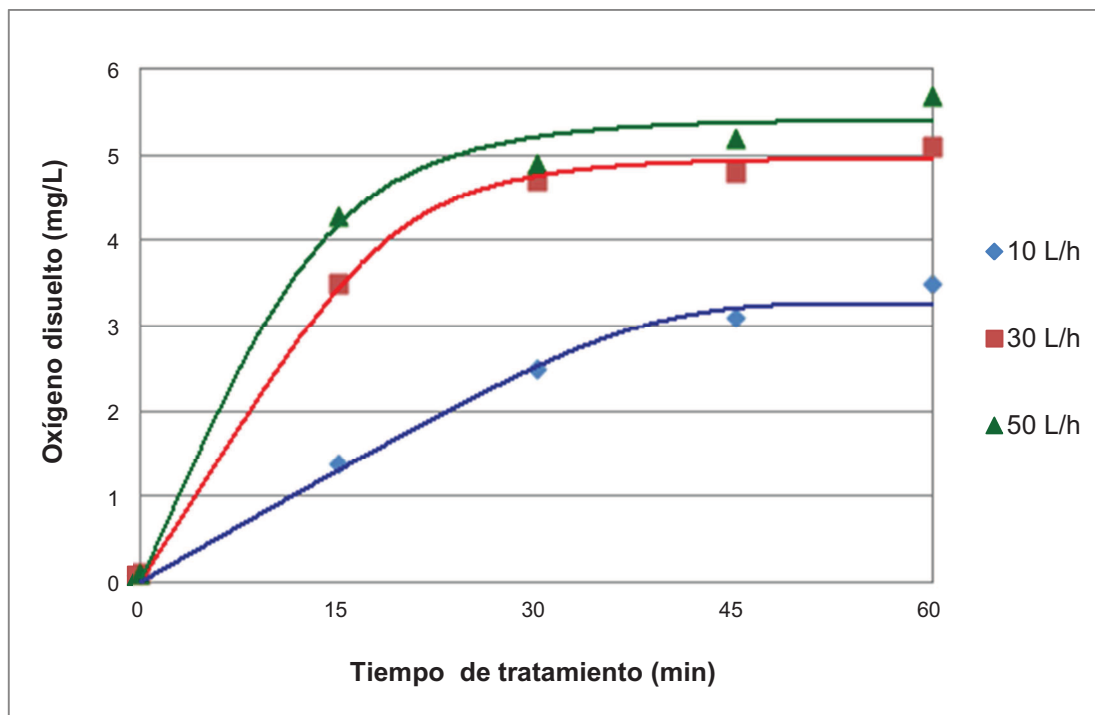


Figura 3.77. Variación del oxígeno disuelto durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

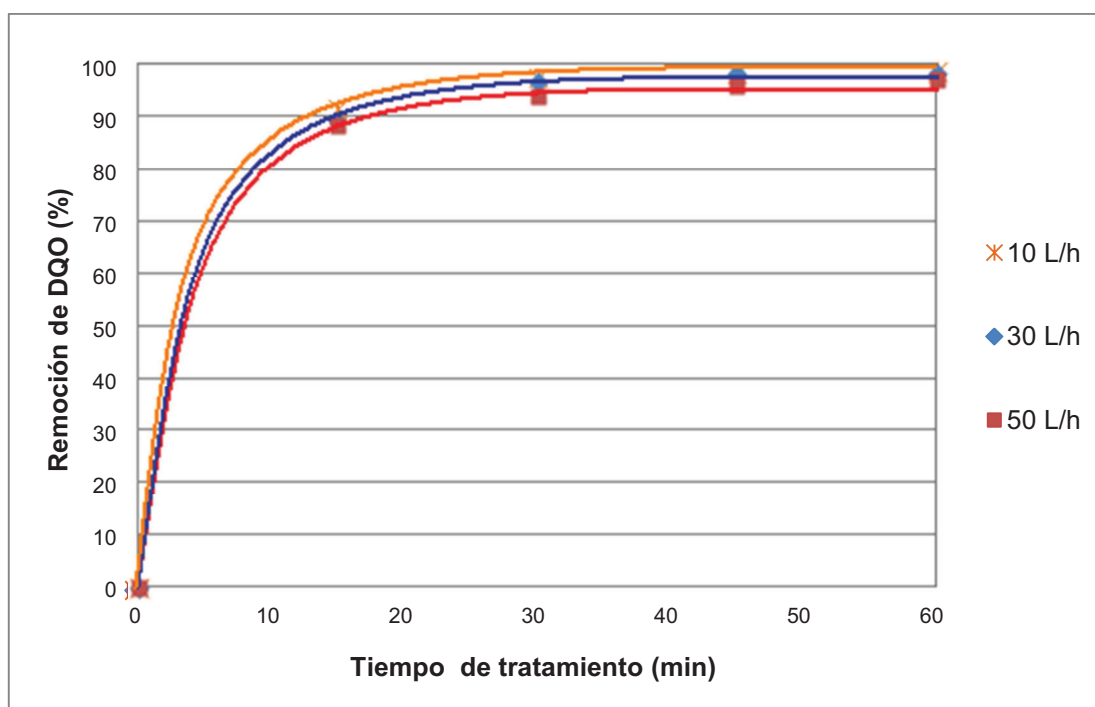


Figura 3.78. Porcentaje de remoción de DQO durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

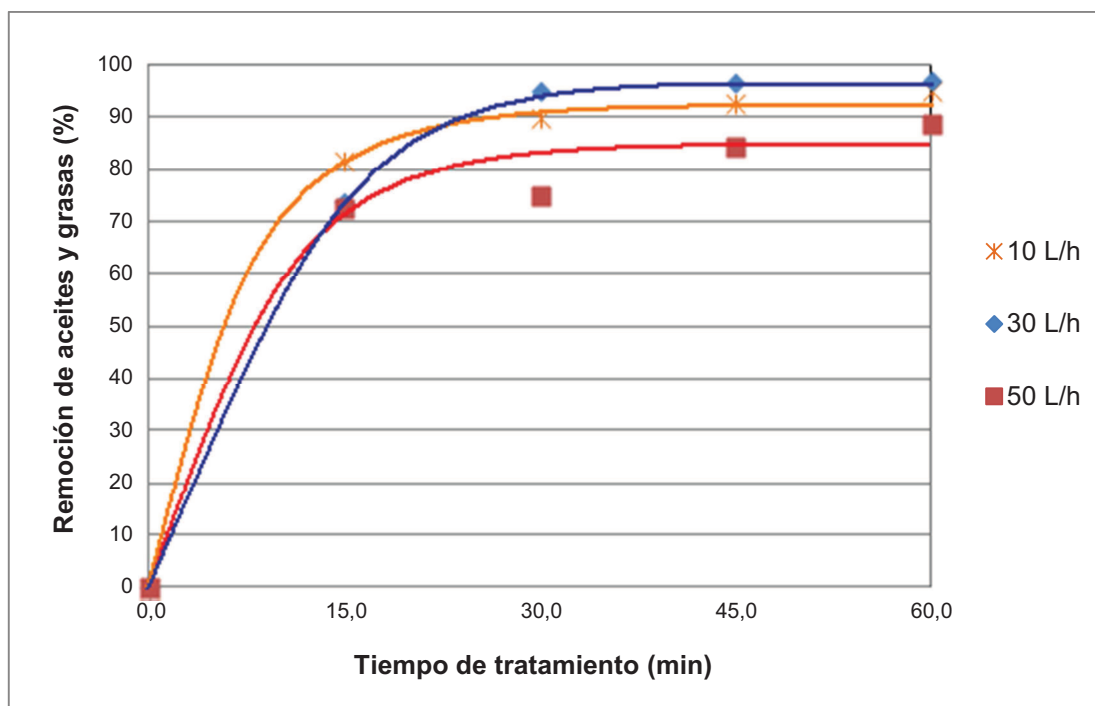


Figura 3.79. Porcentaje de remoción de aceites y grasas durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

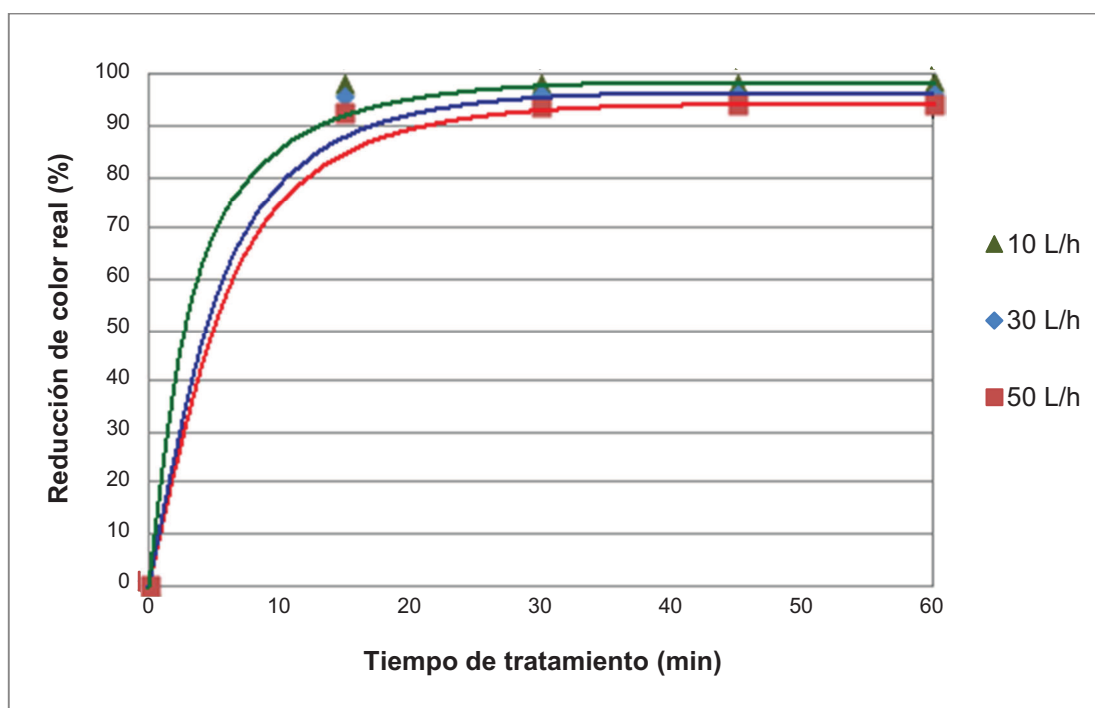


Figura 3.80. Porcentaje de remoción de color real durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

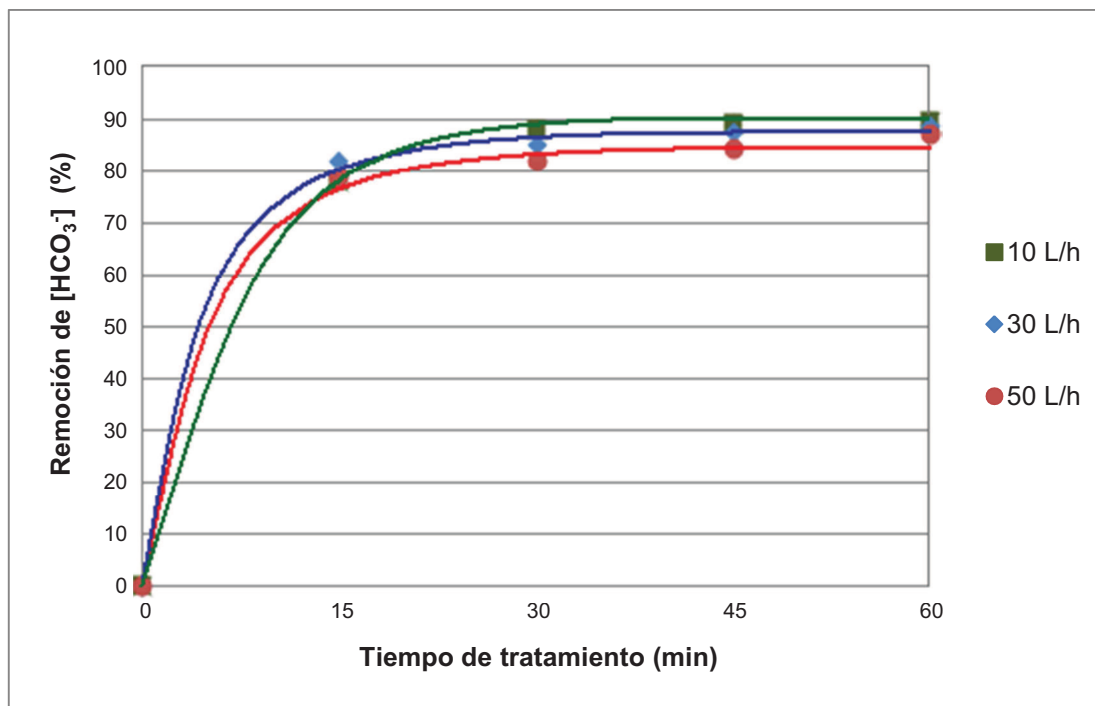


Figura 3.81. Porcentaje de remoción de $[HCO_3^-]$ durante el tratamiento de lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

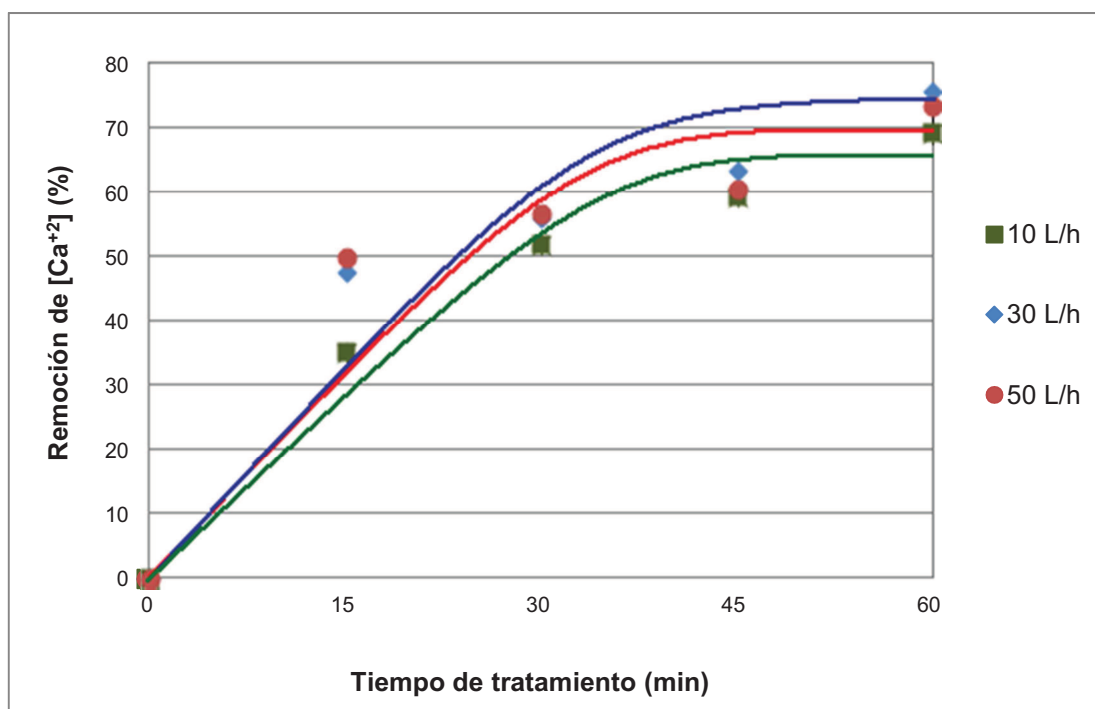


Figura 3.82. Porcentaje de remoción de $[Ca^{+2}]$ durante el tratamiento de lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

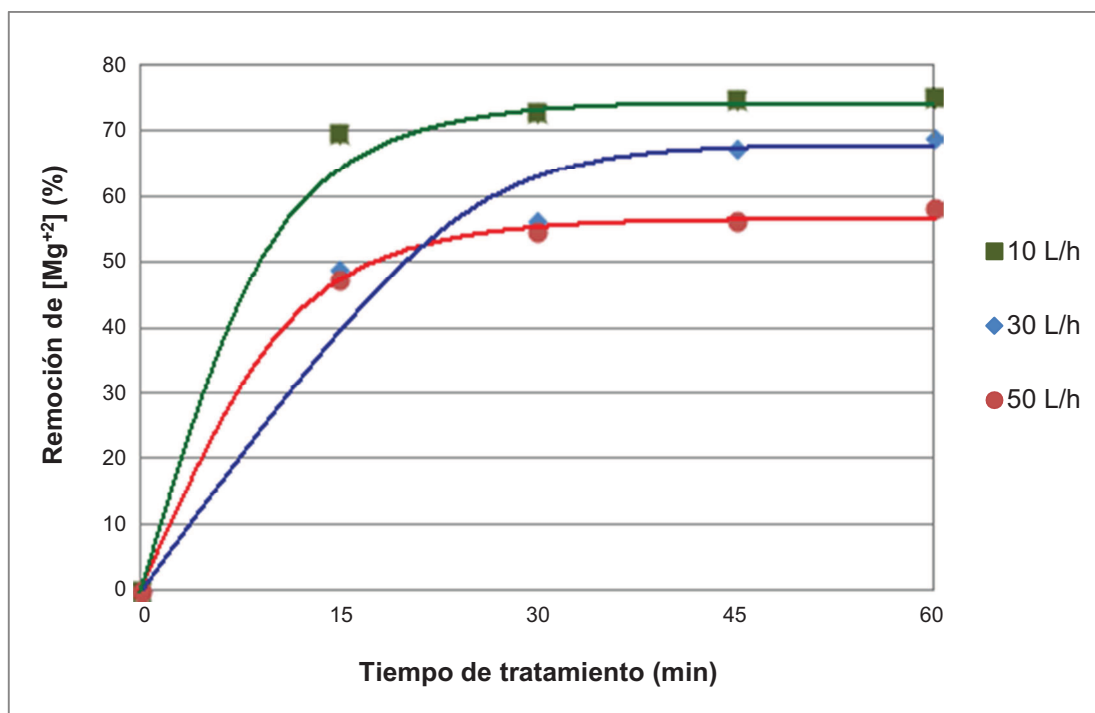


Figura 3.83. Porcentaje de remoción de $[Mg^{+2}]$ durante el tratamiento de lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

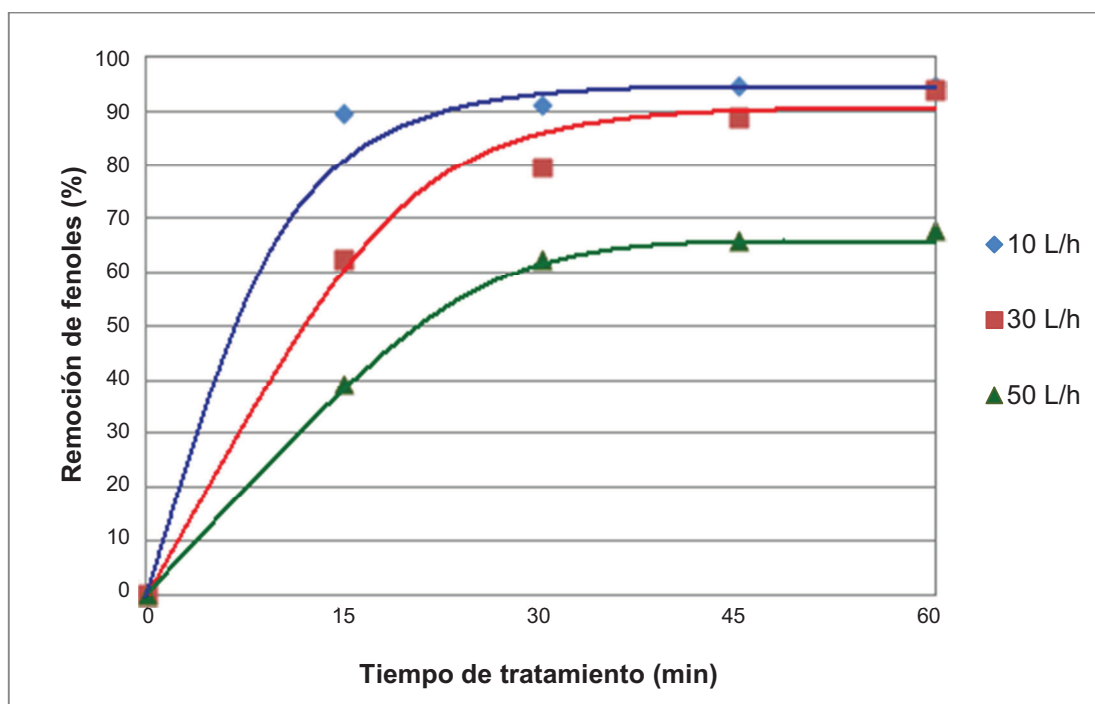


Figura 3.84. Porcentaje de remoción de fenol durante el tratamiento de lixiviado con $CaCl_2$ por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

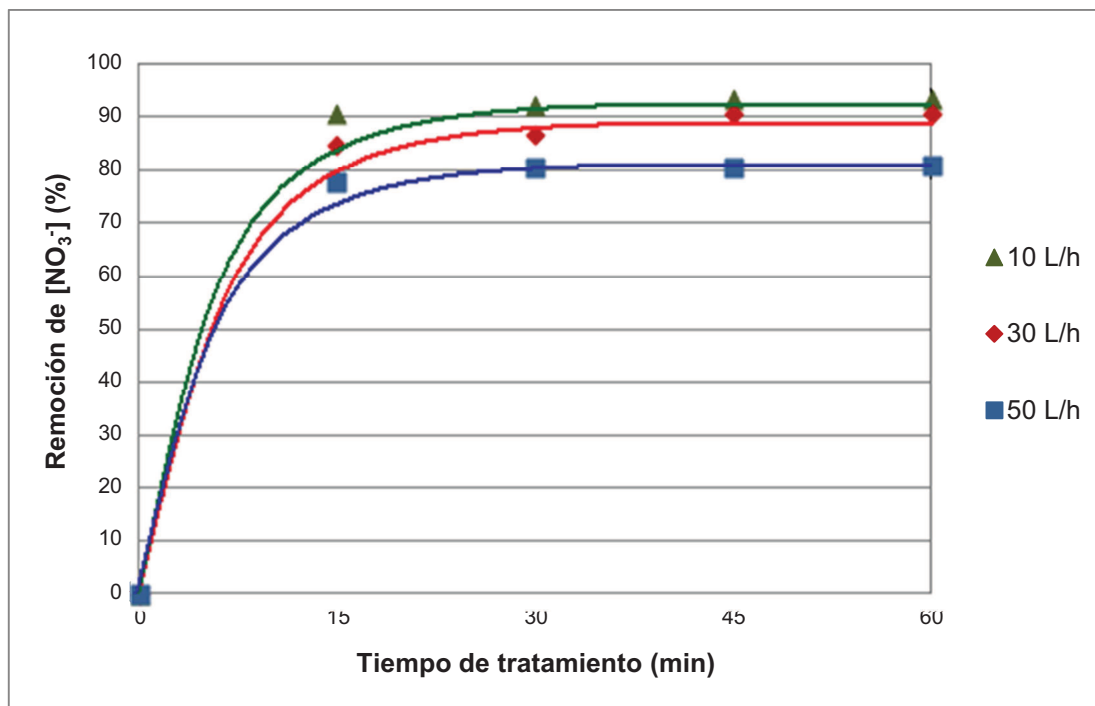


Figura 3.85. Porcentaje de remoción de $[\text{NO}_3^-]$ durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

