

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**“DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DEL EFLUENTE
PROVENIENTE DEL TANQUE 220 DE LA EMPRESA
AGLOMERADOS COTOPAXI S.A., MEDIANTE LA COMBINACIÓN
DE PROCESOS DE SEDIMENTACIÓN, ELECTROCOAGULACIÓN
Y OZONIFICACIÓN PARA MEJORAR LA CALIDAD DEL AGUA”**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

CARLOS ANDRÉS NAVAS CÁRDENAS

carlsnc_11@hotmail.com

DIRECTORA: ING. FLORINELLA MUÑOZ (PhD.)

florinella.munoz@epn.edu.ec

Quito, Mayo 2014

© Escuela Politécnica Nacional (2014)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Carlos Andrés Navas Cárdenas, 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.

Carlos Andrés Navas Cárdenas
C.I. 050238900-0

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Carlos Andrés Navas Cárdenas, bajo mi supervisión.

Ing. Florinella Muñoz Bisesti, PhD.
DIRECTORA DE PROYECTO

AUSPICIO

La presente investigación contó con el auspicio financiero del proyecto PII-DCN-0052012: “Tratamiento de efluentes líquidos con alto contenido de material ligno-celulósico, mediante el uso de dos tipos de sistemas: 1. Sedimentación, ozonificación y tratamientos biológicos y 2. Sedimentación, electrocoagulación y ozonificación, para mejorar la calidad del agua”, que se ejecuta en el Departamento de Ciencias Nucleares.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios por darme la vida y por brindarme la sabiduría necesaria para culminar mi carrera profesional.

A mis padres, por apoyarme en toda mi vida, por inculcarme sus valores para ser una persona de bien y por el esfuerzo que han hecho para darme una profesión.

A la Dra. Florinella Muñoz y al Ing. Trajano Ramírez por haber compartido conmigo sus conocimientos y brindarme su tiempo y apoyo incondicional para la realización de este proyecto.

Al Departamento de Ciencias Nucleares, de manera muy especial a Pao, quien supo ser una amiga verdadera y una guía muy importante para el desarrollo de este trabajo.

A Aglomerados Cotopaxi S.A., por el suministro de los recursos necesarios para el desarrollo de la investigación.

A mis amigos, especialmente a mi hermano de tesis, Rodolfo, por su apoyo brindado durante mi vida estudiantil.

DEDICATORIA

Este trabajo primero quiero dedicárselo a Dios, por permitirme cumplir la meta de ser un profesional sin alejarme nunca de mis principios y valores.

A las personas que más amo, mis padres, por encaminarme y apoyarme en este duro camino con su infinito amor.

A las personas que ya no se encuentran con vida pero que de una u otra forma me marcaron, mis abuelitos que sin duda alguna están conmigo en todo momento como mis ángeles protectores, en especial a mi Mami Elenita, por guiarme desde mi niñez.

A mi tía Julieta, quien ha estado conmigo en los buenos y malos momentos y me ha ayudado a crecer como persona.

A mis amigos, que de una u otra forma han estado conmigo y me han demostrado su apoyo incondicional, de manera especial a Andy, Diego, Jessy, July, Majo, Marce, Marcelo (+), Oscar, Pauli, Pao, Rodolfo, Ronny y Zory.

Carlos

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xv
INTRODUCCIÓN	xvii
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1. Producción de aglomerados MDF	1
1.1.1. Especificaciones de los tableros MDF	1
1.1.2. Proceso de producción de tableros MDF	2
1.1.2.1. Preparación de la materia prima	3
1.1.2.2. Descortezado	4
1.1.2.3. Chipeado	5
1.1.2.4. Cribado	6
1.1.2.5. Lavado	7
1.1.2.6. Desfibrado	8
1.1.2.7. Encolado	9
1.1.2.8. Secado	10
1.1.2.9. Prensado	10
1.2. Generación de efluentes líquidos en la industria de la madera	12
1.2.1. Composición	12
1.2.1.1. Celulosa	12
1.2.1.2. Hemicelulosas	13
1.2.1.3. Lignina	14
1.2.2. Tratamiento de aguas residuales	15
1.3. Electrocoagulación de efluentes líquidos	16
1.3.1. Generalidades	16
1.3.2. Mecanismos y reacciones	18
1.3.3. Factores que afectan el proceso de electrocoagulación	20
1.3.4. Aspectos técnicos de la electrocoagulación	22
1.4. Ozonificación de efluentes líquidos	23
1.4.1. Generalidades	23
1.4.2. El ozono	24
1.4.2.1. Propiedades	24
1.4.2.2. Mecanismos de reacción	25
1.4.3. Componentes del sistema de ozonificación	27
1.4.3.1. Generación de ozono	28
1.4.3.2. Sistemas de contacto	31
1.4.3.3. Zona de destrucción de ozono residual	33