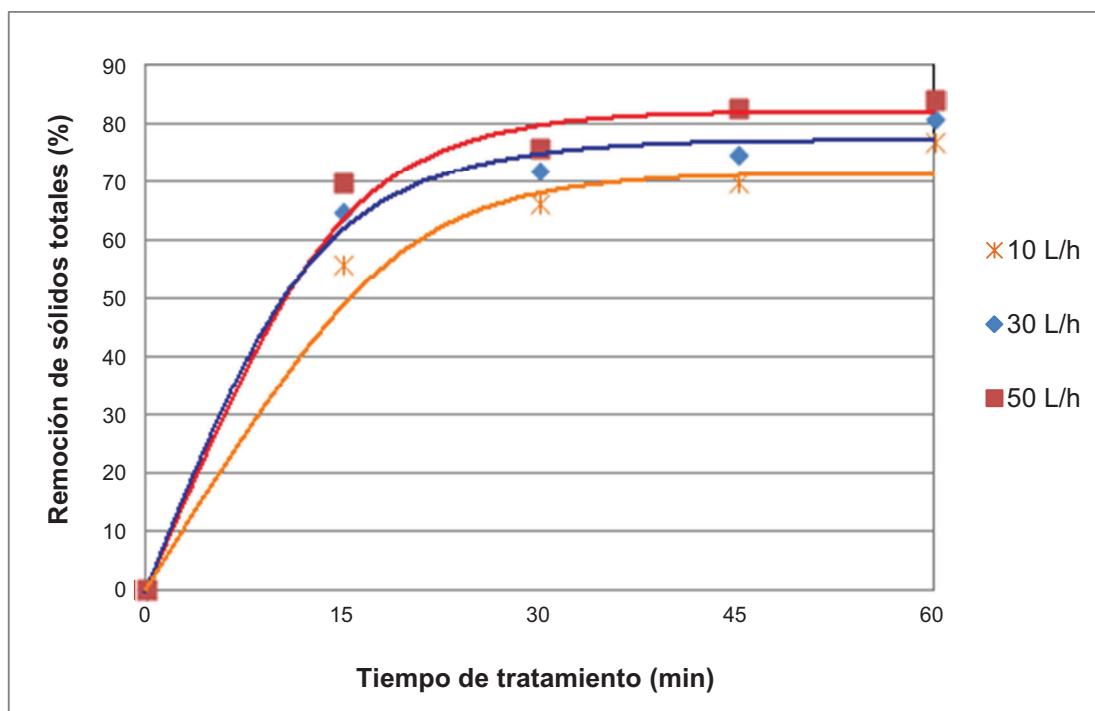


Figura 3.86. Porcentaje de remoción de sólidos totales durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

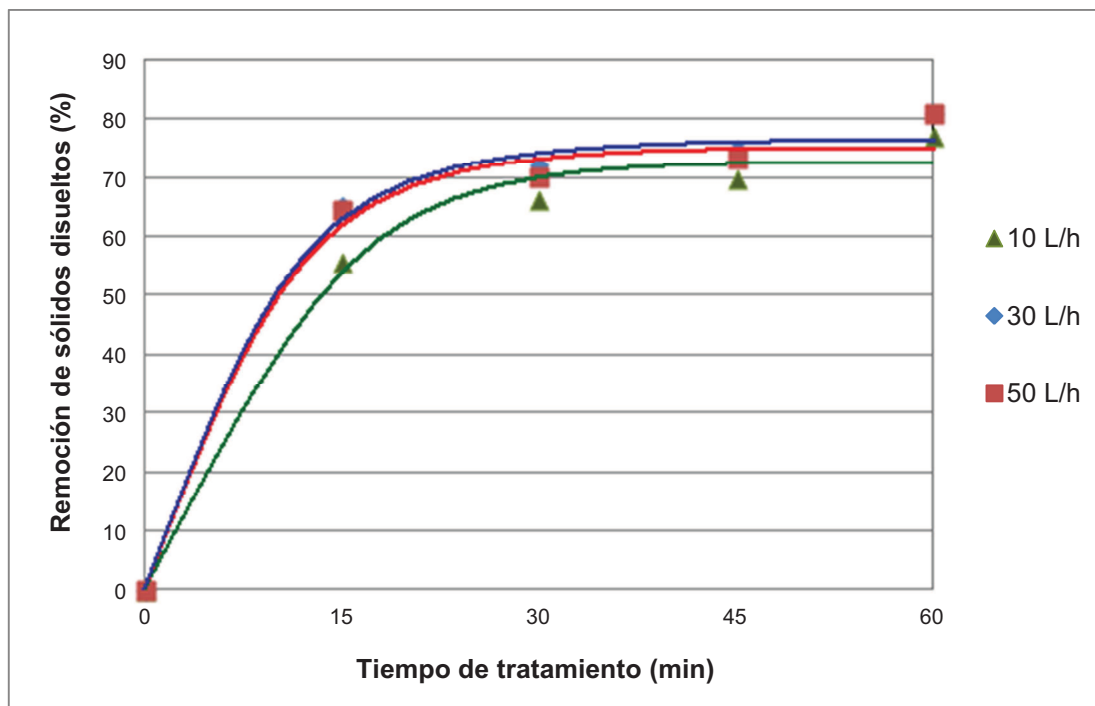


Figura 3.87. Porcentaje de remoción de sólidos disueltos durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

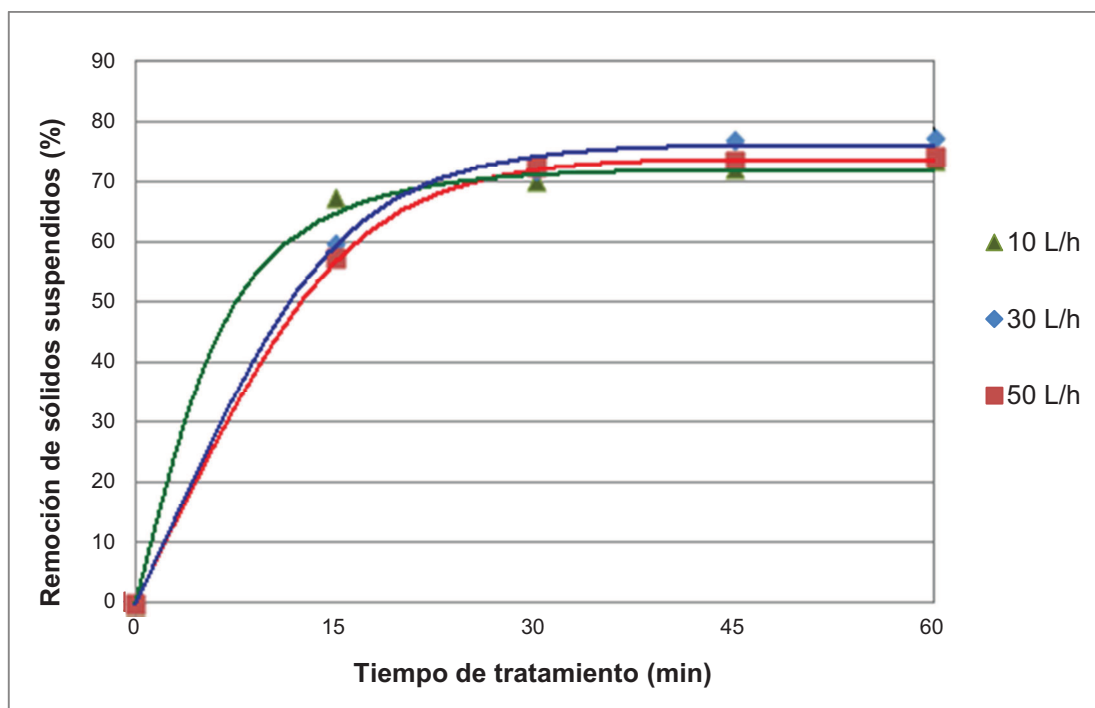


Figura 3.88. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

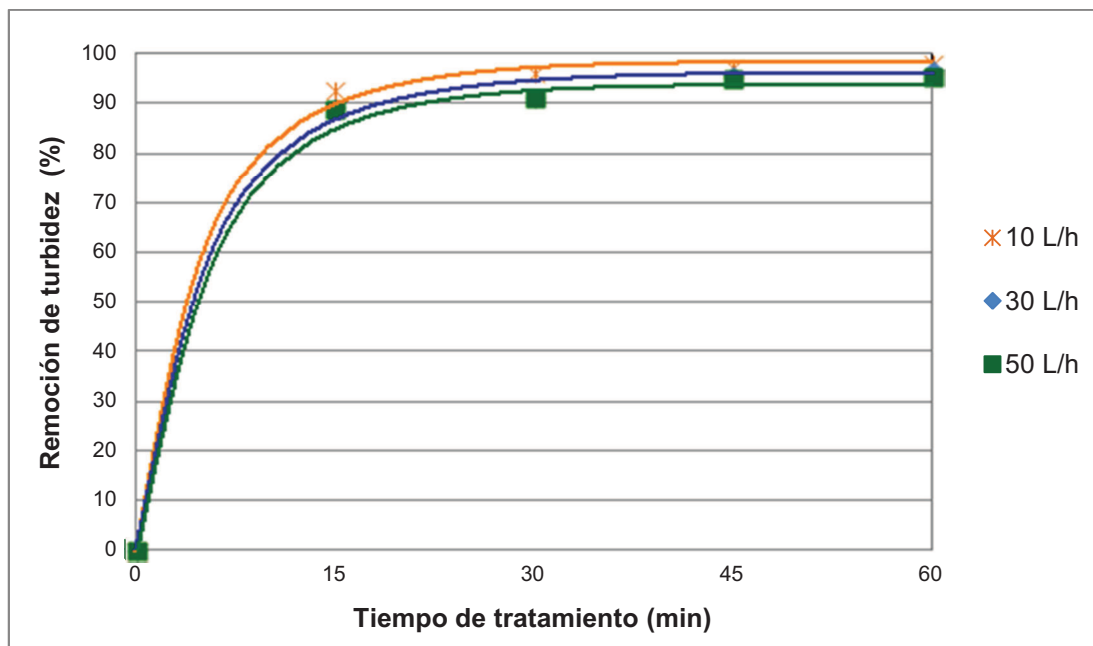


Figura 3.89. Porcentaje de remoción de turbidez durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

Tabla 3.12. Cantidad de sólidos sedimentables y espumas producidos durante el tratamiento de lixiviado con CaCl_2 por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

PARÁMETRO	FLUJO (L/h)	VALOR
Sólidos sedimentables	10	380 mL/L
	30	450 mL/L
	50	400 mL/L
Sólidos flotantes (Espumas)	10	129,3 g
	30	125,7 g
	50	122,4 g

De los resultados expuestos en las Figuras 3.75. a la 3.89. se determina que:

- En la Figura 3.75. se observa el aumento de pH (6,5) al iniciarse el proceso de electrocoagulación en los 3 ensayos, hasta llegar a un pH de 8. El aumento de pH favoreció la precipitación de los contaminantes del agua lixiviada al quedar atrapados entre los flóculos generados.

- La disminución de la conductividad en los tratamientos del lixiviado en los 3 ensayos de la variación de flujo de la Figura 3.76. presenta la misma tendencia de remoción y llegó a un valor aproximadamente constante de 5 mS/cm a los 45 min de tratamiento.
- En la Figura 3.77. se observa que la concentración de oxígeno disuelto se incrementó con el flujo de alimentación hasta los 45 min de tratamiento para luego mantenerse constante. Se alcanzaron valores mayores a 5 mg O₂/L con flujos de alimentación de lixiviado de 30 y 50 L/h. El mayor valor de oxígeno disuelto se obtuvo con un flujo de 50 L/h a partir de los 60 min de tratamiento.
- Las remociones de DQO presentadas en la Figura 3.78. a los diferentes flujos de alimentación del lixiviado al reactor de electrocoagulación con respecto al tiempo de tratamiento alcanzaron valores del 95 % con flujos altos de 50 L/h y en todos los casos son constantes a partir de los 30 min, por lo que no es necesario tratar durante más tiempo el lixiviado.
- Como se observa en la Figura 3.79., la mayor remoción de aceites y grasas se dio a un flujo de alimentación de lixiviado de 30 L/h al sobrepasar el 96 % de remoción desde los 45 min de tratamiento, lo que permite que el efluente llegue a estar dentro del rango aceptado para descargas a cuerpos de agua en TULAS (0,3 mg/L).
- En los resultados expuestos en la Figura 3.80. se observa que las tendencias de remoción de color real es similar en los 3 ensayos de la variación del flujo de lixiviado. La remoción de color real llegó a valores del 95 % de remoción a los 30 min de tratamiento en los 3 flujos de alimentación.
- La remoción de [HCO₃⁻] en los 3 ensayos de la variación de flujo de lixiviado tuvieron la misma tendencia constante desde los 45 min de tratamiento y sin variación significativa en los porcentajes de remoción con los 3 flujos de alimentación. Según se observa en la Figura 3.81., los porcentajes de remoción de bicarbonatos superaron el 82 % a partir de los 45 min de tratamiento.

- En las Figuras 3.82. y 3.83., se exponen las tendencias de remoción de $[Ca^{+2}]$ y $[Mg^{+2}]$. Los mayores porcentajes de remoción de $[Ca^{+2}]$ alcanzados fueron del 75 % a los 45 min con un flujo de alimentación de 30 L/h; mientras que, los mayores porcentajes de remoción de $[Mg^{+2}]$ fueron del 75 % a los 30 min con un flujo de alimentación de 10 L/h.
- Como se observa en la Figura 3.84., la remoción de fenoles es mayor mientras menor es el flujo de alimentación de lixiviado.

Cuando se trató el lixiviado a 10 L/h se consiguió la mayor remoción de fenol del 95 % desde los 45 min de tratamiento, lo que implica que es tiempo suficiente para obtener un valor de fenol que ingrese a la norma del Distrito Metropolitano de Quito (0,2 mg/L). El aumento del flujo de 10 L/h a 30 L/h disminuyó la remoción de fenoles en aproximadamente 5 %.

- Remociones de $[NO_3^-]$ superiores al 80 % se obtuvieron en los 3 ensayos de la variación de flujo de alimentación a partir de un tiempo de tratamiento de 30 min, como se observa en la Figura 3.85. Se logró obtener valores inferiores al límite para descarga en cuerpos de agua descrito en TULAS (10 mg/L) en los ensayos a 10 y 30 L/h.
- Las remociones de sólidos totales, disueltos y suspendidos expuestas en las Figuras 3.86., 3.87 y 3.88. tienen similar tendencia en los ensayos a 10, 30 y 50 L/h. El aumento en la remoción de los sólidos implica la disminución de los contaminantes presentes en el lixiviado.
- En la Figura 3.89., la turbidez disminuyó con el tiempo de tratamiento. Remociones constantes de turbidez del 98 % se obtuvieron a los 45 min de tratamiento a un flujo de 10 L/h; sin embargo, no hay diferencia representativa de las remociones de turbidez entre los 3 ensayos a diferentes flujos.

De manera general, la remoción de la turbidez fue superior al 90 % a los 45 min de tratamiento para los 3 ensayos a 10, 30 y 50 L/h.

- Según los resultados expuestos en la Tabla 3.12., la cantidad de espumas generadas es similar en los 3 ensayos estudiados, a pesar de la diferencia de los flujos de ingreso del lixiviado.

Los resultados del porcentaje de remoción en la mayoría de parámetros físico - químicos al variar el flujo de alimentación del lixiviado no tienen mayor diferencia entre ellos, esto se debe a que el área superficial de los electrodos hace que la turbulencia que genera el aumento del flujo sea insignificante comparado con la densidad de corriente aplicada en el tratamiento, este fenómeno es respaldado con el estudio realizado por Chen, Chen y LockYue (2002).

En la Tabla 3.13. se presenta un resumen de las mejores remociones obtenidas en los ensayos de variación de flujo de los parámetros analizados.

Tabla 3.13. Mayores porcentajes de remoción de los contaminantes presentes por electrocoagulación a flujos de alimentación de 10, 30 y 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y ánodos de hierro)

PARÁMETRO	MAYOR REMOCIÓN (%)	FLUJO DE ALIMENTACIÓN DE LIXIVIADO	TIEMPO DE TRATAMIENTO (min)
Aceites y grasas (mg/L)	95	30 L/h	45
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	90	10 L/h	30
Color real (Unid. Pt - Co)	98	10 L/h	45
DQO (mg O ₂ /L)	99	10 L/h	30
Ca ⁺² (mg/L)	75	30 L/h	60
Mg ⁺² (mg/L)	74	10 L/h	30
Fenoles (mg/L)	92	10 L/h	30
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	95	10 L/h	30
Sólidos totales (mg/L)	82	50 L/h	45
Sólidos disueltos (mg/L)	76	30 L/h	45
Sólidos suspendidos (mg/L)	76	30 L/h	45
Turbidez (NTU)	98	10 L/h	45

Al tratar el lixiviado con un flujo de alimentación de 30 L/h se cumplen con los límites de descarga de los parámetros más importantes: DQO, aceites y grasas,

color real y fenoles. En ninguno de los casos estudiados se llegó a valores de sólidos totales y suspendidos bajo los límites de descarga, por lo que se propondrá un sistema de filtración posterior al tratamiento de electrocoagulación.

De acuerdo a los resultados obtenidos en el estudio, se determinó que las mejores condiciones encontradas para la descontaminación del lixiviado son:

- Adición de CaCl_2 al lixiviado a una concentración de 6,2 g/L, antes del tratamiento por electrocoagulación.
- Reactor de 6 L con 10 celdas electroquímicas.
- Celdas electroquímicas con ánodos de hierro.
- Alimentación de la intensidad de corriente de 50 A - 8 A.
- Flujo de alimentación de 30 L/h al reactor.
- Tiempo de tratamiento de 45 minutos.

A continuación, en la Figura 3.90. se presenta el efluente del tratamiento del lixiviado bajo las mejores condiciones de descontaminación descritas anteriormente.

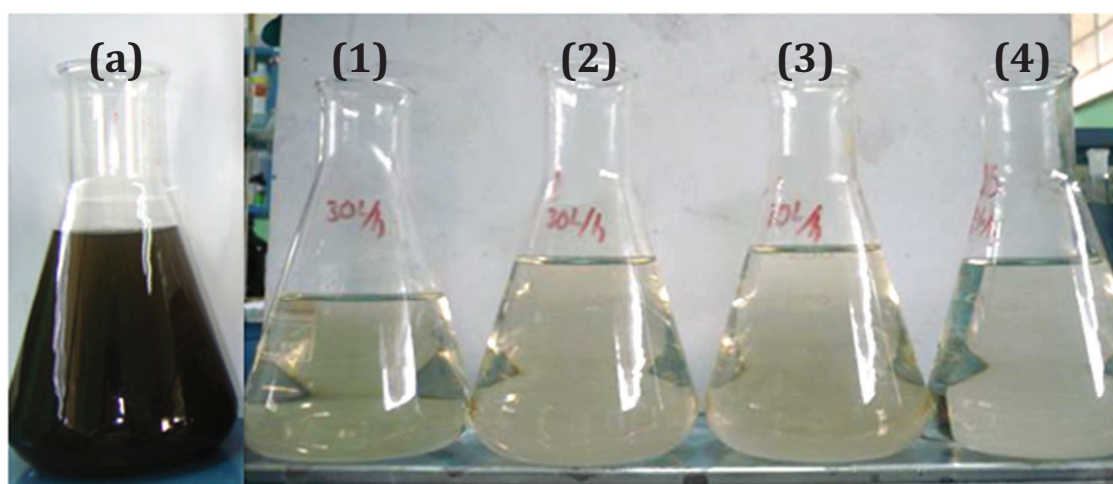


Figura 3.90. Muestras del lixiviado (a) y de los efluentes a los 15 min (1), 30 min (2), 45 min (3) y 60 min (4) de tratamiento por electrocoagulación bajo las mejores condiciones de descontaminación (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y flujo de alimentación de 30 L/h)

3.3.8. DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN DE DISMINUCIÓN DE LA DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO (DQO)

El orden de la reacción en las celdas electroquímicas se realizó con los valores de DQO, bajo las mejores condiciones de operación del reactor de electrocoagulación para la descontaminación del lixiviado con CaCl_2 (intensidad de corriente de 50 A - 8 A, flujo de alimentación de 30 L/h, ánodos de hierro y tiempo de electrocoagulación de 45 min), con el método del numeral 2.3.8.

- **Método de integración para determinar el orden de la reacción de disminución de DQO**

Con las ecuaciones presentadas en la Tabla 2.2. del ítem 2.3.8. se determinó el orden de la reacción en función del tiempo de electrocoagulación con los valores de DQO obtenidos durante el proceso de electrocoagulación y el DQO inicial. Los valores de DQO que se utilizaron para las representaciones gráficas en la determinación del orden de la reacción que se exponen en las Figuras 3.91, 3.92, 3.93 y 3.94. se obtuvieron de la Tabla AVIII.1. del Anexo VIII.

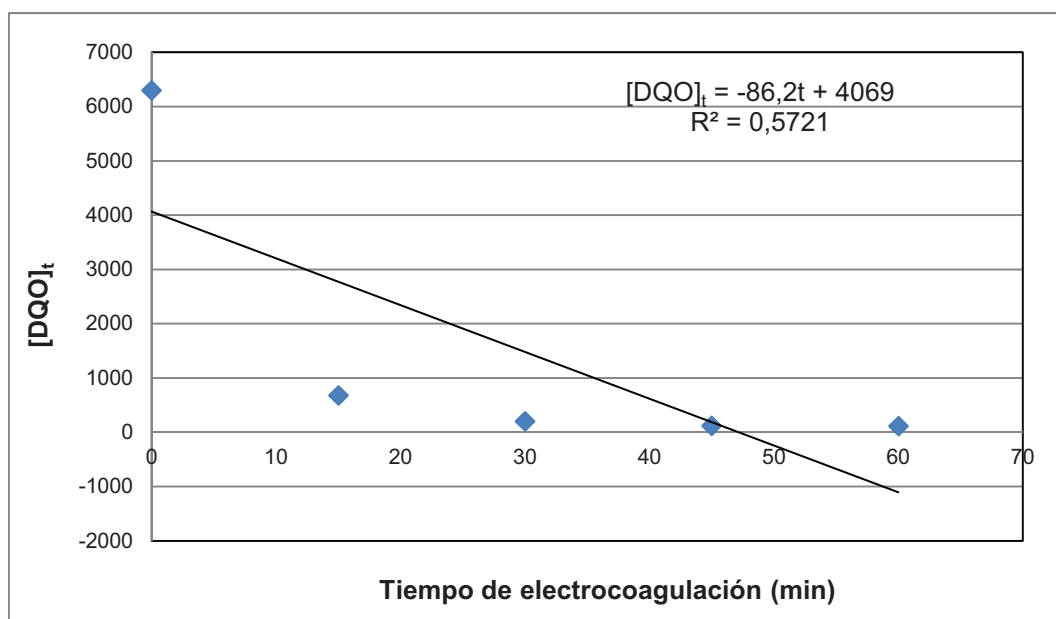


Figura 3.91. Reacción de orden cero de la disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación

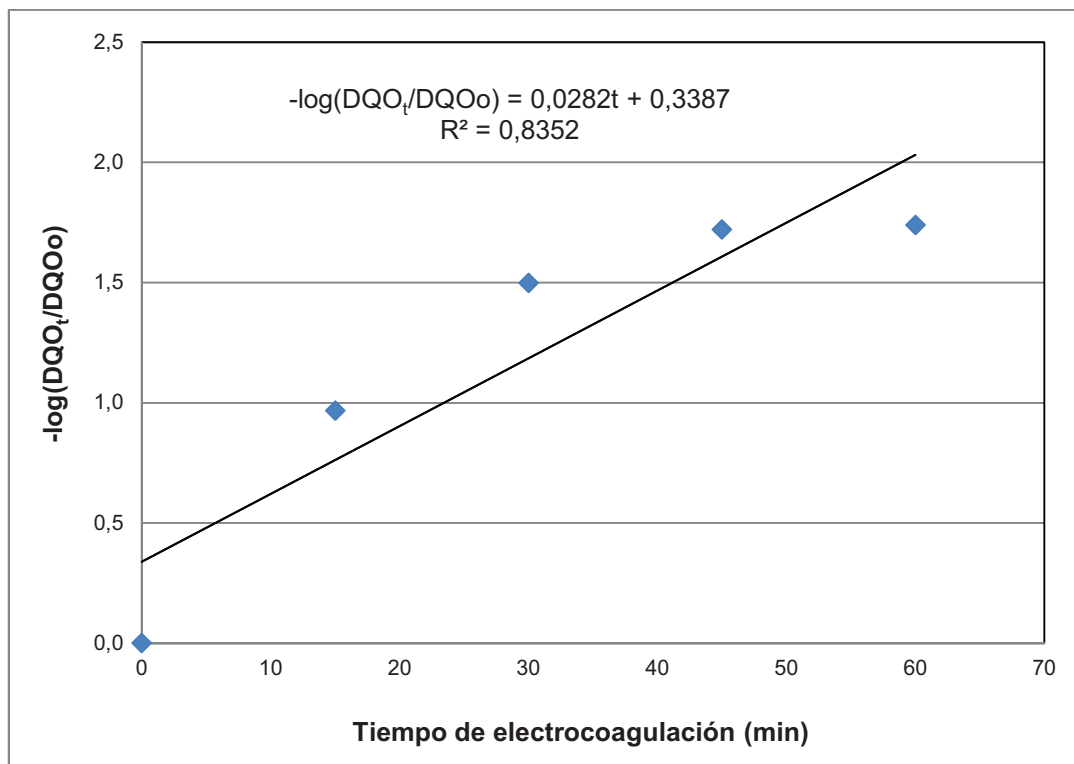


Figura 3.92. Reacción de primer orden de la disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación

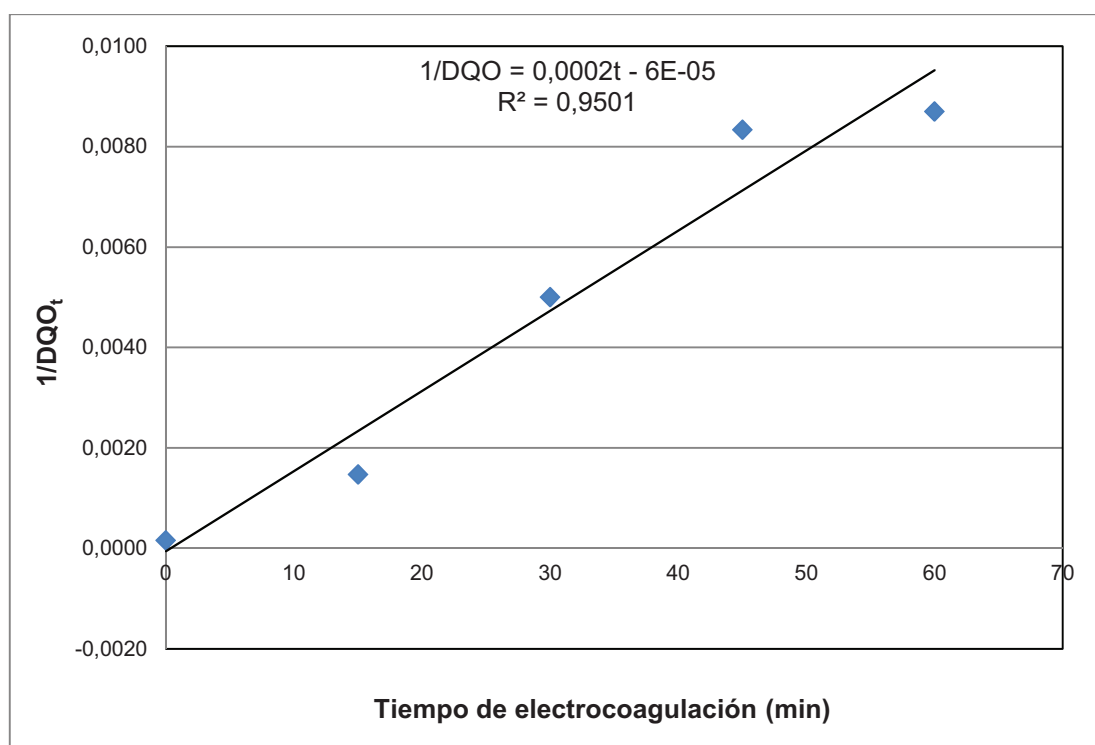


Figura 3.93. Reacción de segundo orden de disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación

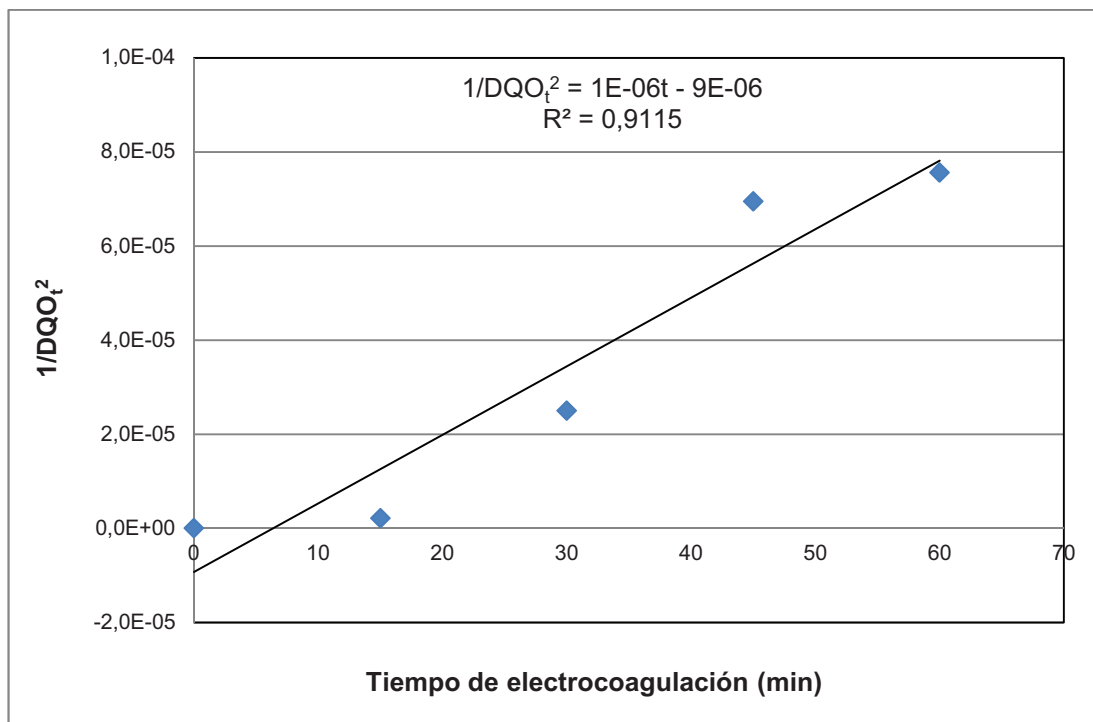


Figura 3.94. Reacción de tercer orden de disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación

De acuerdo a las gráficas y a las regresiones lineales obtenidas, se determinó que la reacción de disminución de DQO del lixiviado por el proceso de electrocoagulación es de **segundo orden**, al haber obtenido el mayor coeficiente de regresión lineal $R^2 = 0,9501$ respecto a las reacciones de primer, tercer orden y orden cero.

- **Método diferencial para determinar el orden de la reacción de disminución de DQO**

Con la ecuación 2.15. del ítem 2.3.8. se calcularon las derivadas de las concentraciones de la demanda química de oxígeno respecto al tiempo de tratamiento, las mismas que se reportan en la Tabla 3.14. y que permiten determinar el orden de la reacción del proceso de descontaminación del lixiviado por el proceso de electrocoagulación, con el fin de comprobar el orden de la reacción obtenido por el método integral. Los valores de DQO expuestos en la

Tabla 3.14. se tomaron de la Tabla AVI.14. del Anexo VI, los que corresponden a las mejores condiciones de tratamiento por electrocoagulación.

Tabla 3.14. Valores resultantes de las derivadas del DQO respecto al tiempo de tratamiento por electrocoagulación (Reactor 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro, intensidad de corriente de 50 A - 8 A y flujo de alimentación de 30 L/h)

Tiempo (min)	DQO (mg/L)	$\left(\frac{[DQO_{t+1}] - [DQO_{t-1}]}{2}\right) \approx \frac{d[DQO_t]}{dt}$
0	6 300	
15	680	$\frac{200 - 6\,300}{2} = -3\,050$
30	200	
45	120	$\frac{115 - 200}{2} = -42,5$
60	115	

Los valores de DQO expuestos en la Tabla 3.14. se reemplazan en la ecuación 2.15. del ítem 2.3.8. y se obtiene el orden de la reacción de la cinética de descontaminación del lixiviado por electrocoagulación, así:

$$n = \frac{\log(3\,050) - \log(42,5)}{\log(680) - \log(120)} = 2,4$$

Al comparar el resultados obtenido del orden de la reacción con el método de integración y el método diferencial se comprueba que la reacción de descontaminación del lixiviado por el proceso de electrocoagulación es de segundo grado (n = 2).

3.3.9. DETERMINACIÓN DE LA CONSTANTE DE VELOCIDAD DE REACCIÓN DE DISMINUCIÓN DE DQO

El valor de la constante de la velocidad de reacción del lixiviado por electrocoagulación se obtiene de la ecuación de regresión lineal expuesta en la Figura 3.93., que corresponde a la reacción de segundo orden.

La ecuación es:

$$\frac{1}{DQO} = 0,0002t - 6 * 10^{-5} \quad [3.1]$$

De la ecuación 3.1. se deduce que la constante de la velocidad de reacción (k) es:

$$k = 0,0002 \text{ L}/(\text{mg DQO})\text{min} = 0,012 \text{ L}/(\text{mg DQO})\text{h}$$

3.4. DIMENSIONAMIENTO DEL PROCESO DE ELECTRO-COAGULACIÓN PARA LA DESCONTAMINACIÓN DE LAS AGUAS LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO “EL INGA” PARA UN FLUJO DE 200 m³/día.

3.4.1. DETERMINACIÓN DEL CAUDAL DE DISEÑO DE LIXIVIADO

La determinación del caudal de diseño del reactor de electrocoagulación se realizó con la ecuación 2.16. del ítem 2.4.1. y se reemplazó con los valores correspondientes a la realidad del Distrito Metropolitano de Quito expuestos a continuación:

- Tasa de crecimiento poblacional (r) del Distrito Metropolitano de Quito de 2,19 % (Secretaría General de Planificación, 2012)
- Población Actual (P_a) del Distrito Metropolitano de Quito de 2 239 191 habitantes (INEC, 2012)
- Periodo de diseño (n) de 10 años

Al reemplazar los valores anteriores en la ecuación 2.6. para determinar la población futura, se tiene:

$$Pf = 2\,239\,191 (1 + 0,0219)^{10}$$

$$Pf = 2,78 * 10^6 \text{ habitantes}$$

En la actualidad, se genera una producción de lixiviado de 200 m³/día (EMGIRS - EP, 2011).

La proyección de generación de lixiviado para 10 años, en base al número de habitantes y a la producción de lixiviados será:

$$200 \frac{m^3 \text{ lixiviado}}{\text{día}} * \frac{2,78 * 10^6 \text{ habitantes}}{2\ 239\ 191 \text{ habitantes}} = 248,3 \frac{m^3 \text{ lixiviado}}{\text{día}}$$

En conclusión, el caudal de lixiviado de diseño para el dimensionamiento del proceso de electrocoagulación es de 248,3 m³/día (10,3 m³/h).

3.4.2. DIMENSIONAMIENTO DE LAS UNIDADES DEL PROCESO DE MEZCLA DEL LIXIVIADO CON CaCl₂

3.4.2.1. Determinación de la cantidad de CaCl₂

La cantidad de CaCl₂ a ser añadida por día al lixiviado antes del tratamiento por electrocoagulación, para un caudal de 248,3 m³/día, se determinó con base en los resultados experimentales de la concentración de CaCl₂ para reducir la alcalinidad en un 80 %.

La cantidad de CaCl₂ por litro de lixiviado fue de 6,2 g/L.

$$248,3 \frac{m^3}{\text{día}} * \frac{1\ 000\ L}{1\ m^3} * \frac{6,2\ g\ CaCl_2}{L} * \frac{1\ Kg}{1\ 000\ g} = 1\ 539,5 \frac{Kg\ CaCl_2}{\text{día}}$$

La cantidad de CaCl₂ necesaria a ser mezclada con el lixiviado antes del tratamiento por electrocoagulación es de 64,1 kg CaCl₂/h.

3.4.2.2. Dimensionamiento de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl_2

El dimensionamiento de 2 tanques de mezcla con agitación, de iguales características y dimensiones, se considera para la homogeneización del flujo de lixiviado de $10,3 \text{ m}^3/\text{h}$ con CaCl_2 en proceso continuo, en la cantidad definida en el ítem 3.4.2.1.

Además, se prevee un tanque de emergencia, con agitación y de similares dimensiones a los tanques de mezcla con agitación, que permita controlar la producción de lixiviado cuando exceda el caudal de diseño.

El volumen de los tanques tendrá un factor de seguridad del 30 % y permitirá almacenar el lixiviado por el lapso de 24 horas. El volumen de cada uno de los tanques de mezcla para el proceso continuo de tratamiento del lixiviado será de:

$$V = \frac{10,3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 24 \text{ h} * 1,3}{2} = 160,7 \text{ m}^3$$

El volumen de un tanque cilíndrico está dado por la ecuación 3.2:

$$V = \frac{\pi * D^2 * h}{4} \quad [3.2]$$

Donde:

- V: Volumen del tanque (m^3)
- D: Diámetro del tanque (m)
- h: altura del tanque (m)

Para el dimensionamiento del tanque de mezclado del lixiviado con CaCl_2 , se considera la relación entre la altura (h) y el diámetro del tanque (D_t) de $\frac{H}{D_t} = 1,5$ (Dondé, 2005, p. 317).

Entonces, la ecuación 3.2. se presenta como:

$$V = \frac{\pi * 1,5 * D_t^3}{4} \quad [3.3]$$

Al reemplazar el volumen del lixiviado a tratar ($160,7 \text{ m}^3$) en la ecuación 3.3., se obtiene el diámetro y la altura del tanque de mezclado para el proceso continuo:

$$160,7 \text{ m}^3 = \frac{\pi * 1,5 * D_t^3}{4}$$

$$D_t = 5,15 \text{ m}$$

$$h = 7,7 \text{ m}$$

El espesor del tanque de mezclado, las dimensiones del agitador y la altura del nivel del lixiviado en el tanque, se determinaron con los factores de forma presentados en las ecuaciones de la 2.17. a la 2.22. del numeral 2.4.3.2., cuyos resultados se exponen a continuación:

Diámetro de las aspas del agitador (D_o):

$$D_o = 0,3 D_t = 0,3 * (5,15 \text{ m}) = 1,55 \text{ m}$$

Distancia entre el fondo del tanque y las aspas del agitador (E):

$$E = D_o = 1,55 \text{ m}$$

Altura del líquido en el reactor (H):

$$H = D_t = 5,15 \text{ m}$$

Ancho de las aspas del agitador (W):

$$W = \frac{1}{5} D_o = \frac{1}{5} (1,55 \text{ m}) = 0,3 \text{ m}$$

Espesor de las paredes del tanque (J):

$$J = \frac{1}{12} D_t = \frac{1}{12} (5,15 \text{ m}) = 0,43 \text{ m}$$

Longitud de las aspás del agitador (L):

$$L = \frac{1}{4} D_o = \frac{1}{4} (1,55 \text{ m}) = 0,39 \text{ m}$$

3.4.2.3. Determinación de la potencia del motor de agitación

Se consideró un motor de 1 730 rpm. con un reductor de velocidad hasta 20 rpm; por lo tanto, el número de revoluciones por segundo del impulsor de turbina de disco de aspás planas será de:

$$N = 0,33 \text{ rev/s}$$

El cálculo del número de potencia (N_p) a ser reemplazado en la ecuación 3.4. se realiza por medio de la Figura 3.95. previo la determinación del número de Reynolds (N_{Re}).

La potencia del motor se determinó al reemplazar los valores correspondientes en la ecuación 3.4. se tiene:

$$P = \frac{N_p}{g_c} * N^3 * D^5 * \rho \quad [3.4]$$

Donde:

P : Potencia del agitador (HP)

N_p : Número de potencia (5)

N : Número de revoluciones por segundo (0,33 rev/s)

D : Diámetro de las aspás ($D_a = 1,55 \text{ m}$)

ρ : Densidad del lixiviado ($1\,024,5 \text{ Kg/m}^3$)

Se utiliza el valor de N_{Re} y se ingresa al gráfico en la Figura 3.95. para el impulsor de disco de 6 aspas planas y se obtiene el N_p . El número de Reynolds se determina con la ecuación 3.5:

$$N_{Re} = \frac{D^2 * N * \rho}{\mu} \quad [3.5]$$

Donde:

- D : Diámetro del impulsor del agitador (1,55 m)
 N : Número de revoluciones por segundo (0,33 rev/s)
 μ : Viscosidad del fluido ($1,117 * 10^{-3}$ Kg/m.s)
 ρ : Densidad del fluido (1 024,5 Kg/m³)

Al reemplazar las condiciones para el lixiviado en la ecuación 3.5., se tiene:

$$N_{Re} = \frac{(1,55 \text{ m})^2 * 0,33 \frac{\text{rev}}{\text{s}} * 1\,024,5 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1,117 * 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{m.s}}}$$

$$N_{Re} = 7,27 * 10^5$$

Con el valor de N_{Re} se determina el valor de N_p , para lo cual se consideró un agitador de disco de 6 aspas planas con la curva 1 en la Figura 3.95. De la Figura 3.95. se tiene:

$$N_p = 5$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la ecuación 3.4., se tiene:

$$P = \frac{5}{1 \frac{\text{Kg*m}}{\text{N*s}^2}} * \left(0,33 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right)^3 * (1,55 \text{ m})^5 * 1\,024,5 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$P = 1\,647 \text{ W}$$

$$P = 2,2 \text{ HP}$$

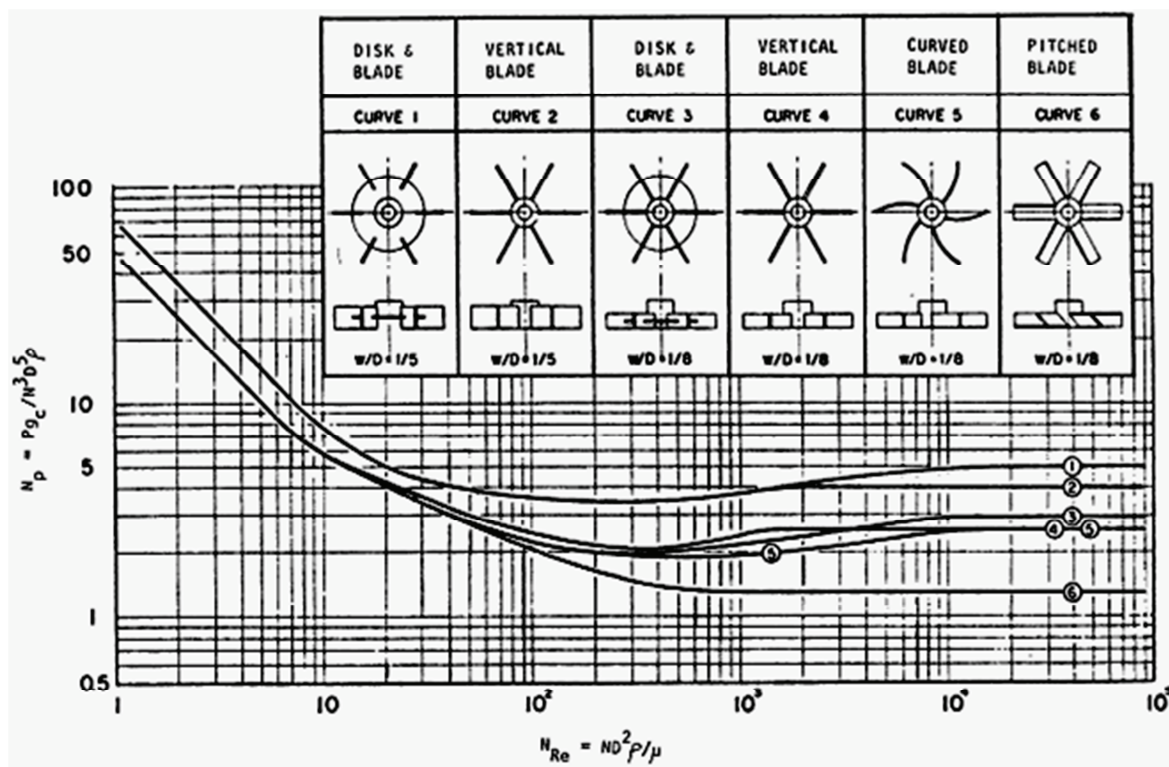


Figura 3.95. Número de potencia vs número de Reynolds para impulsores de turbina (Couper y Penney, 2012, p. 283)

Una eficiencia del 70 % es considerada en la determinación de la potencia del motor de agitación, por lo que la potencia es de:

$$P = \frac{2,2 \text{ HP}}{0,70} = 3,1 \text{ HP}$$

Por lo tanto, los tanques de mezcla del lixiviado con CaCl_2 se instalarán con motores de 3,5 HP. Las dimensiones y el esquema del tanque de homogeneización se presentan en el Anexo X.

3.4.3. DETERMINACIÓN DE LA DENSIDAD DE CORRIENTE DE LAS CELDAS ELECTROQUÍMICAS

Para calcular la densidad de corriente continua a ser alimentada a las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación para un flujo de lixiviado de

248,3 m³/día, es necesario determinar la densidad de corriente a escala de laboratorio para luego ser aplicada a nivel de planta.

La densidad de corriente utilizada en el proceso está dada por la ecuación 2.23. expuesta en el ítem 2.4.4.

En el ítem 3.3.6. se concluyó que la intensidad de corriente continua diferenciada alimentada a las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación que proporciona las mejores condiciones de descontaminación del lixiviado es de 50 A en las 3 primeras celdas electroquímicas y de 8 A en las 7 celdas restantes; por lo tanto, el cálculo de la intensidad de corriente se realiza para cada una de las alimentaciones de corriente a las celdas electroquímicas.

El área de los electrodos utilizados en el reactor de 6 L y 12 L se calcula con la ecuación 3.6. con base a las dimensiones de los electrodos de hierro expuestos en la Tabla 3.15.

$$A_{electrodo} = H_a * H_L \quad [3.6]$$

Al reemplazar los valores de la Tabla 3.15. se tiene:

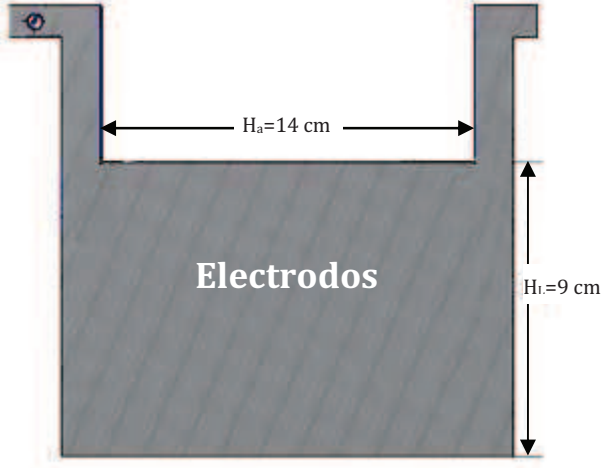
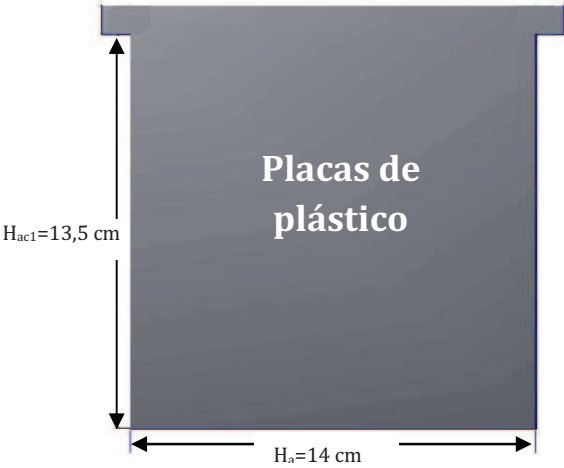
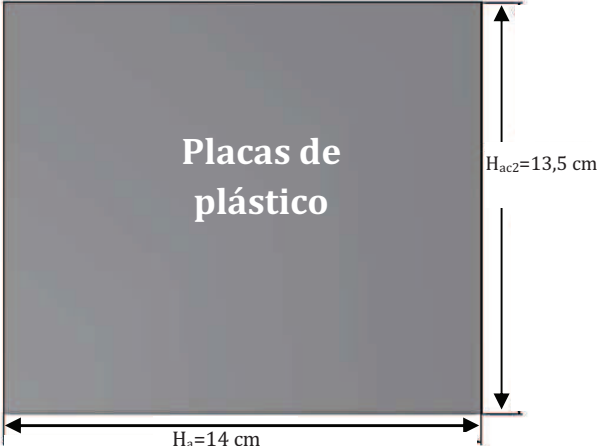
$$A_{electrodo} = 0,14 \text{ m} * 0,09 \text{ m} = 0,013 \text{ m}^2$$

Con la ecuación 2.23. del ítem 2.4.4. se determinó la densidad de corriente para las 3 primeras celdas electroquímicas ($i_{50 \text{ A}}$) y para las 7 celdas electroquímicas restantes del reactor ($i_{8 \text{ A}}$).

$$i_{50 \text{ A}} = \frac{I_1}{A_{T1}} = \frac{50 \text{ A}}{0,013 \text{ m}^2} = 3\,846,2 \frac{\text{A}}{\text{m}^2}$$

$$i_{8 \text{ A}} = \frac{I_2}{A_{T2}} = \frac{8 \text{ A}}{0,013 \text{ m}^2} = 615,4 \frac{\text{A}}{\text{m}^2}$$

Tabla 3.15. Determinación de las relaciones geométricas entre las medidas de los electrodos de los reactores de electrocoagulación de 6 y 12 L

PLACA	ESQUEMA	RELACIÓN DIMENSIONAL
<p>Área efectiva de los electrodos de hierro y aluminio</p>	 <p>The diagram shows a U-shaped electrode plate. The horizontal distance between the inner vertical sections is labeled $H_a = 14 \text{ cm}$. The vertical height of the inner section is labeled $H_i = 9 \text{ cm}$. The word "Electrodos" is written in the center of the U-shape.</p>	$\frac{H_a}{H_L} = \frac{14}{9}$ $\frac{H_a}{H_L} = 1,56$
<p>Placas de plástico para separación de compartimentos</p>	 <p>The diagram shows a rectangular plastic plate with a notch at the top. The vertical height is labeled $H_{ac1} = 13,5 \text{ cm}$ and the horizontal width is labeled $H_a = 14 \text{ cm}$. The text "Placas de plástico" is centered on the plate.</p>	$\frac{H_a}{H_{ac1}} = \frac{14}{13,5}$ $\frac{H_a}{H_{ac1}} = 1,04$
<p>Placas de plástico para separación de celdas</p>	 <p>The diagram shows a rectangular plastic plate. The vertical height is labeled $H_{ac2} = 13,5 \text{ cm}$ and the horizontal width is labeled $H_a = 14 \text{ cm}$. The text "Placas de plástico" is centered on the plate.</p>	$\frac{H_a}{H_{ac2}} = \frac{14}{13,5}$ $\frac{H_a}{H_{ac2}} = 1,04$

3.4.4. DETERMINACIÓN DEL VOLUMEN DE LOS REACTORES DE ELECTROCOAGULACIÓN

La determinación del volumen del reactor de electrocoagulación se realizó con la ecuación 2.24. expuesta en el ítem 2.4.5., en la que se reemplaza la concentración de DQO y el orden de la reacción ($n = 2$).

La ecuación 2.24. para una reacción de segundo orden es:

$$\frac{V}{Q} = - \int_{C_{Ao}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{k [C_A]^2} \quad [3.7]$$

En función de la concentración de DQO se tiene:

$$\frac{V}{Q} = - \int_{DQO_o}^{DQO_f} \frac{dDQO}{k [DQO]^2} \quad [3.8]$$

Al integrar la ecuación 3.8. se obtiene:

$$V = \frac{Q}{k} \left(\frac{1}{DQO_f} - \frac{1}{DQO_o} \right) \quad [3.9]$$

Donde:

V : Volumen del reactor de electrocoagulación (L)

Q : Caudal de diseño (L/h)

k : Constante de la velocidad de reacción de segundo orden (L/(mg)h)

DQO_f : Demanda química de oxígeno del lixiviado del efluente del tratamiento por electrocoagulación (mg/L)

DQO_o : Demanda química de oxígeno inicial del lixiviado (mg/L)

El caudal de lixiviado de diseño determinado en el ítem 3.4.1. de 10,3 m³/h (10 300 L/h) se propone tratar con dos reactores de electrocoagulación de igual capacidad y dimensiones.

Cada uno de los reactores de electrocoagulación tendrá una capacidad de 5 150 L/h con una constante de velocidad de reacción de 0,012 L/ (mg DQO)h.

El DQO promedio de alimentación del lixiviado al reactor será de 6 300 mg O₂/L y el DQO del efluente de 115 mg O₂/L, para tener un rendimiento de descontaminación del 98 %.

Al reemplazar los datos mencionados anteriormente en la ecuación 3.9. se tiene:

$$V = \frac{5\,150 \frac{L}{h}}{0,012 \frac{L}{(mg)h}} \left(\frac{1}{115 \frac{mg\ O_2}{L}} - \frac{1}{6\,300 \frac{mg\ O_2}{L}} \right)$$

$$V = 3\,663,8\ L \approx 3,7\ m^3$$

Para el diseño del volumen del reactor se consideró el factor de seguridad del 30 %, entonces el volumen de diseño es:

$$V_{\text{reactor electrocoagulación}} = 3,7\ m^3 * 1,3 = 4,8\ m^3$$

3.4.5. DETERMINACIÓN DE LAS DIMENSIONES DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN.

El volumen real del reactor se determinó por medio de iteraciones de las dimensiones y número de electrodos de las celdas electroquímicas para tratar 4,8 m³/h de lixiviado. Se tomó en cuenta las relaciones existentes entre las dimensiones de los electrodos y de las placas de plástico del reactor experimental de 6 L, las que se presentan en la Tabla 3.15.

En la Figura 3.96. se representa un esquema general del reactor de electrocoagulación con las secciones de sedimentación, flotación de los sólidos y del proceso de electrocoagulación:

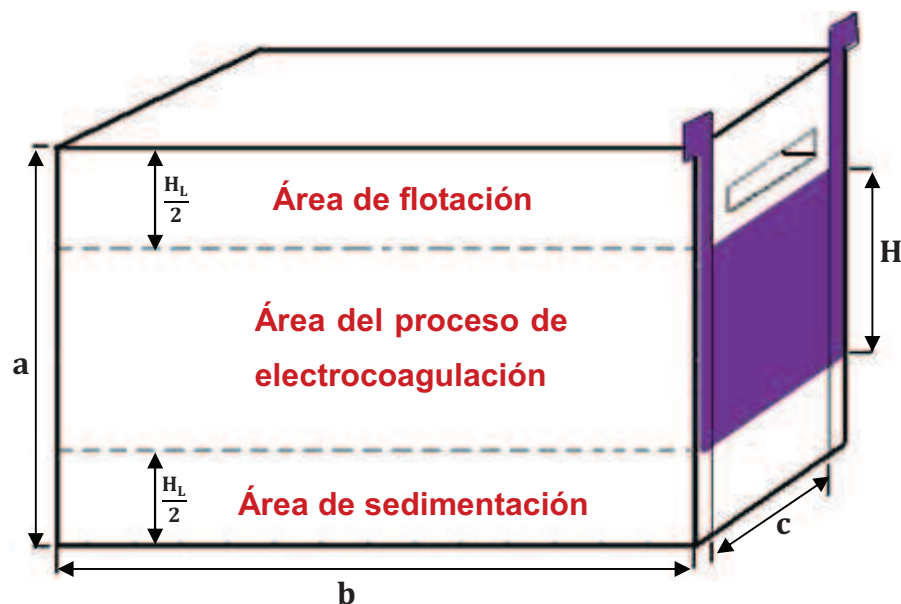


Figura 3.96. Representación de las dimensiones del reactor de electrocoagulación donde: a (altura), b (largo), c (ancho), H_L (altura efectiva de los electrodos)

El dimensionamiento del reactor de electrocoagulación se calculó para tratar un caudal de lixiviado de $5,15 \text{ m}^3/\text{h}$ con un volumen de $4,8 \text{ m}^3$, de acuerdo a la ecuación 2.25. indicada en el ítem 2.4.6.

Se asumió un ancho del reactor de $1,4 \text{ m}$ por similitud geométrica con el reactor de 6 L a escala de laboratorio y luego, se procedió a realizar iteraciones hasta obtener el volumen de diseño de $4,8 \text{ m}^3$, se considera el volumen adicional ocupado por los electrodos y las placas de plástico que se encuentran dentro del reactor de electrocoagulación.

Las iteraciones que se llevaron a cabo para el diseño del reactor de electrocoagulación se basan en lo siguiente:

- Determinación global de las dimensiones del reactor sin el volumen ocupado por los electrodos y las placas de separación de las celdas y los compartimentos del reactor.
- Determinación del número de compartimentos.
- Determinación del volumen ocupado por los electrodos y placas de plástico.

3.4.5.1. Determinación de las dimensiones del reactor sin considerar el volumen ocupado por los electrodos y las placas plásticas de separación de celdas y compartimentos

De los valores de las relaciones geométricas de los electrodos expuestos en la Tabla 3.15. y del esquema dimensional del reactor de la Figura 3.97., se tiene:

$$c = H_a = 1,4 \text{ m (Asumido)}$$

Altura de los electrodos (H_L):

$$H_L = \frac{H_a}{1,56} = 0,9 \text{ m}$$

Altura del reactor (a):

$$a = 2 * H_L = 1,8 \text{ m}$$

Longitud del reactor (b):

$$4,8 \frac{\text{m}^3}{h} = 1,8 \text{ m} * 1,4 \text{ m} * b$$

$$b = 1,9 \text{ m}$$

3.4.5.2. Determinación del número de placas en el reactor (electrodos y placas de separación de celdas y compartimentos)

Para determinar el número de electrodos y placas plásticas en el reactor de electrocoagulación se aplicó la ecuación 2.26. del ítem 2.4.6., donde se relaciona las dimensiones del reactor y la ubicación de los electrodos y placas de plástico. La longitud del reactor calculada anteriormente de 1,9 m, la distancia entre los electrodos de 5 mm, la separación de 5 mm entre las celdas y el espesor de los electrodos de 3 mm, se utilizaron para reemplazar en la ecuación 2.26.

$$N_p = \frac{1,9 \text{ m} - 2 * (0,005 \text{ m})}{(0,005 \text{ m}) + (0,003 \text{ m})} = 236$$

El número de componentes del reactor de longitud de 1,9 m es 236, de las cuales 79 serán electrodos de hierro, 79 electrodos de aluminio, 39 placas de plástico de separación de compartimentos y 39 placas de separación de las celdas. El número de compartimentos en el reactor de electrocoagulación es de 39.

3.4.5.3. Determinación del volumen ocupado por los electrodos y las placas de plástico de separación de celdas y compartimentos

Los volúmenes ocupados por los electrodos de hierro, aluminio y las placas de separación de celdas y compartimentos se determinaron con las dimensiones calculadas anteriormente ($H_L = 0,9 \text{ m}$, $H_a = 1,4 \text{ m}$ y espesor de 3 mm):

- **Volumen de los electrodos de hierro y aluminio (V_e):**

$$H_L = 0,9 \text{ m}$$

$$H_a = 1,4 \text{ m}$$

$$\text{espesor de los electrodos} = 0,003 \text{ m}$$

$$\#\text{electrodos} = 158$$

Luego, el volumen total ocupado por los electrodos en el reactor es:

$$V_e = 0,9 \text{ m} * 1,4 \text{ m} * 0,003 \text{ m} * (158) = 0,6 \text{ m}^3$$

- **Volumen de las placas de plástico (V_p):**

$$H_a = 1,4 \text{ m}$$

De la Tabla 3.15. y de la Figura 3.97. se deduce la ecuación 3.10.:

$$H_{ac1} = H_L + \frac{H_L}{2} \quad [3.10]$$

Con $H_L = 0,9$ m calculado, se tiene:

$$H_{ac1} = 0,9 \text{ m} + \frac{0,9 \text{ m}}{2} = 1,35 \text{ m} \sim 1,4 \text{ m}$$

espesor de las placas de plástico = 0,003 m
placas de plástico = 78

Luego, el volumen total ocupado por las placas de plástico en el reactor (V_p) es:

$$V_p = H_a * H_{ac1} * \textit{espesor} * \# \textit{placas plásticas} \quad [3.11]$$

$$V_p = 1,4 \text{ m} * 1,4 \text{ m} * 0,003 \text{ m} * (78) = 0,46 \text{ m}^3$$

El volumen total de los electrodos y placas plásticas (V_T):

$$V_T = V_e + V_p \quad [3.12]$$

$$V_T = 0,6 \text{ m}^3 + 0,46 \text{ m}^3 = 1,06 \text{ m}^3$$

El volumen total de $1,06 \text{ m}^3$ ocupado por los electrodos y las placas de plástico se debe sumar al volumen del reactor calculado, por lo que en la siguiente iteración, el volumen inicial de $4,8 \text{ m}^3$ es incrementado en $1,02 \text{ m}^3$, así:

$$4,8 \text{ m}^3 + 1,06 \text{ m}^3 = 5,86 \text{ m}^3 \sim 5,9 \text{ m}^3$$

A continuación, se procedió a realizar los mismos cálculos hasta determinar que el nuevo volumen calculado sea consistente con el volumen del reactor de electrocoagulación para tratar el caudal de lixiviado de $5,15 \text{ m}^3/\text{h}$, para cada reactor. Los resultados de las iteraciones se presentan en el Anexo IX y el resultado final se expone en la Tabla 3.16:

Tabla 3.16. Dimensiones del reactor de electrocoagulación para tratar un flujo de alimentación de lixiviado de $5,15 \text{ m}^3/\text{h}$

$V = 6,2 \text{ m}^3$			
Medidas del reactor	Largo	2,5 m	
	Ancho	1,4 m	
	Alto	1,8 m	
Número total de electrodos y placas de plástico	312	Electrodos de aluminio	104
		Electrodos de hierro	104
		Placas plásticas de separación de compartimentos	52
		Placas plásticas de separación de celdas	52
Volumen ocupado por los electrodos y las placas de plástico	Electrodos Al y Fe	0,8 m^3	
	Placas de plástico	0,6 m^3	
Volumen real del reactor para tratar $5,15 \text{ m}^3/\text{h}$ de lixiviado	4,8 m^3		

En conclusión, para el tratamiento de aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga” se propone 2 reactores de electrocoagulación con 52 compartimentos, 104 electrodos de aluminio y 104 electrodos de hierro, para tratar $5,15 \text{ m}^3/\text{h}$.

Las dimensiones de los componentes internos del reactor de electrocoagulación son las siguientes:

- Las dimensiones de los electrodos de hierro y aluminio serán: $H_L = 0,9 \text{ m}$, $H_a = 1,4 \text{ m}$ y espesor de 3 mm.
- Las dimensiones de las placas de plástico de separación de las celdas electroquímicas serán: $H_{ac1} = 1,4 \text{ m}$, $H_a = 1,4 \text{ m}$ y espesor de 3 mm.
- Las dimensiones de las placas de plástico de separación de los compartimentos serán: $H_{ac2} = 1,4 \text{ m}$, $H_a = 1,4 \text{ m}$ y espesor de 3 mm.

El esquema del reactor se presenta en el Anexo X.

3.4.6. INTENSIDAD DE CORRIENTE EN FUNCIÓN DE LA DENSIDAD DE CORRIENTE

La densidad de corriente total necesaria para la descontaminación del lixiviado calculada en el ítem 3.4.3. es de 3 968 A/m² en las 3 primeras celdas del reactor de electrocoagulación y de 634,9 A/m² para las 7 celdas restantes.

El área efectiva de los electrodos se calcula con la ecuación 3.6. por reemplazo de las dimensiones de los electrodos del reactor.

$$A_{\text{ánodo}} = A_{\text{cátodo}} = 1,4 \text{ m} * 0,9 \text{ m} = 1,3 \text{ m}^2$$

Experimentalmente, en el reactor de 6 L se determinó que el 30 % de celdas electroquímicas operan con una densidad de corriente de 3 846,2 $\frac{A}{m^2}$ y el 70 % de las celdas electroquímicas restantes con 615,4 $\frac{A}{m^2}$; por lo que, de las 104 celdas del reactor que se calcularon para el tratamiento de 5,15 m³/h de lixiviado, 31 celdas electroquímicas operarán con una densidad de corriente de 3 846,2 $\frac{A}{m^2}$ y las 73 celdas restantes emplearán una densidad de corriente de 615,4 $\frac{A}{m^2}$.

- **Para las primeras 31 celdas electroquímicas la intensidad de corriente (I) es de:**

$$I = 3\,846,2 \frac{A}{m^2} * (1,3 \text{ m}^2) = 5\,000 \text{ A}$$

La potencia de la fuente de corriente continua se determina con la ecuación 2.33., así:

$$E = \frac{4 \text{ V} * 5\,000 \text{ A}}{1\,000} = 20 \text{ KW}$$

- Para las 73 celdas electroquímicas restantes, la intensidad de corriente (I) es de:

$$I = 615,4 \frac{A}{m^2} * (1,3 m^2) = 800 A$$

La potencia de la fuente de corriente continua se determina con la ecuación 2.33.:

$$E = \frac{4 V * 800 A}{1 000} = 3,2 KW$$

3.4.7. DIMENSIONAMIENTO DEL FILTRO DE ARENA

El filtro de arena es necesario para eliminar los sólidos suspendidos presentes en el lixiviado que sale del reactor de electrocoagulación.

3.4.7.1. Área de la superficie del filtro

El área de la superficie del filtro se determina con los valores de caudal de diseño (Q) de 248,3 m³/día y una la tasa de filtración (t_r) de 4,8 m³/m²/día (Organización Panamericana de la Salud, 2005c, p.52), que se reemplazarán en la ecuación 2.27. expuesta en el ítem 2.4.7. para el dimensionamiento del filtro de arena.

$$\text{Área} = \frac{248,3 \frac{m^3}{día}}{4,8 m^3/m^2/día} = 51,7 m^2$$

3.4.7.2. Determinación del número de filtros

El número de filtros que se deben instalar, con base al caudal de efluente (Q) a filtrar definido anteriormente (10,3 m³/h), se determina con la ecuación 2.28. del ítem 2.4.7., así:

$$n = \frac{1}{4} * \sqrt{10,3 \frac{m^3}{h}} = 0,8$$

Se concluye, que se necesita 1 filtro de arena y 1 filtro de reserva de iguales dimensiones.

3.4.7.3. Dimensiones del tanque de filtración

Se asumió la relación entre el largo (L) y el ancho (a) del tanque de filtración de 2. Las dimensiones del tanque se calculan con la ecuación 3.13, para un tanque rectangular:

$$A_{tanque} = L * a \quad [3.13]$$

Al reemplazar la relación entre largo y ancho en la ecuación 3.13, se tiene:

$$51,7 m^2 = 2 a * a$$

$$a = 5,1 m$$

$$L = 10,2 m$$

Si se considera un factor de seguridad del 50 %, las dimensiones del tanque son:

$$a = 5,1 m * 1,5 = 7,7 m$$

$$L = 10,2 m * 1,5 = 15,3 m$$

3.4.7.4. Determinación de las capas filtrantes

Con las consideraciones expuestas en el ítem 2.4.7. para determinar el medio filtrante, se establece que el lecho filtrante estará compuesto por 2 capas:

- Una capa de arena de 0,9 m de altura, con un diámetro de partícula de 0,35 mm (Weber, 2003, p. 170).

- Una capa de grava de 0,2 m de altura, con un diámetro de partícula de 1,75 mm (Weber, 2003, p. 170).

3.4.7.5. Determinación de la altura de la capa de agua sobrenadante

La altura de la capa de agua sobrenadante se determina por reemplazo de la tasa superficial de filtración (t_f) de $10 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, el coeficiente de permeabilidad de la arena (k) de $0,25 \text{ m/h}$ (GITS, 2012) y el espesor de la capa de arena (L) de $0,9 \text{ m}$, en la ecuación 2.29. del ítem 2.4.7.:

Al reemplazar los valores se tiene:

$$H = \frac{4,8 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}}{0,25 * \frac{\text{m}}{\text{h}} * \frac{24 \text{ h}}{\text{día}}} * 0,9 \text{ m} = 0,7 \text{ m}$$

Por lo tanto, la altura total del tanque de filtración es la suma de la altura del agua sobrenadante, altura del lecho filtrante y altura de la capa de grava y se determina con la ecuación 2.30:

$$H_F = 0,7 \text{ m} + 0,9 \text{ m} + 0,2 \text{ m} = 1,8 \text{ m}$$

Si se asume un factor de seguridad de 30 %, la altura del tanque es:

$$H_{\text{diseño}} = 1,8 \text{ m} * 1.3 = 2,3 \text{ m}$$

En resumen, el tanque de filtración de los sólidos suspendidos del efluente del tratamiento del lixiviado por electrocoagulación tendrá las siguientes dimensiones, el esquema del filtro de arena se presentan en el Anexo X:

- Longitud del tanque: 15,3 m
- Ancho del tanque: 7,7 m
- Altura del tanque: 2,3 m

3.4.8. DIMENSIONAMIENTO DEL LECHO DE SECADO DE LODOS FLOTANTES

En los resultados experimentales expuestos en la Tabla AVI.14. se determinó que, en promedio, se generó un volumen de lodos flotantes de 3 L, que corresponde aproximadamente al 10 % del volumen de agua tratada en 1 hora.

Con la ecuación 2.31. se determina el volumen diario de lodos producidos (V_{lodos}) en el tratamiento del lixiviado por electrocoagulación, así:

$$V_{lodos} = Q * 0,1$$

Al reemplazar se tiene:

$$V_{lodos} = 0,1 * 248,3 \frac{m^3}{día} = 24,8 \frac{m^3}{día}$$

Una altura de lecho de secado (H_{secado}) de 0,4 m es asumida; por lo tanto, el área de lecho de secado (A_{secado}) es calculado mediante la ecuación 2.32. (Organización Panamericana de la Salud, 2005b, p.19):

$$A_{secado} = \frac{24,8m^3}{0,4 m} = 62 m^2$$

Se propone 2 lechos de secado de lodo con una capacidad de 31 m² cada uno. La relación entre el largo y ancho del lecho de secado se asume de 1,2.

Las dimensiones para un tanque rectangular, según la ecuación 3.14, son:

$$A_{secado} = L_{lecho} * a_{lecho} \quad [3.14]$$

Donde:

L_{lecho} : Largo del lecho de secado

a_{lecho} : Ancho del lecho de secado

Al reemplazar en la ecuación 3.14. se tiene:

$$31 \text{ m}^2 = 1,2 a_{lecho} * a_{lecho}$$

$$a_{lecho} = 5,1 \text{ m}$$

$$L_{lecho} = 6,1 \text{ m}$$

Si se considera un factor de seguridad de 30 % al tomar en cuenta el aumento de la generación del lixiviado con la proyección de 10 años; las dimensiones de diseño finales del lecho de secado rectangular son:

Ancho del lecho de secado ($a_{Diseño}$):

$$a_{Diseño} = 5,1 \text{ m} * 1,3 = 6,6 \text{ m}$$

Longitud del lecho de secado ($L_{Diseño}$):

$$L_{Diseño} = 6,1 \text{ m} * 1,3 = 7,9 \text{ m}$$

- **Medio de drenaje del lecho de secado**

El medio de drenaje estará conformado por los siguientes componentes (Organización Panamericana de la Salud, 2005b, p.20):

- Un medio de soporte de 0,15 m de espesor formado por ladrillos, que se colocará sobre el medio filtrante, con una separación de 2 cm llena de arena.
- Una capa de arena de 0,2 m de espesor, con un tamaño efectivo de 1 mm.
- Una capa de grava de 0,2 m de espesor, con un tamaño efectivo entre 1,6 y 51 mm.

Las dimensiones y el esquema del lecho de secado se presentan en el Anexo X.

3.5. EVALUACIÓN ECONÓMICA PRELIMINAR

La evaluación económica del proceso de electrocoagulación propuesto, se basa en la estimación de los costos de inversión y de operación como se indican a continuación:

3.5.1. COSTOS DE INVERSION

3.5.1.1. Costo de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl_2

Los costos estimados de construcción de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl_2 se tomaron del distribuidor oficial ABB, El Magnético y se indican en la Tabla 3.17:

Tabla 3.17. Costos de construcción de las unidades de mezcla del lixiviado con CaCl_2

UNIDAD	CAPACIDAD POR TANQUE	COSTO COMERCIAL	COSTO FINAL
3 Tanques de mezcla del lixiviado con CaCl_2	160,7 m ³	1 719 USD	5 157 USD
3 Motores para los agitadores	3,5 HP	261 USD	783 USD
TOTAL		5 940 USD	

3.5.1.2. Costo del sistema de electrocoagulación

El costo estimado de la construcción de 2 tanques de electrocoagulación de 6,2 m³ es de 1 984 USD.

Para alimentar la intensidad de corriente necesaria para el tratamiento de lixiviado, se propone la utilización de 2 fuentes de corriente continua, cuyo costo unitario es de 9 500 USD en la empresa Imetrilec al año 2012.

Los costos de los materiales propuestos para la construcción del reactor de electrocoagulación del sistema de tratamiento de lixiviados provenientes de la oferta y demanda existente en la ciudad de Quito tanto en la distribuidora de aceros industriales *Guerrero como en la distribuidora de acrílico **Proveacryl, se indican en la tabla 3.18.

Tabla 3.18. Costos de los electrodos de las celdas electroquímicas y de las placas plásticas utilizados en la construcción del reactor de electrocoagulación

MATERIAL	COSTO COMERCIAL	CANTIDAD NECESARIA	COSTO TOTAL
Electrodos de hierro	*28 USD/m ²	131 m ²	3 669 USD
Electrodos de aluminio	*20 USD/m ²	131 m ²	2 620 USD
Placas de plástico de separación de compartimentos	**30 USD/m ²	101,9 m ²	3 057 USD
Placas de plástico de separación de celdas	**30 USD/m ²	101,9 m ²	3 057 USD
TOTAL	12 403 USD		

3.5.1.3. Costo de las unidades complementarias del proceso de descontaminación del lixiviado (filtración y lecho de secado de lodos)

El costo estimado de la construcción de las unidades de filtración y del lecho de secado de lodos se indican en la Tabla 3.19.:

Tabla 3.19. Costos de construcción de las unidades complementarias

UNIDAD	CAPACIDAD POR UNIDAD	COSTO COMERCIAL	COSTO FINAL
2 Unidades de filtración	55,7 m ²	5 405 USD	10 810 USD
2 Lechos de secados de lodos	51,7 m ²	2 180 USD	4 360 USD
TOTAL	15 170 USD		

3.5.1.4. Costo total de inversión

Para determinar el costo total de inversión, se toma en cuenta los costos de los tanques de mezclado, de los reactores de electrocoagulación y las unidades de filtración y el lecho de secado de lodos.

$$C_{inversión} = C_{tanques\ mezcla} + C_{reactores} + C_{fuentes} + C_{materiales\ del\ reactor} + C_{unidades\ complementarias} \quad [3.15]$$

$$C_{inversión} = 5\,940\ USD + 1\,984\ USD + 19\,000\ USD + 12\,403\ USD + 15\,170\ USD$$

$$C_{inversión} = 54\,497\ USD$$

3.5.2. COSTO DE OPERACIÓN

3.5.2.1. Costo de CaCl_2 (C_{CaCl_2})

El CaCl_2 se lo comercializa en la distribuidora La Casa de los Químicos a un precio de 0,85 USD/Kg, por lo que el costo de CaCl_2 por día es de:

$$1\,539,5 \frac{\text{Kg CaCl}_2}{\text{día}} * 0,85 \frac{\text{USD}}{\text{Kg CaCl}_2} = 1\,308,6 \frac{\text{USD}}{\text{día}}$$

El costo de CaCl_2 por m^3 de lixiviado tratado es:

$$1\,308,6 \frac{\text{USD}}{\text{día}} * \frac{1\ \text{día}}{248,3\ \text{m}^3} = 5,27 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3}$$

3.5.2.2. Costo de la reposición del hierro de las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación (C_{Fe})

La cantidad de hierro consumido como ánodos en el proceso de electrocoagulación es un costo que es necesario de estimar. Se utilizó la ecuación

2.32. y se reemplazó con los valores utilizados en el presente estudio para las 2 intensidades de corriente diferenciadas de alimentación al reactor de electrocoagulación (50 A - 8 A):

Donde:

I: 5 000 A (para las 3 primeras celdas de electrocoagulación) y 800 A (para las 7 celdas restantes)

t: 45 min

M_{Fe} : 55,85 g/mol

Z: 2 electrones

F: 96 500 C/mol

Al reemplazar en la ecuación 2.32., se tiene la cantidad de hierro disuelto a 5 000 A (w_1) y la cantidad de hierro disuelto a 800 A (w_2):

$$w_1 = \frac{5\,000\,A * 45\,min * \frac{60\,s}{1\,min} * 55,85\,\frac{g}{mol}}{2 * 96\,500\,\frac{C}{mol}}$$

$$w_1 = 3\,906,6\,g$$

$$w_1 = \frac{3\,906,6\,g}{248,3\,m^3} = 15,7\,\frac{g}{m^3}$$

$$w_2 = \frac{800\,A * 45\,min * \frac{60\,s}{1\,min} * 55,85\,\frac{g}{mol}}{2 * 96\,500\,\frac{C}{mol}}$$

$$w_2 = 625\,g$$

$$w_2 = \frac{625\,g}{248,3\,m^3} = 2,5\,\frac{g}{m^3}$$

Por m^3 de lixiviado tratado se da con la ecuación 3.16:

$$w_T = w_1 + w_2$$

[3.16]

$$w_T = 18,2\,\frac{g}{m^3}$$

Con el precio del hierro por kg que se encuentra actualmente en el mercado es de 10 USD/Kg (Guerrero, 2012), se tiene:

$$C_{Fe} = 18,2 \frac{g}{m^3} * \frac{1 Kg}{1\,000 g} * 10 \frac{USD}{Kg} = 0,18 \frac{USD}{m^3}$$

3.5.2.3. Costo energético de las unidades de mezcla del lixiviado con $CaCl_2$ (E_M)

Primeramente se determinó el consumo de energía en función del volumen de lixiviado a tratar y se aplicó la ecuación 2.33.

Los valores a reemplazarse son: 1 647 W y 10,3 m³/h.

$$E = \frac{1\,647 W}{10,3 \frac{m^3}{h} * 1\,000} = 0,16 \frac{KWh}{m^3}$$

Se consideró el costo actual de electricidad en la ciudad de Quito dispuesto por la CONELEC de 0,11 USD/KW h, por lo que el costo por m³ de lixiviado tratado será:

$$E_M = 0,16 \frac{KWh}{m^3} * \frac{0,11 USD}{KWh} = 0,018 \frac{USD}{m^3}$$

3.5.2.4. Costo energético del proceso de electrocoagulación (E_E)

La cantidad de energía consumida por m³ de lixiviado tratado por el reactor de electrocoagulación se estima con la ecuación 2.33, en la que se reemplaza el caudal de lixiviado de 10,3 m³/h, 4 V y 5 800 A.

$$E = \frac{4 V * 5\,800 A}{10,3 \frac{m^3}{h} * 1\,000} = 2,3 \frac{KWh}{m^3}$$

Se consideró el costo actual de electricidad en la ciudad de Quito dispuesto por la CONELEC de 0,11 USD/KW h, por lo que el costo por m³ de lixiviado tratado es de:

$$E_E = 2,3 \frac{KWh}{m^3} * \frac{0,11 USD}{KWh} = 0,25 \frac{USD}{m^3}$$

3.5.2.5. Costo de mano de obra ($C_{manodeobra}$)

Debido a que el proceso de tratamiento de lixiviados se diseñó para 24 h, se necesita 3 turnos de operarios. El salario básico de un operario es de 292 USD/mes. Con estas consideraciones, el costo de mano de obra por m³ de lixiviado será:

$$292 \frac{USD}{mes} * 3 * \frac{1 mes}{28 días} * \frac{día}{248,3 m^3} = 0,13 \frac{USD}{m^3}$$

3.5.2.6. Costo total de operación (C_o)

Para determinar el costo de operación, se toma en cuenta los costos del CaCl₂, costo del hierro consumido, los costos energéticos y el costo de mano de obra, como se muestra en la ecuación 3.17.

$$C_o = C_{CaCl_2} + C_{Fe} + E_M + E_E + C_{manodeobra} \quad [3.17]$$

$$C_o = 5,27 \frac{USD}{m^3} + 0,18 \frac{USD}{m^3} + 0,018 \frac{USD}{m^3} + 0,25 \frac{USD}{m^3} + 0,13 \frac{USD}{m^3}$$

$$C_o = 5,85 \frac{USD}{m^3}$$

Se considera como costos por imprevistos el 10 % de los costos de operación, con lo que el costo total de operación será:

$$C_o = 5,85 \frac{USD}{m^3} + 0,10 * \left(5,85 \frac{USD}{m^3} \right)$$

$$C_o = 6,44 \frac{USD}{m^3}$$

Para tratar 248,3 m³/h de lixiviado del relleno sanitario “El Inga” se propone la implementación del sistema de tratamiento del lixiviado, con un costo de inversión de 54 497 USD y un costo de operación de 6,44 USD/m³.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. CONCLUSIONES

- La composición físico - química de las aguas lixiviadas del relleno sanitario “El Inga” varió constantemente de acuerdo al tipo de basura y condiciones climáticas. Entre los principales contaminantes presentes en el lixiviado están: DQO (6 639 - 9 900 mg/L), sólidos totales (10 516 - 33 862 mg/L), alcalinidad (7 220 - 14 100 mg/L) y color real (810 - 3 190 Unid. Pt - Co).
- Se determinó que el uso de hierro como ánodos de sacrificio generó mayor remoción de DQO, siendo este el principal parámetro de control en el lixiviado. Se obtuvo aproximadamente un 20 % más de remoción de DQO que los ánodos de aluminio.
- La adición de 6,2 g/L de CaCl_2 al lixiviado, previo al tratamiento de electrocoagulación, disminuyó aproximadamente en un 80 % su alcalinidad, lo que mejoró la eficiencia del proceso por la precipitación de sales de calcio.
- Las mejores condiciones de operación del reactor de electrocoagulación de 6 L para la descontaminación del lixiviado fueron: adición de CaCl_2 al lixiviado a una concentración de 6,2 g/L antes del tratamiento por electrocoagulación, celdas electroquímicas con ánodos de hierro, intensidad de corriente de 50 A en las primeras 3 celdas electroquímicas y 8 A en las 7 celdas restantes del reactor, voltaje de 4 V, flujo de alimentación de lixiviado de 30 L/h y tiempo de tratamiento de 45 min.
- El desgaste de los electrodos estuvo relacionado con la intensidad de corriente aplicada en el proceso. Se estimó que el hierro consumido en el tratamiento es de 18,2 g/m³ de lixiviado tratado, a un costo de 0,18 USD/m³ al día de hoy.

- Debido a la gran cantidad de lixiviado a tratar, se dimensionó un sistema de tratamiento del lixiviado que incluye: 3 tanques de mezcla de lixiviado con CaCl_2 (1 tanque de reserva) de $160,7 \text{ m}^3$, dos reactores de electrocoagulación de $4,8 \text{ m}^3$, 2 filtros de arena (1 filtro de reserva) de $51,7 \text{ m}^2$ y 2 lechos de secado de lodos de 62 m^2 .
- El sistema de tratamiento del lixiviado del relleno sanitario “El Inga” tendría un costo de implementación de 54 497 USD y un costo de operación de $6,44 \text{ USD/m}^3$.

4.2. RECOMENDACIONES

- Se debe realizar un proceso de limpieza de electrodos cada cierto tiempo debido a la incrustación de calcio y formación de óxidos de hierro en la superficie de estos, que impiden el paso de la corriente eléctrica y disminuyen la eficiencia del proceso.
- Debido a los resultados favorables del proyecto realizado, se recomienda realizar el estudio del tratamiento de aguas lixiviadas por electrocoagulación a mayor escala.
- Por la gran generación de espumas y sedimentos formados en el tratamiento, se recomienda efectuar un estudio físico - químico de estos, para conocer su composición y posteriormente tratarlos.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Aguilar, M., Sáez, J., Lloréns, M., Soler, A. y Ortuño, J. (2002). *Tratamiento físico - químico de aguas residuales, Coagulación. Floculación*. Murcia, España: Universidad de Murcia, Servicio de Publicaciones.
2. Álvarez, A. y Suárez, J. (2006). Tratamiento biológico del lixiviado generado en el relleno sanitario "El Guayabal" de la ciudad San José de Cúcuta. *Ingeniería & Desarrollo*, 20 (7), 95 - 105. Recuperado de <http://redalyc.uaemex.mx/src/inicio/ArtPdfRed.jsp?iCve=85202007> (Agosto, 2012)
3. Alonso - Vante, N. (2003). *Electroquímica y electrocatálisis, Materiales: aspectos fundamentales y aplicaciones*. Buenos Aires, Argentina: Editorial e-libro.net
4. Arango, A. (2005). La Electrocoagulación: Una Alternativa para el Tratamiento de Aguas Residuales. *Revista Lasallista de Investigación*, 2 (1), 49 - 56. Recuperado de <http://redalyc.uaemex.mx/pdf/695/69520109.pdf> (Agosto, 2012)
5. Arango, A. y Garcés, G. (2007). Diseño de una celda de electrocoagulación para el tratamiento de aguas residuales de la industria láctea. *Revista Universidad EAFIT*, 43 (147), 56 - 67. Recuperado de <http://publicaciones.eafit.edu.co/index.php/revista-universidad-eafit/article/view/764/672> (Julio, 2012)
6. Baird, C. (2001). *Química ambiental*. Barcelona, España: Editorial Reverté S.A.
7. Barrera, C; Bilyeu, B.; Roa, G. y Bernal, L. (2011). Physicochemical Aspects of Electrocoagulation. *Separation & Purification Reviews*. 40 (1), 1 - 24. doi: 10.1080/15422119.2011.542737

8. Blasi, M. (2010). *Procedimiento para tratar aguas o residuos líquidos y conjunto de reactores electroquímicos para tratar dichas aguas o residuos según dicho procedimiento*. España. Recuperado de <http://patentados.com/patente/procedimiento-tratar-aguas-o-residuos-liquidos-conjunto/> (Junio, 2012)
9. Bódalo, A., Hidalgo, A., Gómez, M., Murcia, M. y Marín, V. (2007). Tecnologías de Tratamiento de lixiviados de vertedero (I) Tratamientos convencionales. *Residuos, La Revista Técnica del Medio Ambiente*, (451), 142 - 149. Recuperado de <http://www.ingenieriaquimica.es/files/pdf/IQ/451/13ARTICULOCT.pdf> (Mayo, 2012)
10. Bureau Veritas (2008). *Manual para la formación en Medio Ambiente*. Valladolid, España: Editorial LEX NOVA, S.A.
11. Burbano, S., Burbano, E. y Gracia, C. (2003). *Física General*. (32ava. ed.). Madrid, España: Editorial Tébar, S.L.
12. Castellan, G. (1987). *Fisicoquímica*. (2da. ed.). Delaware, E.U.A: Editorial Addison - Wesley Iberoamericana.
13. Castells, X. (2005). *Tratamiento y Valorización energética de residuos*. Madrid. España: Díaz de Santos.
14. Castillo, H. (2010). Los procesos electroquímicos aplicados al control ambiental Enríquez. La experiencia Ecuatoriana. *Ecuambiente de Asociación Ecuatoriana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental* (Junio, 2012)
15. Cazco A. y Jarrín S. (2011). *Diseño, construcción y análisis de los parámetros de operación de un sistema de electrocoagulación*. (Tesis previa a la obtención de Título de Ingeniero Ambiental no publicada). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

16. Cerón, M. y Soto A. (2004). *Elementos de Electroquímica*. Recuperado de <http://cabierta.uchile.cl/revista/25/articulos/pdf/edu6.pdf> (Junio, 2012)
17. Chang, R. (2007). *Química*. (9na. ed.). México, D.F., México: Editorial McGraw - Hill Interamericana.
18. Charoenlarp, K. y Choyphan, W. (2009). Reuse of dye wastewater through colour removal with electrocoagulation process. *Asian Journal on Energy and Environment*, 10 (04), 250 - 260. Recuperado de <http://www.asian-energy-journal.info/Abstract/Reuse%20of%20dye%20wastewater%20by%20colour%20removal%20with%20electrocoagulation%20process..pdf> (Julio, 2012)
19. Chen, G. (2004). Electrochemical technologies in wastewater treatment. *Separation and Purification Technology*, 38 (1), 11 - 41. Recuperado de <http://es.scribd.com/doc/55985430/Electrochemical-Technologies-in-Waste-Water-Treatment> (Mayo, 2012)
20. Chen, X., Chen, G. y Lock Yue, P. (2002). Investigation on the electrolysis voltage of electrocoagulation. *Chemical Engineering Science*, 57, 2449 - 2455. Recuperado de <http://144.206.159.178/FT/158/64260/1095339.pdf> (Junio, 2012)
21. Comisión Nacional del Agua e Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, IMTA. (2005). Serie Autodidáctica de Medición de la Calidad del Agua, *Fundamentos Técnicos para el Muestreo y Análisis de Aguas Residuales*, México D.F., México. Recuperado de <http://www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/Fisicoquimicos.pdf> (Mayo, 2011)
22. Corporación de estudios y publicaciones de la Presidencia de la República. (2003). Texto Unificado de la Legislación Ambiental Secundario. *Norma de Calidad Ambiental y de Descarga de Efluentes: Recurso Agua*. Libro VI. Anexo I. Quito, Ecuador (Junio, 2012)

23. Couper, J. y Penney, W. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection and Desing*. (3ra. ed.). USA: Editorial Elsevier Inc.
24. Crites, R., Tchobanoglous, G., Camargo, M., Pardo, L. y Mejía, G. (2000). *Tratamiento de aguas residuales en pequeñas poblaciones*. Bogotá, Colombia: Editorial McGrawHill.
25. Dawes, Ch. (1981). *Electricidad industrial*. Barcelona, España: Editorial Reverté.
26. De la Torre, F. (2009). *Gestión Integral de Residuos Urbanos Distrito Metropolitano de Quito. Revista de Casos Exitosos de Programas de Gestión Integrada de Residuos Sólidos Urbanos en América Latina y el Caribe*. Recuperado de <http://www.dirsa.org/pgirsu/inicio.html> (Junio, 2012)
27. Díaz, L. y De la Torre, F. (2009). *Tratamiento de Lixiviados Producidos en el relleno sanitario "El Inga" del Distrito Metropolitano de Quito*. Recuperado de <http://www.aidisar.org.ar/DIRSA%202009/LUIS%20DIAZ.pdf> (Mayo, 2012)
28. Dirección Metropolitana de Medioambiente. (2008). Norma Técnica para el Control de Descargas Líquidas de Sectores Productivos, *Control de Descargas Líquidas de Sectores Productivos*, Quito, Ecuador. Recuperado de http://www.ecuadorambiental.com/doc/normas_tecnicas.pdf (Mayo, 2012)
29. Dirección de Política Ambiental, Gestión de Información Ambiental. (2011). *Catastro Relleno "El Inga"*. Quito, Ecuador. Recuperado de http://www.quitoambiente.gob.ec/gestiondelconocimiento/calidad_ambiental/catastro_enero_2011_2.pdf (Junio, 2012)

30. Dondé, M. (2005). *Transporte de Momentum y Calor, Teoría y aplicaciones a la ingeniería de proceso*. Yucatán, México: Ediciones de la Universidad Autónoma de Yucatán.
31. EMGIRS - EP: Empresa Metropolitana de Gestión Integral de Residuos Sólidos. (2011). *“Tratamiento de lixiviados en El Inga”*, Quito, Ecuador.
32. EMGIRS - EP: Empresa Metropolitana de Gestión Integral de Residuos Sólidos. (2012). *“Disposición final de residuos sólidos”*, Quito, Ecuador. Recuperado de [http://www.emgirs.gob.ec/index.php?option=com_content & view=article&id=40&Itemid=183](http://www.emgirs.gob.ec/index.php?option=com_content&view=article&id=40&Itemid=183) (Junio, 2012)
33. Fair, G., Geyer, J. y Okun, D. (1989). *Purificación de Aguas y Tratamiento y Remoción de Aguas Residuales*. México D.F., México: Editorial Limusa.
34. Ferrero, J., Saiz, J. y Arnau, A. (1994). *Bioelectrónica, señales bioeléctricas*. Valencia, España: Editorial Universidad Politécnica de Valencia
35. Fornieles, J. (2011). *“Tratamiento de Lixiviados”*, FORNIELES - Seminario Nacional de Limpieza Pública, Madrid, España. Recuperado de http://www.ablp.org.br/pdf/dia_15_Juan_Fornieles.pdf (Junio, 2012)
36. Gasgreen. (2010). *Tratamiento del lixiviado*. Quito, Ecuador. Recuperado de <http://www.youtube.com/watch?v=HFTik0DPs1c> (Abril, 2012)
37. Giraldo, E. (2001). Tratamiento de Lixiviados de Rellenos Sanitarios: Avances Recientes. *Revista de Ingeniería Universidad de los Andes*, 14 (8), 44 - 55. Recuperado de <https://revistaing.uniandes.edu.co/pdf/Rv14-A8.pdf> (Junio, 2012)
38. GITS - Grupo de Investigación en Transporte de Sedimentos (2012). *Cálculo del filtro lento de arena*. Recuperado de <http://www.gits.ws/08cyd/pdfs/A2-FiltroArenaSanLuis.pdf> (Octubre, 2012)

39. Gutiérrez, E. (1985). *Química*. Barcelona, España: Editorial Reverté, S.A.
40. HACH Company. (1992). *Hach Water Analysis Handbook*. (2da. ed.). Loveland Colorado, USA.
41. Hernández, M. (2011). Alternativas Tecnológicas para el manejo de Lixiviados. *XIII Congreso Nacional y IV Internacional de Servicios Públicos y TIC*. Medellín, Colombia. Recuperado de http://www.andesco.org.co/site/assets/media/CONGRESO/Memorias_2011/E%20ASEO%201%20%20Manuel%20Hernandez%20-CDM.pdf (Mayo, 2012)
42. İlhan, F., Kurt, U., Apaydin, O. y Gonullu, M. (2007). Treatment of leachate by electrocoagulation using aluminum and iron electrodes. *Journal of Hazardous Materials*, 154, 381 - 389. Recuperado de http://www.yildiz.edu.tr/~filhan/Leachate_Electrocoagulation.pdf (Mayo, 2012)
43. Ilustre Municipio del Distrito Metropolitano de Quito. (2008). *Manejo de Residuos Sólidos en el Distrito Metropolitano de Quito. Atlas Ambiental del Distrito Metropolitano de Quito*. Recuperado de <http://www.quitoambiente.com/index.php/documentos-gestion-ambiental/finish/5-gestion-ambiental/20-manejo-de-residuos-en-el-distrito-metropolitano-de-quito> (Junio, 2012)
44. INEC, Instituto Nacional de Estadísticas y Censos, *Resultados Censo de Población*. Recuperado de <http://www.inec.gob.ec/cpv/> (Septiembre, 2012)
45. Jaramillo, J. (2002). *Guía para el diseño, construcción y operación de rellenos sanitarios manuales*. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente División de Salud y Ambiente, Lima, Perú.

Recuperado de <http://www.bvsde.paho.org/bvsars/e/fulltext/rellenos/rellenos.pdf> (Noviembre, 2012)

46. Linares, I., Martínez, V., Barrera, C., Pavón, S., Bernal, L. y Lugo, V. (2011). Oxidación de Materia Orgánica Persistente en Aguas Residuales Industriales Mediante Tratamientos Electroquímicos. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 2 (1), 21 - 36. Recuperado de <http://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/3624174.pdf> (Septiembre, 2012)
47. Malakootian, M. e Yousefi, N. (2009). The Efficiency of electrocoagulation process using aluminum electrodes in removal of hardness from water. *Iran J. Environ Health Sci. Eng*, 6 (2), 131 - 136. Recuperado de http://journals.tums.ac.ir/upload_files/pdf/_/13583.pdf (Junio, 2012)
48. Malakootian, M., Yousefi, N. y Fatehizadeh, A. (2011). Survey efficiency of electrocoagulation on nitrate removal from aqueous solution. *International Journal of Environment Science and Technology*, 8 (1), 107 - 114. Recuperado de http://www.ijest.org/jufile?c2hvd1BERj00Nj=&ob=1add6bfcfbf310deb0a82b6187a5d7b0&fileName=full_text.pdf (Julio, 2012)
49. Marín, R. (2003). *Fisicoquímica y microbiología de los medios acuáticos, Tratamiento y Control de Calidad de Aguas*. Madrid, España: Ediciones Díaz de Santos.
50. Marín, R., Roa, G., Corona, B., Balderas, P., Barrera, C., Pavón, T., Natividad, R. y Romero, R. (2010). *Comparación de Tratamientos Electroquímicos en la remoción de fenol*. XXV Congreso de la Sociedad Mexicana de Electroquímica. Recuperado de http://materiales.azc.uam.mx/area/Ingenieria_Materiales/investigaci%C3%B3n/smeq2010CD/disco/EAm/EAm228.pdf (Mayo, 2012).

51. Martínez, A., Rodríguez, M., Pacheco, L., Rodríguez, M. y Martínez, S. (s.f.). *Tratamiento del agua residual doméstica por medio de un reactor electroquímico continuo*. Recuperado de <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/mexicon/R-0087.pdf> (Julio, 2012)
52. Martínez, F. (2007). *Tratamiento de aguas residuales industriales mediante electrocoagulación y coagulación convencional*. (Memoria para optar al grado de Doctor en Ingeniería Química no publicada), Ciudad Real, España. Recuperado de <https://ruidera.uclm.es/xmlui/bitstream/handle/10578/984/251%20Tratamiento%20de%20aguas%20residuales%20industriales.pdf?sequence=1> (Mayo, 2012)
53. Méndez, R.; Castillo, E.; Sauri, R.; Quintal, C.; Glacoman, G. y Jiménez, B. (2004). Tratamiento fisicoquímico de los lixiviados de un relleno sanitario. *Ingeniería Revista Académica Universidad Autónoma de Yucatán*, 8 (2), 155 - 163. Recuperado de <http://redalyc.uaemex.mx/src/inicio/ArtPdfRed.jsp?iCve=46780213> (Junio, 2012)
54. Méndez, R.; Medina, E.; Quintal, C.; Castillo, E. y Sauri, M. (2002). Tratamiento de lixiviados con carbón activado. *Ingeniería Revista Académica Universidad Autónoma de Yucatán*, 6 (3), 19 - 27. Recuperado de <http://redalyc.uaemex.mx/pdf/467/46760302.pdf> (Mayo, 2012)
55. Metz, C. (1991). *Fisicoquímica*. (2da. ed.). Bogotá, Colombia: Editorial McGraw - Hill Interamericana, S.A.
56. Ministerio del Medio Ambiente – Colombia. (2002). *Rellenos Sanitarios, Guía Ambiental*. Colombia. Recuperado de <http://www.scribd.com/doc/73699217/Guia-para-la-clausura-y-sellado-de-rellenos-sanitario> (Mayo, 2012)
57. Morales, N. y Acosta, G. (2010). Sistema de Electrocoagulación como tratamiento de aguas residuales galvánicas. *Ciencia e Ingeniería*

Neogranadina, 20 (1), 33 - 44. Recuperado de <http://redalyc.Uamex.mx/src/inicio/ArtPdfRed.jsp?iCve=91114807003> (Mayo, 2012)

58. OMS - Organización Mundial de la Salud. (2008). *Guías para la calidad del agua potable*. (3ra. ed.). Volumen 1, versión electrónica para la web, Genève, Suiza.
59. Organización Panamericana de la Salud. (2005a). *Guía para el diseño de sistemas de tratamiento de filtración en múltiples etapas*. Recuperado de http://www.bvsde.ops-oms.org/bvsacg/guialcalde/2sas/d23/029_Dise%C3%B1o_tratamiento_Filtracion_ME/Dise%C3%B1o_tratamiento_Filtraci%C3%B3n_ME.pdf (Junio, 2012)
60. Organización Panamericana de la Salud. (2005b). *Guía para el diseño de tanques sépticos, tanques Imhoff y lagunas de estabilización*. Recuperado de <http://www.bvsde.paho.org/tecapro/documentos/sanea/163esp-diseno-TI.pdf> (Junio, 2012)
61. Organización Panamericana de la Salud. (2005c). *Capítulo 5. Filtración Lenta*. Recuperado de http://www.bvsde.ops-oms.org/bvsacg/guialcalde/2sas/d23/069_Filtro_Lento_de_Arena/Filtro_Lento_de_Arena.pdf (Junio, 2012)
62. Ozyonar, F., y Karagozogu, B. (2011). Operating cost analysis and treatment of domestic wastewater by electrocoagulation using aluminum electrodes. *Polish Journal of Environmental Studies*, 20 (1), 173 - 179. Recuperado de <http://www.pjoes.com/pdf/20.1/Pol.J.Envirion.Stud.Vol.20.No.1.173-179.pdf> (Julio, 2012)
63. Pacheco, V. (s.f.). *Capítulo 6, Control de calidad*. Recuperado de <http://www.bvsde.paho.org/bvsatr/fulltext/tratamiento/manual4/cap6.pdf> (Agosto, 2012)

64. Pavas, E. y López, L. (2009). Optimización de la eliminación de colorantes y carga orgánica de aguas residuales mediante electrocoagulación. *Ingeniería Química*, (474), 118 - 128. Recuperado de <http://www.ingenieriaquimica.es/files/pdf/iq/474/10ARTICULOSEPT-09.pdf> (Mayo, 2012)
65. Pérez, J., Cánepa, L. y Richter, C. (s.f.). Coagulación. Recuperado de <http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/scan/016322/016322-01.pdf> (Agosto, 2012)
66. Phalakornkule, C., Polgumhang, S. y Tongdaung, W. (2009). Performance of an Electrocoagulation Process in Treating Direct Dye: Batch and Continuous Upflow Processes. *World Academy of Science, Engineering and Technology*, 57, 277 - 282. doi: 10.1.1.193.4000
67. Piña, M., Martín, A., Gonzáles, C., Prieto, F., Guevara, A. y García, J. (2011). Revisión de variables de diseño y condiciones de operación en la electrocoagulación. *Revista mexicana de ingeniería química*, 10 (2). Recuperado de http://www.scielo.org.mx/scielo.php?pid=S1665-27382011000200010&script=sci_arttext (Septiembre, 2012)
68. Piruch, E. (2006). *Desarrollo de los procedimientos específicos enmarcados en los requerimientos de la norma ISO 17025:2005 para el laboratorio de aguas y microbiología de la Escuela Politécnica Nacional*, (Proyecto previo para la Obtención del Título de Ingeniero Químico no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
69. Posadas, D. (1980). *Introducción a la electroquímica*. La Plata, Argentina: Editorial Eva V. Chesneau.
70. Procontrol. (2012). *Electrocoagulación. Automatización y Control de Procesos*. Barcelona, España. Recuperado de <http://www.scribd.com/doc/60264615/Proelec-Spanish> (Junio, 2012)

71. Restrepo, A., Arango, A. y Garcés, L. (2006). La electrocoagulación: retos y oportunidades en el tratamiento de aguas. *Producción más Limpia*, 1 (2), 58 – 77. Recuperado de http://www.lasallista.edu.co/fxcul/media/pdf/RevistaLimpia/vol1n2/pl_v1n2_58-77_electrocoagulacion.pdf (Mayo, 2012)
72. Röben, E. e Ilustre Municipalidad de Loja. (2002). *Diseño, Construcción, Operación y Cierre de Rellenos Sanitarios Municipales*. Loja, Ecuador. Recuperado de http://www.bvsde.paho.org/cursos_rsm/e/fulltext/loja.pdf (Julio, 2012)
73. Secretaría de Ambiente. (2011). *Caracterización de las piscinas de lixiviado del relleno sanitario “El Inga”* (Abril, 2012)
74. Secretaría General de Planificación, Dirección Metropolitana de Gestión de Información. (s.f.). Recuperado de http://geoinfo.quito.gob.ec/documentos/Estadisticos/Demograficas/Tasa_crecimiento_poblacional.pdf (Septiembre, 2012)
75. Servicio de Evaluación Ambiental Gobierno de Chile. (s.f.). *Anexo Planta de Tratamiento de lixiviados*. Recuperado de http://seia.sea.gob.cl/archivos/Anexo_10_Planta_Lixiviados_RS_Castro.pdf (Abril, 2012)
76. Skoog, D., West, D. y Holler, F. (1995). *Química Analítica*. (6ta. ed.). Naucalpan de Juárez, México: Editorial McGraw - Hill Interamericana de México, S.A. de C.V.
77. Stegmann, R.; Heyer, K. y Cossu, R. (2005). Leachate Treatment. *Tenth International Waste Management and Landfill Symposium*, 3 (7). Recuperado de http://www.image.unipd.it/tetrawama/S2005/leachate_treatment.pdf (Agosto, 2012)

78. Vargas, L. (2004). *Tratamiento de agua para consumo humano – manual I: Teoría Tomo II*. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. Lima, Perú. Recuperado de <http://www.scribd.com/doc/97934080/Plantas-de-Filtracion-Rapida-Manual-I-Teoria>. (Octubre, 2012)
79. Weber, W. (2003). *Control de la Calidad del Agua Procesos Fisicoquímicos*. (Edición en Español). Barcelona, España: Editorial Reverté, S.A.

ANEXOS

ANEXO I

ETAPAS DEL RELLENO SANITARIO “EL INGA”

En la Figura AI.1. expuesta a continuación, se muestra la distribución de las etapas del relleno sanitario “El Inga”.

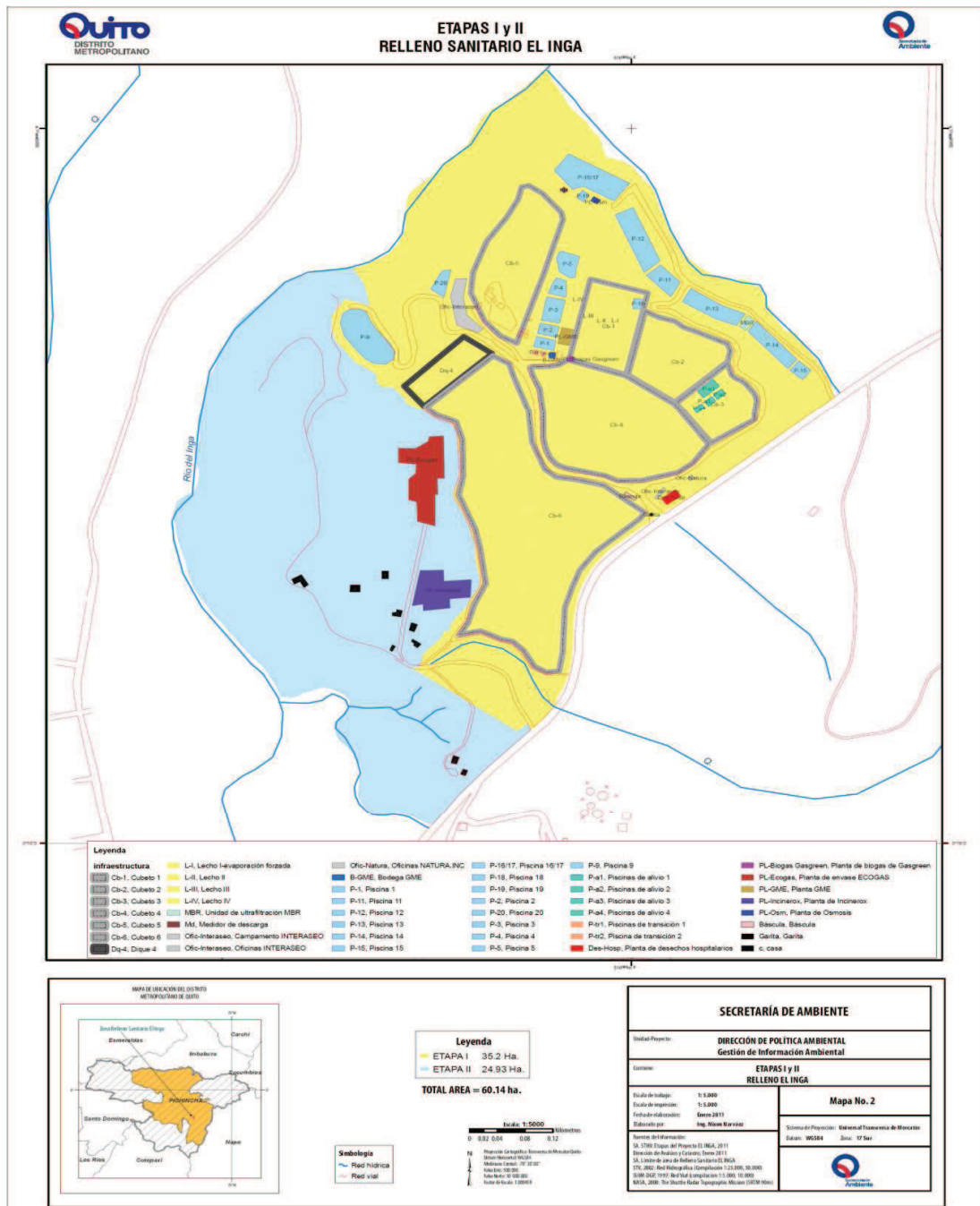


Figura AI.1. Distribución de las etapas del relleno sanitario “El Inga” (EMGIRS, 2012)

ANEXO II
PREPARACIÓN DE PARES DE VIALES PARA LA
DETERMINACIÓN DEL DQO

El par de viales se preparó con el siguiente procedimiento:

- Se encendió el espectrofotómetro y se presionó las teclas “shift abs” y se puso a una longitud de onda de 600 nm.
- Se presionó la tecla de lectura “Read Enter”, se limpió el vial, se presionó la tecla “Clear Cero” y el equipo indicó 0,0 Abs
- Se sacó el vial considerado como blanco y se introdujo el vial con la muestra.
- Se presionó la tecla “Read Enter” y se mostró en la pantalla del espectrofotómetro el valor de Abs de DQO medido, el que no debió variar en $\pm 0,001$.

ANEXO III
CARACTERIZACIÓN FÍSICO - QUÍMICA DE LAS AGUAS
LIXIVIADAS

Los resultados de los parámetros medidos en cada muestreo realizado de la piscina # 9 del relleno sanitario “El Inga” se presentan en la Tabla AIII.1.

Tabla AIII.1. Resultados de los parámetros físico - químicos analizados para la caracterización del lixiviado

PARÁMETRO	Muestreo					
	1	2	3	4	5	6
Aceites y grasas (mg/L)	13,0	12,6	13,7	12,3	12,0	12,0
Alcalinidad total (mg CaCO ₃ /L)	8 750	8 200	7 600	8 900	7 650	6 520
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	3 200	2 640	2 800	-	2 320	-
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	5 550	5 560	4 800	8 900	5 330	6 520
Color real (Unid. Pt - Co)	820	920	880	3 190	810	2 720
Conductividad (mS/cm)	17,5	17,9	16,1	20,5	15,2	52,1
DQO (mg O ₂ /L)	6 860	6 930	6 639	9 900	6 750	7 075
[Ca ⁺²] (mg/L)	70	120	108	128	124	130
[Mg ⁺²] (mg/L)	130	216	214	221	192	222
Dureza total (mg/L)	715	1 200	1 160	1 240	1 110	1 251
Fenoles (mg/L)	2,2	3,2	2,6	2,2	2,2	2,2
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	50	55	51	71	50	80
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
pH	8,69	8,45	9,40	5,73	9,18	6,27
Sólidos totales (mg/L)	12 640	13 121	11 757	14 720	10 516	33 862
Sólidos disueltos (mg/L)	11 654	12 173	10 921	13 721	10 117	32 762
Sólidos suspendidos (mg/L)	986	948	836	999	399	1100
Turbidez (NTU)	3 000	3 170	5 280	4 890	5 100	3 420

ANEXO IV

RESULTADOS DE LOS TIEMPOS DE RESIDENCIA DEL FLUJO DE LIXIVIADO EN LOS REACTORES

Los resultados de los tiempos de residencia del flujo de lixiviado en los reactores de electrocoagulación se exponen a continuación en las Tablas AIV.1. y AIV.2.

Tabla AIV.1. Resultados del tiempo de residencia hidráulico (T_r) del flujo de lixiviado en el reactor de 6 L a diferentes flujos de alimentación de lixiviado (Q)

Flujo de alimentación (L/h)	Tiempo de residencia hidráulico (h)
2,6	1,5
3,1	1,2
4,0	0,9
5,1	0,7
7,2	0,5
9,5	0,3
12,6	0,2
16,2	0,2
20,0	0,1

Tabla AIV.2. Resultados del tiempo de residencia hidráulico del flujo de lixiviado en el reactor de 12 L a diferentes flujos de alimentación de lixiviado

Flujo de alimentación (L/h)	Tiempo de residencia hidráulico (h)
26,3	0,2
19,8	0,3
12,0	0,5
7,4	0,8
6,0	1,0
5,7	1,1
4,6	1,5
3,7	1,8

ANEXO V

**RESULTADOS DE LA VARIACIÓN DE LA ALCALINIDAD
RESPECTO A LA CANTIDAD DE CLORURO DE CALCIO**

En la Tabla AV.1. se exponen los resultados de la variación de la alcalinidad del lixiviado respecto a la cantidad de cloruro de calcio añadida.

Volumen de lixiviado utilizado: 50 mL

Tabla AV.1. Remoción de la alcalinidad del lixiviado con la adición de CaCl_2

N° de Prueba	CaCl₂ (g)	Alcalinidad Inicial (mg/L)	Alcalinidad Final (mg/L)	Remoción de Alcalinidad (%)
1	0,15	8 480,00	4 841,23	42,91
2	0,20	8 480,00	3 707,46	56,28
3	0,25	8 480,00	2 727,17	67,84
4	0,30	8 480,00	1 847,79	78,21
5	0,35	8 480,00	1 962,00	89,76
6	0,40	8 480,00	338,35	96,01

ANEXO VI

RESULTADOS DE LOS ENSAYOS DE ELECTROCOAGULACIÓN

PARA LA DESCONTAMINACIÓN DEL AGUA LIXIVIADA

En las Tablas de la AVI.1. a la AVI.15. se exponen los resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación.

Tabla AVI.1. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con ánodos de hierro, para determinar el tipo de ánodos a utilizar en la celda electroquímica

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	8,7	9,1	9,5	9,6	9,5
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Turbidez (NTU)	3 000	2 520	2 600	2 700	2 650
Conductividad (mS/cm)	17,9	14,0	13,0	12,8	13,0
DQO (mg O ₂ /L)	6 860	4 900	3 820	3 720	3 520
Sólidos totales (mg/L)	12 784	11 232	9 516	9 280	9 260
Sólidos disueltos (mg/L)	11 188	9 908	8 320	8 216	8 176
Sólidos suspendidos (mg/L)	1 596	1 324	1 196	1 064	1 084
Sólidos flotantes - espumas (g)	6,3				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	140				
Color real (Unid. Pt - Co)	820	760	720	717	700
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	50	49	46	44	44
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	3 200	2 460	2 300	2 080	2 152
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	5 550	3 790	3 700	3 600	3 408
[Ca ⁺²] (mg/L)	70	35	32	30	28
[Mg ⁺²] (mg/L)	198	123	106	102	103
Dureza total (mg/L)	1 000	600	520	500	500
Fenoles (mg/L)	2,2	2,1	2,0	1,9	1,9
Aceites y grasas (mg/L)	13,0	12,0	11,2	11,0	10,9

Tabla AVI.2. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con ánodos de aluminio, para determinar el tipo de ánodos a utilizar en la celda electroquímica

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Aluminio				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	8,7	9,3	9,3	9,3	9,2
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Turbidez (NTU)	3 000	1 080	780	960	1 040
Conductividad (mS/cm)	17,9	16,0	15,7	15,3	15,0
DQO (mg O ₂ /L)	6 860	5 800	5 300	5 230	5 000
Sólidos totales (mg/L)	12 784	11 828	11 608	11 520	11 088
Sólidos disueltos (mg/L)	11 188	10 460	10 368	10 288	9 908
Sólidos suspendidos (mg/L)	1 596	1 368	1 240	1 232	1 180
Sólidos flotantes - espumas (g)	71,5				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	300				
Color real (Unid. Pt - Co)	820	800	1 200	1 450	1 600
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	50	49	46	45	45
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	3 200	2 840	2 796	2 600	2 600
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	5 550	4 660	4 204	4 380	4 200
[Ca ⁺²] (mg/L)	70	52	50	40	40
[Mg ⁺²] (mg/L)	198	118	105	81	77
Dureza total (mg/L)	1 000	620	560	436	422
Fenoles (mg/L)	2,2	2,1	2,0	2,0	1,9
Aceites y grasas (mg/L)	13,0	12,5	12,0	11,7	11,5

Tabla AVI.3. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, sin recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	9,2	10,1	9,8	9,7	9,7
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Turbidez (NTU)	5 140	2 400	2 220	1 700	1 680
Conductividad (mS/cm)	19,6	14,9	14,1	13,9	13,5
DQO (mg O ₂ /L)	6 750	5 987	4 895	4 785	4 670
Sólidos totales (mg/L)	10 648	10 155	9 733	9 510	9 107
Sólidos disueltos (mg/L)	10 279	9 863	9 460	9 241	8 840
Sólidos suspendidos (mg/L)	369	292	273	269	267
Sólidos flotantes - espumas (g)	43,4				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	370				
Color real (Unid. Pt - Co)	820	585	555	600	630
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	50	35	33	31	31
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	3 200	3 180	3 100	3 070	3 060
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	4 400	4 320	4 440	4 430	4 440
[Ca ⁺²] (mg/L)	120	22	22	32	20
[Mg ⁺²] (mg/L)	144	29	46	42	50
Dureza total (mg/L)	900	175	240	255	260
Fenoles (mg/L)	2,2	2,0	1,7	1,4	1,3
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	8,6	8,3	7,9	7,7

Tabla AVI.4. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	5 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	8,4	9,4	9,5	9,6	9,6
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Turbidez (NTU)	3 740	1 730	1 570	1 450	1 430
Conductividad (mS/cm)	19,6	14,2	13,3	12,7	12,2
DQO (mg O ₂ /L)	6 490	4 460	3 980	3 840	3 720
Sólidos totales (mg/L)	14 959	9 187	8 581	7 917	7 781
Sólidos disueltos (mg/L)	14 280	8 764	8 269	7 611	7 492
Sólidos suspendidos (mg/L)	679	423	312	306	289
Sólidos flotantes - espumas (g)	50,6				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	280				
Color real (Unid. Pt - Co)	2 720	629	628	612	609
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	80	53	31	22	18
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	2 720	1 800	1 644	1 240	1 200
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	5 760	4 320	4 366	4 750	4 770
[Ca ⁺²] (mg/L)	192	26	22	19	10
[Mg ⁺²] (mg/L)	155	41	40	39	60
Dureza total (mg/L)	1 126	320	236	224	212
Fenoles (mg/L)	2,1	1,5	0,9	0,8	0,8
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	7,0	6,7	6,3	6,2

Tabla AVI.5. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A con CaCl₂, sin recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	6,0	6,9	7,0	6,9	7,2
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Turbidez (NTU)	4 840	2 000	1 270	1 070	1 060
Conductividad (mS/cm)	38,5	16,8	15,2	13,2	12,6
DQO (mg O ₂ /L)	9 900	5 300	5 140	4 920	4 900
Sólidos totales (mg/L)	23 499	11 119	9 246	7 796	6 654
Sólidos disueltos (mg/L)	23 219	10 924	9 073	7 633	6 504
Sólidos suspendidos (mg/L)	280	192	173	163	150
Sólidos flotantes - espumas (g)	267,3				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	90				
Color real (Unid. Pt - Co)	3 200	982	662	608	518
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	71	62	43	34	31
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	1 280	500	480	470	440
[Ca ⁺²] (mg/L)	2 968	2 760	2 440	2 280	2 240
[Mg ⁺²] (mg/L)	384	93	75	64	64
Dureza total (mg/L)	9 020	7 286	6 412	5 967	5 866
Fenoles (mg/L)	2,2	1,1	0,9	0,9	0,8
Aceites y grasas (mg/L)	12,6	7,6	7,5	7,0	6,8

Tabla AVI.6. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A del lixiviado con CaCl₂ con recirculación para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	6,0	6,6	7,1	7,2	7,2
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Turbidez (NTU)	4 840	680	420	360	350
Conductividad (mS/cm)	38,5	12,3	11,4	10,5	9,7
DQO (mg O ₂ /L)	9 900	4 820	4 400	4 310	4 280
Sólidos totales (mg/L)	23 499	6 530	6 348	6 191	5 989
Sólidos disueltos (mg/L)	23 219	6 504	6 450	6 270	6 119
Sólidos suspendidos (mg/L)	280	80	78	72	69
Sólidos flotantes - espumas (g)	33,5				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	130				
Color real (Unid. Pt - Co)	3 200	370	373	282	295
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	71	27	26	23	21
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	1 280	420	350	320	300
[Ca ⁺²] (mg/L)	2 968	2 000	1 763	1 680	1 600
[Mg ⁺²] (mg/L)	384	76	68	62	58
Dureza total (mg/L)	9 020	5 866	5 318	4 690	4 460
Fenoles (mg/L)	2,2	0,8	0,8	0,7	0,7
Aceites y grasas (mg/L)	12,6	6,2	5,9	5,5	5,0

Tabla AVI.7. Porcentajes de remoción de DQO, turbidez y color real a los 45 min de tratamiento del lixiviado con CaCl_2 sin recirculación en los reactores de 6 L y 12 L (Ánodos de hierro, 20 A y flujo de alimentación de 10 L/h)

REACTOR DE 6 L					
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	Remoción (%)				
	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
DQO	0,0	47,9	48,8	49,1	49,4
Turbidez	0,0	58,3	78,8	79,7	80,0
Color	0,0	70,6	77,5	81,9	84,0
REACTOR DE 12 L					
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	Remoción (%)				
	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
DQO	0,0	46,5	48,1	50,3	50,5
Turbidez	0,0	56,7	73,8	77,9	78,1
Color	0,0	69,3	79,3	81,0	83,8

Tabla AVI.8. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	30 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	6,6	7,5	7,7	7,6	7,5
Oxígeno Disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,2	0,3	0,3
Turbidez (NTU)	5 140	4 000	3 530	3 230	3 070
Conductividad (mS/cm)	23,0	15,0	11,5	10,1	9,5
DQO (mg O ₂ /L)	4 750	3 528	2 740	2 535	2 270
Sólidos totales (mg/L)	14 687	9 615	7 575	6 559	6 332
Sólidos disueltos (mg/L)	14 188	9 234	7 227	6 213	6 018
Sólidos suspendidos (mg/L)	499	381	348	346	314
Sólidos flotantes (g)	12,3				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	365				
Color real (Unid. Pt - Co)	820	520	450	390	285
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	50	31	27	29	33
Alcalinidad total (mg/L)	2 800	1 580	1 400	1 080	950
[CO ₃] ⁻² (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	2 800	1 580	1 400	1 080	950
Ca ⁺² (mg/L)	3 720	2 460	2 056	1 920	1 848
Mg ⁺² (mg/L)	149	74	62	53	49
Dureza Total (mg/L)	9 920	6 458	5 400	5 020	4 826
Fenoles (mg/L)	2,2	1,5	1,2	0,9	0,8
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	8,0	7,7	7,4	7,3

Tabla AVI.9. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A en las 3 primeras celdas y 13 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		2 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	30 A (3 primeras celdas)		13 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	6,3	8,1	7,7	7,5	7,3
Oxígeno Disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,1	0,2	0,3
Turbidez (NTU)	3 420	2 400	1 950	1 570	1 340
Conductividad (mS/cm)	23,0	14,7	11,3	10,8	9,1
DQO (mg O ₂ /L)	7 075	3 900	3 500	3 300	3 200
Sólidos totales (mg/L)	14 067	9 525	7 445	6 961	5 668
Sólidos disueltos (mg/L)	13 650	9 372	7 298	6 821	5 531
Sólidos suspendidos (mg/L)	417	153	147	140	137
Sólidos flotantes (g)	64,0				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	275				
Color real (Unid. Pt - Co)	1 120	320	298	276	261
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	80	44	31	28	20
Alcalinidad total (mg/L)	2 520	780	720	710	600
[CO ₃] ⁻² (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	2 520	780	720	710	600
Ca ⁺² (mg/L)	3 232	2 600	2 160	1 680	1 660
Mg ⁺² (mg/L)	154	96	58	58	55
Dureza total (mg/L)	8 720	6 900	5 640	4 440	4 378
Fenoles (mg/L)	2,2	1,4	0,9	0,9	0,7
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	7,0	4,0	2,5	1,7

Tabla AVI.10. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	30 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	6,3	6,6	7,7	8,2	8,2
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	0,1	0,2	0,4	0,4
Turbidez (NTU)	3 420	1 170	1 040	810	520
Conductividad (mS/cm)	23,0	11,1	9,2	8,9	8,6
DQO (mg O ₂ /L)	7 075	3 020	2 650	2 540	2 480
Sólidos totales (mg/L)	14 067	7 172	5 971	5 541	5 257
Sólidos disueltos (mg/L)	13 650	7 022	5 833	5 421	5 138
Sólidos suspendidos (mg/L)	417	150	138	120	118
Sólidos flotantes (g)	78,1				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	275				
Color real (Unid. Pt - Co)	1 120	85	70	65	61
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	80	13	11	9	9
Alcalinidad total (mg/L)	2 520	710	610	690	580
[CO ₃] ⁻² (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	2 520	710	610	690	580
Ca ⁺² (mg/L)	3 232	2 160	1 916	1 728	1 640
Mg ⁺² (mg/L)	154	85	58	53	49
Dureza total (mg/L)	8 720	5 755	5 030	4 540	4 306
Fenoles (mg/L)	2,2	0,9	0,8	0,6	0,6
Aceites y grasas (mg/L)	12	6	5,4	4,4	2,3

Tabla AVI.11. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 40 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	40 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	6,3	7,6	8,1	8,2	8,2
Oxígeno disuelto ($\text{mg O}_2/\text{L}$)	0,1	0,7	1,1	1,5	1,9
Turbidez (NTU)	3 420	820	700	520	340
Conductividad (mS/cm)	22,1	9,5	7,3	6,4	6,3
DQO ($\text{mg O}_2/\text{L}$)	7 075	1 600	800	750	520
Sólidos totales (mg/L)	14 067	5 999	4 564	4 158	4 041
Sólidos disueltos (mg/L)	13 650	5 831	4 422	4 031	3 921
Sólidos suspendidos (mg/L)	417	168	142	127	120
Sólidos flotantes (g)	101,5				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	375				
Color real (Unid. Pt - Co)	1 120	98	87	85	85
$[\text{NO}_3]^-$ (mg/L)	80	12	8	8	8
Alcalinidad total (mg/L)	2 520	570	435	410	390
$[\text{CO}_3]^{2-}$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3]^-$ (mg/L)	2 520	570	435	410	390
Ca^{+2} (mg/L)	3 232	2 132	1 604	1 476	1 432
Mg^{+2} (mg/L)	154	50	46	43	42
Dureza total (mg/L)	8 720	5 540	4 200	3 869	3 754
Fenoles (mg/L)	2,2	0,6	0,5	0,5	0,3
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	3,5	3,2	2,3	2,0

Tabla AVI.12. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 50 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	50 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	5,9	6,9	8,0	8,1	8,2
Oxígeno disuelto ($\text{mg O}_2/\text{L}$)	0,1	1,4	2,5	3,1	3,5
Turbidez (NTU)	3 420	250	140	90	75
Conductividad (mS/cm)	20,2	8,6	6,2	5,9	4,6
DQO ($\text{mg O}_2/\text{L}$)	7 120	590	175	120	101
Sólidos totales (mg/L)	12 863	5 664	4 351	3 874	2 971
Sólidos disueltos (mg/L)	12 334	5 493	4 194	3 728	2 832
Sólidos suspendidos (mg/L)	529	171	157	146	139
Sólidos flotantes (g)	129,3				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	380				
Color real (Unid. Pt - Co)	2 800	49	48	41	30
$[\text{NO}_3]^-$ (mg/L)	80	8	6	5	5
Alcalinidad total (mg/L)	1 950	430	230	210	200
$[\text{CO}_3]^{2-}$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3]^-$ (mg/L)	1 950	430	230	210	200
Ca^{+2} (mg/L)	3 088	2 004	1 493	1 258	950
Mg^{+2} (mg/L)	142	43	38	36	36
Dureza total (mg/L)	8 310	5 190	3 892	3 295	2 524
Fenoles (mg/L)	1,7	0,2	0,2	0,1	0,1
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	2,2	1,2	0,9	0,6

Tabla AVI.13. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl₂ tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 60 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	60 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	5,9	7,0	8,2	8,3	8,3
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	2,4	3,2	3,5	4,0
Turbidez (NTU)	3 420	170	120	72	49
Conductividad (mS/cm)	20,2	7,9	5,9	4,7	3,6
DQO (mg O ₂ /L)	7 120	510	140	90	31
Sólidos totales (mg/L)	12 863	5 057	3 886	3 057	2 362
Sólidos disueltos (mg/L)	12 334	4 910	3 751	2 943	2 266
Sólidos suspendidos (mg/L)	529	147	135	114	96
Sólidos flotantes (g)	130,4				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	400				
Color real (Unid. Pt - Co)	2 800	41	38	37	30
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	80	8	6	5	5
Alcalinidad total (mg/L)	1 950	400	190	170	165
[CO ₃] ⁻² (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	1 950	400	190	170	165
Ca ⁺² (mg/L)	3 088	1 600	1 240	928	702
Mg ⁺² (mg/L)	142	33	30	27	25
Dureza total (mg/L)	8 310	4 136	3 224	2 432	1 862
Fenoles (mg/L)	1,7	0,1	0,1	0,1	0,0
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	1,6	0,9	0,2	0,2

Tabla AVI.14. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl₂ tratado por electrocoagulación a un flujo de 30 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y 50 A-8 A)

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	30 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	50 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	6,6	7,8	7,9	7,9	8,3
Oxígeno disuelto (mg O ₂ /L)	0,1	3,5	4,7	4,8	5,1
Turbidez (NTU)	2 700	294	244	120	90
Conductividad (mS/cm)	24,9	8,5	6,7	6,1	4,7
DQO (mg O ₂ /L)	6 300	680	200	120	115
Sólidos totales (mg/L)	15 963	5 604	4 463	3 990	3 062
Sólidos disueltos (mg/L)	15 253	5 321	4 264	3 829	2 903
Sólidos suspendidos (mg/L)	710	283	199	161	159
Sólidos flotantes	3 L				
	125,7 g				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	450				
Color real (Unid. Pt - Co)	1 600	67	60	61	61
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	80	12	11	8	8
Alcalinidad total (mg/L)	2 520	450	370	310	280
[CO ₃] ⁻² (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	2 520	450	370	310	280
Ca ⁺² (mg/L)	3 232	1 700	1 424	1 184	788
Mg ⁺² (mg/L)	132	67	58	43	41
Dureza total (mg/L)	8 630	4 530	3 800	3 140	2 140
Fenoles (mg/L)	1,7	0,7	0,4	0,2	0,1
Aceites y grasas (mg/L)	8,0	2,1	0,4	0,3	0,3

Tabla AVI.15. Resultados de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a un flujo de 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y 50 A - 8 A)

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	50L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	60 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	15 min	30 min	45 min	60 min
pH	6,6	8,1	8,2	8,2	8,3
Oxígeno disuelto (mg O_2 /L)	0,1	4,3	4,9	5,2	5,7
Turbidez (NTU)	2 700	304	245	133	124
Conductividad (mS/cm)	24,9	8,9	7,2	6,6	4,7
DQO (mg O_2 /L)	6 300	720	389	250	172
Sólidos totales (mg/L)	15 963	4 793	3 842	2 734	2 510
Sólidos disueltos (mg/L)	15 253	5 441	4 559	4 090	2 931
Sólidos suspendidos (mg/L)	710	301	193	187	182
Sólidos flotantes (g)	122,4				
Sólidos sedimentables (del efluente) (mL/L)	400				
Color real (Unid. Pt - Co)	1 600	119	96	94	94
$[\text{NO}_3]^-$ (mg/L)	80	18	16	16	15
Alcalinidad total (mg/L)	2 520	530	450	390	320
$[\text{CO}_3]^{2-}$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3]^-$ (mg/L)	2 520	530	450	390	320
Ca^{+2} (mg/L)	3 232	1 620	1 408	1 276	860
Mg^{+2} (mg/L)	132	70	60	58	55
Dureza total (mg/L)	8 630	4 340	3 770	3 430	2 380
Fenoles (mg/L)	1,7	1,1	0,7	0,6	0,6
Aceites y grasas (mg/L)	8,0	2,2	2,0	1,3	0,9

ANEXO VII

**PORCENTAJES DE REMOCIÓN DE LOS ENSAYOS DE
ELECTROCOAGULACIÓN PARA LA DESCONTAMINACIÓN DEL
AGUA LIXIVIADA**

Los porcentajes de remoción de los contaminantes del lixiviado tratado por electrocoagulación se exponen a continuación en las Tablas de la AVII.1. a la AVII.14.

Tabla AVII.1. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con ánodos de hierro, para determinar el tipo de ánodos a utilizar en la celda electroquímica, sin recirculación

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	3 000,0	16,0	13,3	10,0	11,7
DQO (mg O ₂ /L)	6 860,0	28,6	44,3	45,8	48,7
Sólidos totales (mg/L)	12 784,0	12,1	25,6	27,4	27,6
Sólidos disueltos (mg/L)	11 188,0	11,4	25,6	26,6	26,9
Sólidos suspendidos (mg/L)	1 596,0	17,0	25,1	33,3	32,1
Color real (Unid. Pt - Co)	820,0	7,3	12,2	12,6	14,6
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	50,0	2,7	8,9	11,5	11,5
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	3 200,0	23,1	28,1	35,0	32,8
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	5 550,0	31,7	33,3	35,1	38,6
[Ca ⁺²] (mg/L)	70,0	50,3	54,3	57,1	60,0
[Mg ⁺²] (mg/L)	198,0	37,8	46,7	48,5	47,9
Dureza total (mg/L)	1 000,0	40,0	48,0	50,0	50,0
Fenoles (mg/L)	2,2	4,6	7,4	9,7	11,1
Aceites y grasas (mg/L)	13,0	7,7	13,9	15,4	16,2

Tabla AVII.2. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con ánodos de aluminio, para determinar el tipo de ánodos a utilizar en la celda electroquímica, sin recirculación

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Aluminio				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	3 000,0	64,0	74,0	68,0	65,3
DQO (mg O ₂ /L)	6 860,0	15,5	22,7	23,8	27,1
Sólidos totales (mg/L)	12 784,0	7,5	9,2	9,9	13,3
Sólidos disueltos (mg/L)	11 188,0	6,5	7,3	8,0	11,4
Sólidos suspendidos (mg/L)	1 596,0	14,3	22,3	22,8	26,1
Color real (Unid. Pt - Co)	820,0	0,0	0,0	0,0	0,0
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	50,0	2,7	7,9	9,7	9,7
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	3 200,0	11,3	12,6	18,8	18,8
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	5 550,0	16,0	24,3	21,1	24,3
[Ca ⁺²] (mg/L)	70,0	25,7	29,1	42,9	42,9
[Mg ⁺²] (mg/L)	198,0	40,6	47,2	59,3	60,9
Dureza total (mg/L)	1 000,0	38,0	44,0	56,4	57,8
Fenoles (mg/L)	2,2	4,6	6,5	9,7	10,2
Aceites y grasas (mg/L)	13,0	3,9	7,7	10,0	11,5

Tabla AVII.3. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, sin recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	5 140,0	53,3	56,8	66,9	67,3
DQO (mg O ₂ /L)	6 750,0	11,3	27,5	29,1	30,8
Sólidos totales (mg/L)	10 648,0	4,6	8,6	10,7	14,5
Sólidos disueltos (mg/L)	10 279,0	4,1	8,0	10,1	14,0
Sólidos suspendidos (mg/L)	369,0	20,9	26,0	27,1	27,6
Color real (Unid. Pt - Co)	820,0	28,7	32,3	26,8	23,2
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	50,0	29,2	33,6	38,1	38,1
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	3 200,0	0,6	3,1	4,1	4,4
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	4 400,0	1,8	- 0,9	- 0,7	- 0,9
[Ca ⁺²] (mg/L)	120,0	81,7	81,7	73,3	83,3
[Mg ⁺²] (mg/L)	144,0	80,0	68,3	70,8	65,0
Dureza total (mg/L)	900,0	80,6	73,3	71,7	71,1
Fenoles (mg/L)	2,2	6,9	22,7	37,5	39,4
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	28,3	30,8	34,2	35,8

Tabla AVII.4. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A, con recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	5 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	3 740,0	53,7	58,0	61,2	61,8
DQO (mg O ₂ /L)	6 490,0	31,3	38,7	40,8	42,7
Sólidos totales (mg/L)	14 959,0	38,6	42,6	47,1	48,0
Sólidos disueltos (mg/L)	14 280,0	38,6	42,1	46,7	47,5
Sólidos suspendidos (mg/L)	679,0	37,7	54,1	54,9	57,4
Color real (Unid. Pt - Co)	2 720,0	76,9	76,9	77,5	77,6
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	80,0	33,3	61,1	72,2	77,8
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	2 720,0	33,8	39,6	54,4	55,9
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	5 760,0	25,0	24,2	17,5	17,2
[Ca ⁺²] (mg/L)	192,0	86,7	88,3	90,0	95,0
[Mg ⁺²] (mg/L)	155,0	73,4	74,0	74,6	61,0
Dureza total (mg/L)	1 126,0	71,6	79,0	80,1	81,2
Fenoles (mg/L)	2,1	31,0	57,1	60,0	61,9
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	41,7	44,2	47,5	48,3

Tabla AVII.5. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A con CaCl_2 sin recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	4 840,0	58,7	73,8	77,9	78,1
DQO (mg O_2 /L)	9 900,0	46,5	48,1	50,3	50,5
Sólidos totales (mg/L)	23 499,0	52,7	60,7	66,8	71,7
Sólidos disueltos (mg/L)	23 219,0	53,0	60,9	67,1	72,0
Sólidos suspendidos (mg/L)	280,0	31,4	38,2	41,8	46,4
Color real (Unid. Pt - Co)	3 200,0	69,3	79,3	81,0	83,8
$[\text{NO}_3^-]$ (mg/L)	71,0	12,5	38,8	52,5	56,9
$[\text{CO}_3^{2-}]$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3^-]$ (mg/L)	1 280,0	60,9	62,5	63,3	65,6
$[\text{Ca}^{+2}]$ (mg/L)	2 968,0	7,0	17,8	23,2	24,5
$[\text{Mg}^{+2}]$ (mg/L)	384,0	75,9	80,5	83,3	83,4
Dureza total (mg/L)	9 020,0	19,2	28,9	33,8	35,0
Fenoles (mg/L)	2,2	49,1	57,4	59,7	62,0
Aceites y grasas (mg/L)	12,6	39,7	40,5	44,4	46,0

Tabla AVII.6. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a 20 A con CaCl₂ con recirculación, para el estudio del efecto de la recirculación del lixiviado tratado

FLUJO DE ALIMENTACIÓN	10 L/h				
TIPO DE ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	20 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	12 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	20				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	4 840,0	85,9	91,3	92,6	92,8
DQO (mg O ₂ /L)	9 900,0	51,3	55,6	56,5	56,8
Sólidos totales (mg/L)	23 499,0	72,2	73,0	73,7	74,5
Sólidos disueltos (mg/L)	23 219,0	72,0	72,2	73,0	73,6
Sólidos suspendidos (mg/L)	280,0	71,4	72,1	74,3	75,4
Color real (Unid. Pt - Co)	3 200,0	88,4	88,3	91,2	90,8
[NO ₃ ⁻] (mg/L)	71,0	62,5	63,1	68,1	70,6
[CO ₃ ⁻²] (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃ ⁻] (mg/L)	1 280,0	67,2	72,7	75,0	76,6
[Ca ⁺²] (mg/L)	2 968,0	32,6	40,6	43,4	46,1
[Mg ⁺²] (mg/L)	384,0	80,1	82,4	83,8	85,0
Dureza total (mg/L)	9 020,0	35,0	41,0	48,0	50,6
Fenoles (mg/L)	2,2	63,0	65,3	66,2	68,1
Aceites y grasas (mg/L)	12,6	50,8	53,2	56,3	60,3

Tabla AVII.7. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V				
AMPERAJE	30 A				
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	5 140,0	22,2	31,3	37,2	40,3
DQO (mg O ₂ /L)	4 750,0	0,0	25,7	42,3	46,6
Sólidos totales (mg/L)	14 067,0	34,5	48,4	55,3	56,9
Sólidos disueltos (mg/L)	13 650,0	34,9	49,1	56,2	57,6
Sólidos suspendidos (mg/L)	417,0	23,6	30,3	30,7	37,1
Color real (Unid. Pt - Co)	820,0	36,6	45,1	52,4	65,2
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	50,0	38,1	46,9	42,5	33,6
[CO ₃] ⁻² (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	2 520,0	43,6	50,0	61,4	66,1
Ca ⁺² (mg/L)	3 232,0	34,9	45,6	49,4	51,4
Mg ⁺² (mg/L)	154,0	50,3	58,1	64,5	66,8
Fenoles (mg/L)	2,2	32,9	43,9	56,9	61,1
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	33,3	35,8	38,3	39,2

Tabla AVII.8. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A en las 3 primeras celdas y 13 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		2 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	30 A (3 primeras celdas)		13 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	3 420,0	29,8	43,0	54,1	60,8
DQO (mg O ₂ /L)	7 075,0	44,9	50,5	53,4	54,8
Sólidos totales (mg/L)	14 067,0	32,3	47,1	50,5	59,7
Sólidos disueltos (mg/L)	13 650,0	31,3	46,5	50,0	59,5
Sólidos suspendidos (mg/L)	417,0	63,2	64,7	66,4	67,0
Color real (Unid. Pt - Co)	1 120,0	71,4	73,4	75,4	76,7
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	80,0	44,4	61,1	65,0	75,0
[CO ₃] ⁻² (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	2 520,0	69,1	71,4	71,8	76,2
Ca ⁺² (mg/L)	3 232,0	19,6	33,2	48,0	48,6
Mg ⁺² (mg/L)	154,0	37,5	62,5	62,5	64,4
Fenoles (mg/L)	2,2	34,9	56,3	58,1	67,0
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	41,7	66,7	79,2	85,8

Tabla AVII.9. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 30 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	30 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	3 420,0	65,8	69,6	76,3	84,8
DQO (mg O ₂ /L)	7 075,0	57,3	62,5	64,1	64,9
Sólidos totales (mg/L)	14 067,0	49,0	57,6	60,6	62,6
Sólidos disueltos (mg/L)	13 650,0	48,6	57,3	60,3	62,4
Sólidos suspendidos (mg/L)	417,0	64,0	66,8	71,1	71,6
Color real (Unid. Pt - Co)	1 120,0	92,4	93,8	94,2	94,6
[NO ₃] ⁻ (mg/L)	80,0	83,3	86,7	88,9	88,9
[CO ₃] ⁻² (mg/L)	0	0	0	0	0
[HCO ₃] ⁻ (mg/L)	2 520,0	71,8	75,8	72,6	77,0
Ca ⁺² (mg/L)	3 232,0	33,2	40,7	46,5	49,3
Mg ⁺² (mg/L)	154,0	44,5	62,5	65,6	67,8
Fenoles (mg/L)	2,2	59,7	63,0	70,1	73,0
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	50,0	55,0	63,6	80,8

Tabla AVII.10. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 40 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	40 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	3 420,0	76,0	79,5	84,8	90,1
DQO (mg O_2 /L)	7 075,0	77,4	88,7	89,4	92,7
Sólidos totales (mg/L)	14 067,0	57,4	67,6	70,4	71,3
Sólidos disueltos (mg/L)	13 650,0	57,3	67,6	70,5	71,3
Sólidos suspendidos (mg/L)	416,5	59,7	65,9	69,5	71,2
Color real (Unid. Pt - Co)	1 120,0	91,3	92,2	92,4	92,4
$[\text{NO}_3]^-$ (mg/L)	80,0	85,6	90,0	90,0	89,4
$[\text{CO}_3]^{2-}$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3]^-$ (mg/L)	2 520,0	77,4	82,7	83,7	84,5
Ca^{+2} (mg/L)	3 232,0	34,0	50,4	54,3	55,7
Mg^{+2} (mg/L)	154,0	67,2	70,3	71,9	72,7
Fenoles (mg/L)	2,2	74,4	76,3	78,6	84,2
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	70,8	73,1	80,8	83,3

Tabla AVII.11. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 50 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	50 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	3 420,0	92,7	95,9	97,4	97,8
DQO (mg O_2 /L)	7 120,0	91,7	97,5	98,3	98,6
Sólidos totales (mg/L)	12 863,0	56,0	66,2	69,9	76,9
Sólidos disueltos (mg/L)	12 334,0	55,5	66,0	69,8	77,0
Sólidos suspendidos (mg/L)	529,0	67,7	70,3	72,4	73,7
Color real (Unid. Pt - Co)	2 800,0	98,3	98,3	98,5	98,9
$[\text{NO}_3]^-$ (mg/L)	80,0	90,6	92,2	93,3	93,3
$[\text{CO}_3]^{2-}$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3]^-$ (mg/L)	1 950,0	77,9	88,2	89,2	89,7
Ca^{+2} (mg/L)	3 088,0	35,1	51,7	59,3	69,2
Mg^{+2} (mg/L)	142,0	69,5	72,9	74,6	74,9
Fenoles (mg/L)	1,7	89,6	91,3	94,8	94,8
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	81,7	89,8	92,5	95,0

Tabla AVII.12. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a una intensidad de corriente de 60 A en las 3 primeras celdas y 8 A en las 7 celdas restantes (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y flujo de alimentación de 10 L/h)

FLUJO	10 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	60 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	3 420,0	95,0	96,5	97,9	98,6
DQO (mg O_2 /L)	7 120,0	92,8	98,0	98,7	99,6
Sólidos totales (mg/L)	12 863,0	60,7	69,8	76,2	81,6
Sólidos disueltos (mg/L)	12 334,0	60,2	69,6	76,1	81,6
Sólidos suspendidos (mg/L)	529,0	72,2	74,5	78,4	81,9
Color real (Unid. Pt - Co)	2 800,0	98,5	98,6	98,7	98,9
$[\text{NO}_3^-]$ (mg/L)	80,0	90,6	92,8	93,9	93,9
$[\text{CO}_3]^{-2}$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3^-]$ (mg/L)	1 950,0	79,5	90,3	91,3	91,5
Ca^{+2} (mg/L)	3 088,0	48,2	59,8	69,9	77,3
Mg^{+2} (mg/L)	142,0	76,9	79,0	81,0	82,0
Fenoles (mg/L)	1,7	91,9	93,6	95,9	97,7
Aceites y grasas (mg/L)	12,0	86,7	92,5	98,3	98,3

Tabla AVII.13. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a un flujo de 30 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y 50 A - 8 A)

FLUJO	30 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	50 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	2 700,0	89,1	90,9	95,6	96,7
DQO (mg O_2 /L)	6 300,0	89,2	96,8	98,1	98,2
Sólidos totales (mg/L)	15 963,0	64,9	72,0	75,0	80,8
Sólidos disueltos (mg/L)	15 253,0	65,1	72,0	74,9	81,0
Sólidos suspendidos (mg/L)	710,0	60,1	72,0	77,3	77,6
Color real (Unid. Pt - Co)	1 600,0	95,8	96,3	96,2	96,2
$[\text{NO}_3]^-$ (mg/L)	80,0	85,0	86,7	90,6	90,6
$[\text{CO}_3]^{2-}$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3]^-$ (mg/L)	2 520,0	82,1	85,3	87,7	88,9
Ca^{+2} (mg/L)	3 232,0	47,4	55,9	63,4	75,6
Mg^{+2} (mg/L)	132,0	49,1	56,4	67,3	69,1
Fenoles (mg/L)	1,7	62,4	79,8	89,0	94,2
Aceites y grasas (mg/L)	8,0	73,8	95,1	96,6	96,9

Tabla AVII.14. Porcentajes de remoción de los análisis físico - químicos del lixiviado con CaCl_2 tratado por electrocoagulación a un flujo de 50 L/h (Reactor de 6 L, 10 celdas electroquímicas, ánodos de hierro y 50 A - 8 A)

FLUJO	50 L/h				
ÁNODOS	Hierro				
VOLTAJE	4 V (3 primeras celdas)		3 V (7 celdas restantes)		
AMPERAJE	60 A (3 primeras celdas)		8 A (7 celdas restantes)		
VOLUMEN DEL REACTOR	6 L				
NUMERO DE CELDAS ELECTROQUÍMICAS	10				
PARÁMETRO FÍSICO - QUÍMICO	ORIGINAL	Remoción (%)			
		15 min	30 min	45 min	60 min
Turbidez (NTU)	2 700,0	88,7	90,9	95,1	95,4
DQO (mg O_2 /L)	6 300,0	88,6	93,8	96,0	97,3
Sólidos totales (mg/L)	15 963,0	70,0	75,9	82,9	84,3
Sólidos disueltos (mg/L)	15 253,0	64,3	70,1	73,2	80,8
Sólidos suspendidos (mg/L)	710,0	57,6	72,8	73,7	74,4
Color real (Unid. Pt - Co)	1 600,0	92,6	94,0	94,1	94,1
$[\text{NO}_3]^-$ (mg/L)	80,0	77,8	80,6	80,6	81,1
$[\text{CO}_3]^{2-}$ (mg/L)	0	0	0	0	0
$[\text{HCO}_3]^-$ (mg/L)	2 520,0	79,0	82,1	84,5	87,3
Ca^{+2} (mg/L)	3 232,0	49,9	56,4	60,5	73,4
Mg^{+2} (mg/L)	132,0	47,3	54,5	56,4	58,2
Fenoles (mg/L)	1,7	39,3	62,4	65,9	68,2
Aceites y grasas (mg/L)	8,0	72,5	75,0	84,4	88,6

ANEXO VIII

**DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN DE
DISMINUCIÓN DE DQO POR EL PROCESO DE
ELECTROCOAGULACIÓN**

Los resultados de disminución de DQO en el tratamiento del lixiviado utilizados para determinar el orden de la reacción se muestran a continuación en la Tabla AVIII.1.

Tabla AVIII.1. Resultados de la disminución de DQO en el tratamiento del lixiviado por el proceso de electrocoagulación a 30 L/h e intensidad de corriente de 50 A - 8 A, para la determinación del orden de la reacción (ánodos de hierro y reactor de 6 L)

Tiempo (min)	DQO (mg/L)	Reacción de primer orden	Reacción de segundo orden	Reacción de tercer orden
		$-\log(DQO_t/DQO_0)$	$1/DQO_t$	$(1/DQO_t)^2$
0	6 300	0,0000	0,0002	2,5195E-08
15	680	0,9668	0,0015	2,1626E-06
30	200	1,4983	0,0050	2,5000E-05
45	120	1,7202	0,0083	6,9444E-05
60	115	1,7386	0,0087	7,5614E-05

ANEXO IX

ITERACIONES PARA DETERMINAR EL VOLUMEN DEL REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

En la Tabla AIX.1. se exponen los resultados de las iteraciones realizadas para determinar las dimensiones del reactor de electrocoagulación para tratar 5,15 m³/h de lixiviado.

Tabla AIX.1. Resultados de las iteraciones para determinar las dimensiones del reactor de electrocoagulación

$V = 5,9m^3$			
Medidas del reactor	Largo	2,3 m	
	Ancho	1,4 m	
	Alto	1,8 m	
Número total de electrodos y placas de plástico	286	Electrodos de aluminio	95
		Electrodos de hierro	95
		Placas de plástico de separación de compartimentos	48
		Placas de plástico de separación de celdas	48
Volumen ocupado por los electrodos y las placas de plástico	Electrodos de Al y Fe	0,7 m ³	
	Placas de plástico	0,6 m ³	
Volumen real del reactor para tratar 5,15 m³/h de lixiviado	4,6 m ³		
$V = 6,1m^3$			
Medidas del reactor	Largo	2,4m	
	Ancho	1,4 m	
	Alto	1,8 m	
Número total de electrodos y placas de plástico	298	Electrodos de aluminio	99
		Electrodos de hierro	99
		Placas de plástico de separación de compartimentos	50
		Placas de plástico de separación de celdas	50

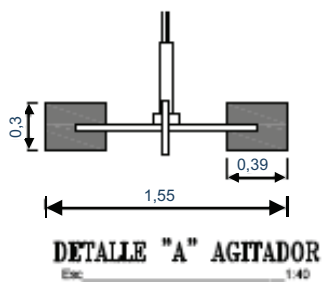
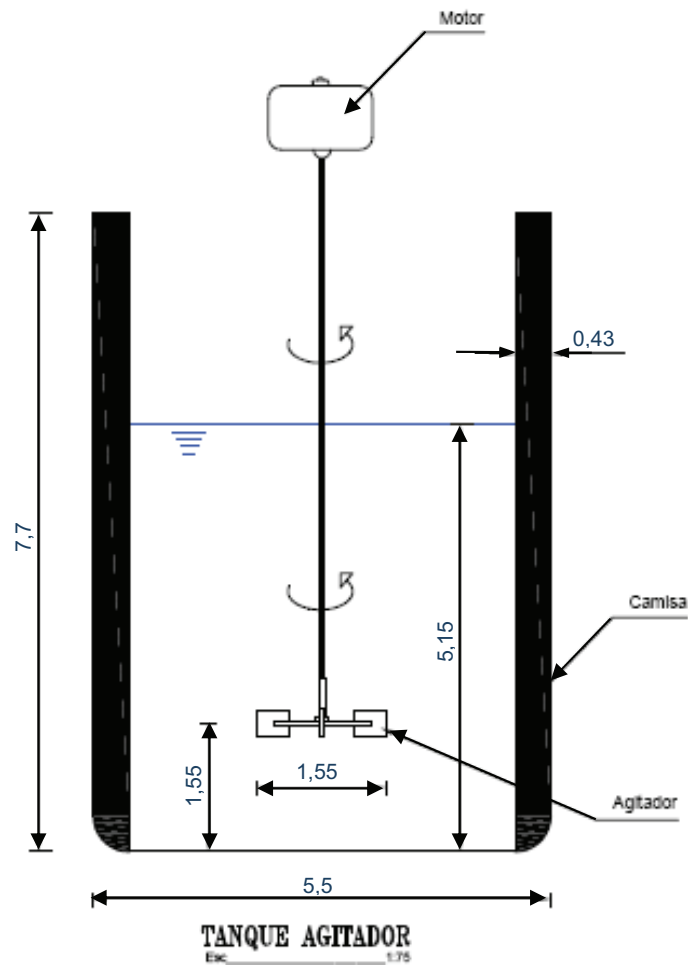
Tabla AIX.1. Resultados de las iteraciones para determinar las dimensiones del reactor de electrocoagulación (**continuación...**)

Volumen ocupado por los electrodos y las placas de plástico	Electrodos Al y Fe	0,8 m ³	
	Placas de plástico	0,6 m ³	
Volumen real del reactor para tratar 5,15 m³/h de lixiviado	4,7 m ³		
$V = 6,2m^3$			
Medidas del reactor	Largo	2,5 m	
	Ancho	1,4 m	
	Alto	1,8 m	
Número total de electrodos y placas de plástico	312	Electrodos de aluminio	104
		Electrodos de hierro	104
		Placas de plástico de separación de compartimentos	52
		Placas de plástico de separación de celdas	52
Volumen ocupado por los electrodos y las placas de plástico	Electrodos Al y Fe	0,8 m ³	
	Placas de plástico	0,6 m ³	
Volumen real del reactor para tratar 5,15 m³/h de lixiviado	4,8 m ³		

ANEXO X

**ESQUEMAS DEL TANQUE DE MEZCLA, REACTOR DE
ELECTROCOAGULACIÓN, FILTRO DE ARENA Y LECHOS DE
SECADO DE SÓLIDOS**

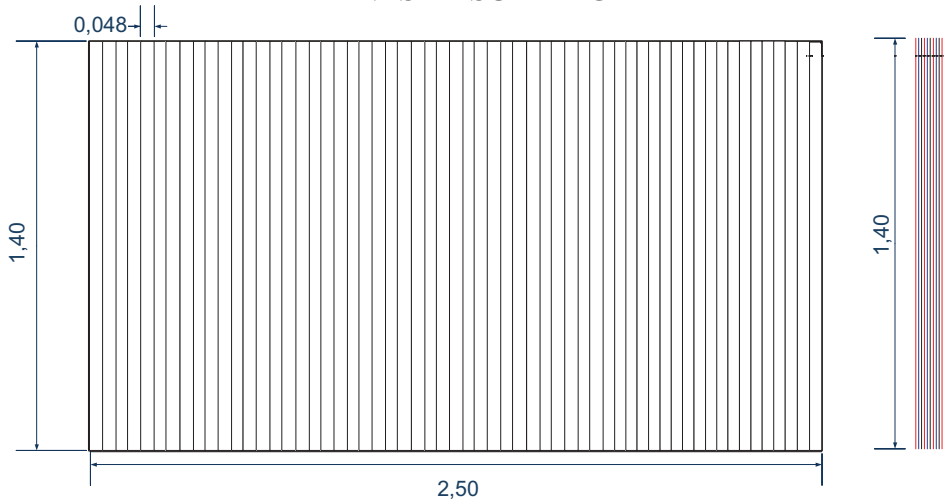
A continuación se muestran los esquemas del tanque de mezcla del lixiviado con CaCl_2 , el reactor de electrocoagulación, el filtro de arena y los lechos de secado para los sólidos resultantes del proceso.



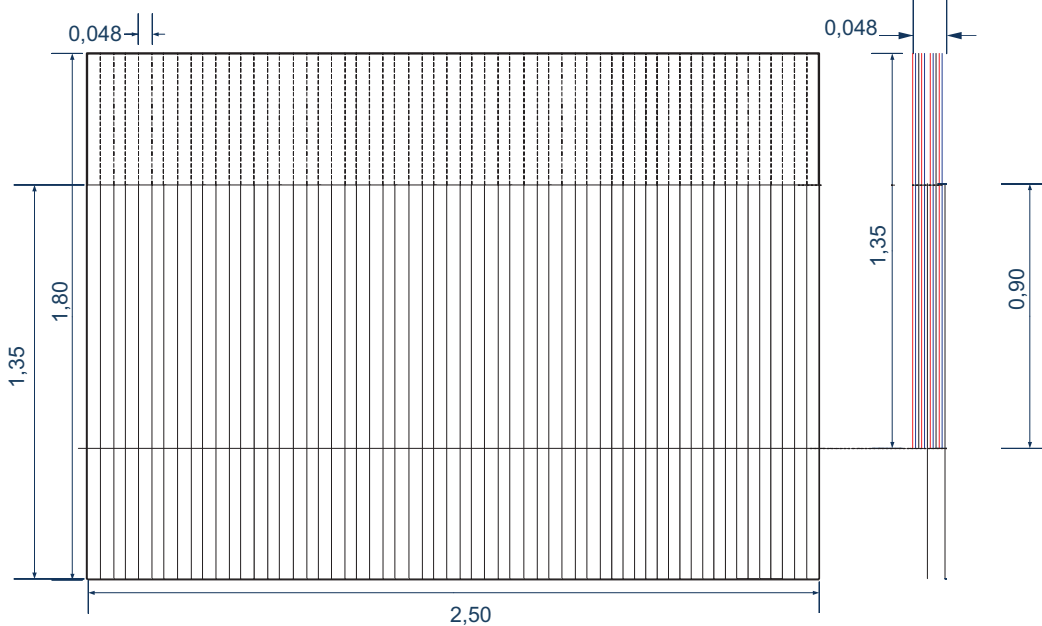
DIMENSIONAMIENTO DE UN PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO "EL INGA"	DIMENSIÓN: Metros	FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA		
	FECHA: ENERO/2013	DIRECTOR DE TESIS: Ing. Trajano Ramírez	TESISTA: Mayra Mendieta	DIBUJO: M.A.M.C.
	CÓDIGO: T - AGI - 001	NOTAS:		
	LÁMINA: 1 de 4	<ul style="list-style-type: none"> • Las medidas están en metros • Las medidas acotadas prevalecen en las escalas 		
CONTIENE: TANQUE AGITADOR -DETALLES				

REACTOR DE ELECTROCOAGULACIÓN

VISTA SUPERIOR



VISTA LATERAL



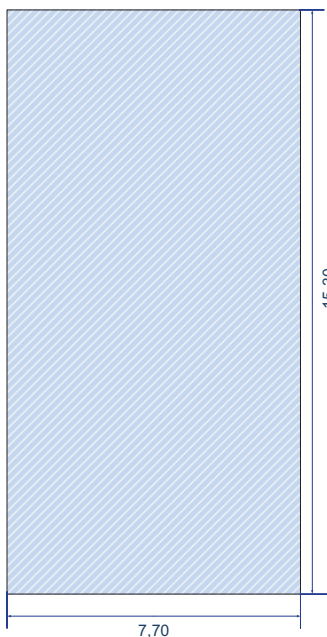
Compartimentos

- Electrodo de hierro
- Electrodo de aluminio
- Placa de plástico

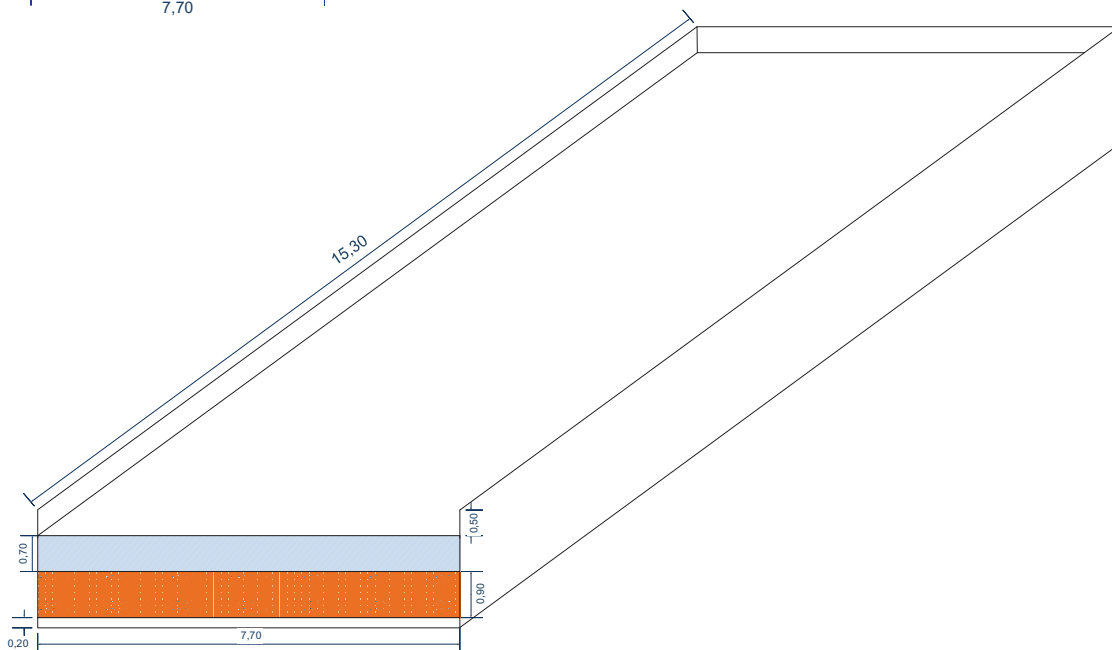
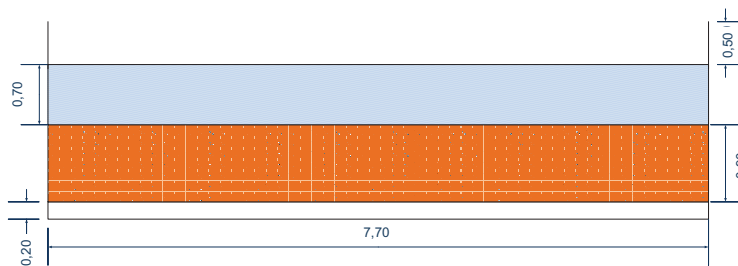
DIMENSIONAMIENTO DE UN PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO "EL INGA"	DIMENSIÓN: Metros	FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA		
	FECHA: ENERO/2013	DIRECTOR DE TESIS: Ing. Trajano Ramírez	TESISTA: Mayra Mendieta	DIBUJO: M.A.M.C.
	CÓDIGO: T - ELEC - 001	NOTAS:		
CONTIENE: TANQUE DE ELECTROCOAGULACIÓN	LÁMINA: 2 de 4	<ul style="list-style-type: none"> Las medidas están en metros Las medidas acotadas prevalecen en las escalas 		

FILTRO DE ARENA

VISTA SUPERIOR



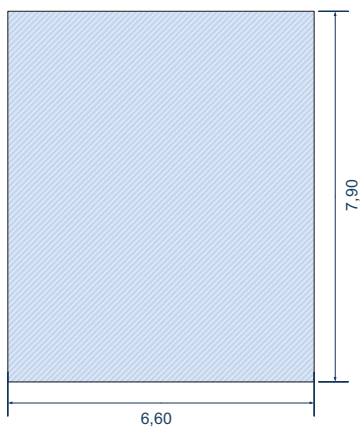
VISTA FRONTAL



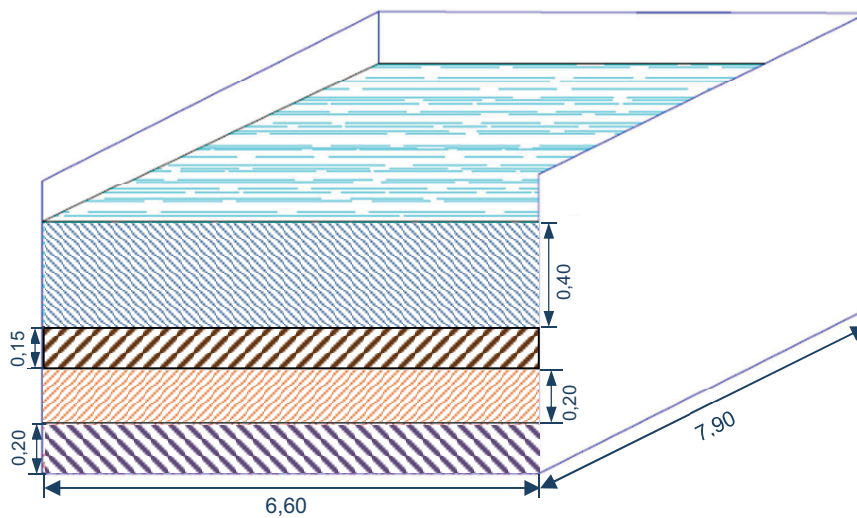
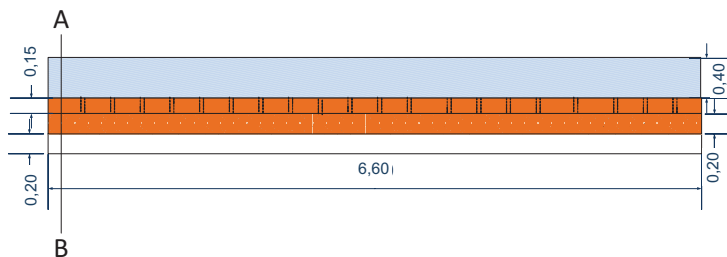
DIMENSIONAMIENTO DE UN PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO "EL INGA"	DIMENSIÓN: Metros		FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA		
	FECHA: ENERO/2013	DIRECTOR DE TESIS: Ing. Trajano Ramírez	TESISTA: Mayra Mendieta	DIBUJO: M.A.M.C.	
	CÓDIGO: T - FIL - 001	NOTAS: <ul style="list-style-type: none"> • Las medidas están en metros • Las medidas acotadas prevalecen en las escalas 			
CONTIENE: FILTRO DE ARENA	LÁMINA: 3 de 4				

LECHO DE SECADO DE LODOS

VISTA SUPERIOR



VISTA FRONTAL



Corte A - B

DIMENSIONAMIENTO DE UN PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS LIXIVIADAS DEL RELLENO SANITARIO "EL INGA"	DIMENSIÓN: Metros	FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA		
	FECHA: ENERO/2013	DIRECTOR DE TESIS: Ing. Trajano Ramírez	TESISTA: Mayra Mendieta	DIBUJO: M.A.M.C.
	CÓDIGO: T - SEC - 001	NOTAS:		
	LÁMINA: 4 de 4	<ul style="list-style-type: none"> • Las medidas están en metros • Las medidas acotadas prevalecen en las escalas 		
CONTIENE: LECHO DE SECADO DE LODOS				