2.	PARTE EXPERIMENTAL	35
2.1.	Muestreo y caracterización del efluente proveniente de Aglomerados Cotopaxi S.A.	35
2.1.1.	Ubicación del sitio de muestreo	36
2.1.2.	Muestreo compuesto del efluente	36
2.1.3.	Caracterización fisicoquímica de las muestras	36
	2.1.3.1. Materiales, equipos y reactivos	37
2.1.4.	Pruebas preliminares de tratamiento	38
2.2.	Determinación de las condiciones de diseño del proceso de sedimentación del efluente industrial	38
2.2.1.	Materiales, equipos y reactivos	38
2.2.2.	Aplicación del proceso de sedimentación	39
2.2.3.	Análisis de muestras	40
2.3.	Determinación de las mejores condiciones de un proceso de electrocoagulación que permitan disminuir la carga contaminante de ST, SDT, SST, DQO, DBO ₅ , TOC y color	40
2.3.1.	Materiales, equipos y reactivos	40
2.3.2.	Aplicación del tratamiento de electrocoagulación	41
2.3.3.	Análisis de muestras	43
2.4.	Determinación de las mejores condiciones de un proceso de ozonificación que permitan disminuir la carga contaminante de ST, SDT, DQO, DBO ₅ , TOC y color del efluente proveniente del proceso de electrocoagulación inicial	44
2.4.1.	Materiales, equipos y reactivos	44
2.4.2.	Aplicación del tratamiento de ozonificación	45
2.4.3.	Análisis de muestras	46
2.5.	Determinación de la necesidad de la aplicación de un segundo proceso de electrocoagulación que permita disminuir la carga contaminante de ST, SDT, DQO, DBO ₅ , TOC y color del efluente proveniente del proceso de ozonificación	47
2.6.	Diseño de la planta de tratamiento de aguas propuesta	47
2.6.1.	Cálculo de los parámetros de diseño del proceso básico de sedimentación	48
2.6.2.	Cálculo de los parámetros de diseño del proceso básico de electrocoagulación	48
2.6.3.	Cálculo de los parámetros de diseño del proceso básico de ozonificación	48
	2.6.3.1. Tiempo de residencia necesario para dimensionar el reactor de ozonificación	49
	2.6.3.2. Dosis de ozono requerida para la selección de un generador de ozono	49
2.7.	Análisis económico del proceso de la alternativa de tratamiento	49

3.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	50
3.1.	Muestreo y caracterización del efluente proveniente de Aglomerados Cotopaxi S.A.	50
3.1.1.	Análisis de la operación de la planta de tratamiento de aguas de Aglomerados Cotopaxi S.A.	50
3.1.2.	Caracterización del efluente	52
3.2.	Pruebas preliminares de electrocoagulación	54
3.3.	Pruebas de sedimentación	56
3.4.	Pruebas de electrocoagulación	57
3.4.1.	Tiempo de residencia hidráulica	57
3.4.2.	Estudio de la influencia de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	59
3.4.3.	Caracterización del efluente tratado en el proceso de electrocoagulación	67
3.5.	Pruebas de ozonificación	68
3.5.1.	Estudio de la influencia del tiempo de residencia en el reactor de ozonificación	68
3.5.2.	Caracterización del efluente tratado en el proceso de ozonificación	77
3.6.	Evaluación de los procesos de sedimentación, electrocoagulación y ozonificación	77
3.7.	Diseño de la planta de tratamiento	78
3.7.1.	Diseño de un proceso básico de sedimentación	78
3.7.2.	Diseño de un proceso básico de electrocoagulación	80
3.7.2.1.	Volumen total del reactor (V_T)	83
3.7.2.2.	Volumen efectivo del reactor (V_{ef})	83
3.7.2.3.	Volumen ocupado por los electrodos de hierro y aluminio y las placas de división superiores e inferiores	83
3.7.2.4.	Volumen del reactor ocupado por el efluente a tratar (V_w)	84
3.7.2.5.	Dimensionamiento del reactor de electrocoagulación a escala industrial	84
3.7.2.6.	Dimensionamiento de los electrodos	85
3.7.2.7.	Dimensionamiento de las divisiones plásticas superiores	86
3.7.2.8.	Dimensionamiento de las divisiones plásticas inferiores	87
3.7.2.9.	Determinación del número de compartimentos y celdas electroquímicas en el reactor de electrocoagulación	88
3.7.2.10.	Cálculo de la intensidad de corriente inducida a las celdas de electrocoagulación	88
3.7.3.	Diseño de un proceso de ozonificación	89
3.7.3.1.	Consumo de ozono en el proceso de ozonificación	89
3.7.3.2.	Dosis de ozono requerida para el tratamiento	90
3.7.3.3.	Dimensionamiento de las columnas de ozonificación	90

3.8.	Evaluación económica preliminar	95
3.8.1.	Perfil económico del proceso de sedimentación	95
3.8.2.	Perfil económico del proceso de electrocoagulación	96
3.8.3.	Perfil económico del proceso de ozonificación	99
3.8.4.	Perfil económico del tratamiento global	101
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	102
4.1.	Conclusiones	102
4.2.	Recomendaciones	104
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	105
	ANEXOS	115

INDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Propiedades específicas de un tablero MDF	2
Tabla 1.2.	Poder oxidante de algunos compuestos químicos	25
Tabla 2.1.	Parámetros usados para el tratamiento de sedimentación del efluente proveniente de Aglomerados Cotopaxi S.A.	39
Tabla 2.2.	Condiciones experimentales para el tratamiento de electrocoagulación del efluente	43
Tabla 2.3.	Parámetros usados para el tratamiento de ozonificación del efluente	45
Tabla 3.1.	Caracterización fisicoquímica de los muestreos compuestos	53
Tabla 3.2.	Caracterización fisicoquímica del efluente tratado por sedimentación	57
Tabla 3.3.	Relación entre intensidad de corriente y densidad de corriente (j) suministrada al proceso de electrocoagulación	59
Tabla 3.4.	Condiciones de operación del proceso de electrocoagulación seleccionadas para el tratamiento previo a la ozonificación	67
Tabla 3.5.	Caracterización fisicoquímica del efluente tratado por electrocoagulación	68
Tabla 3.6.	Mejores condiciones de operación del proceso de ozonificación definidas después de la experimentación	76
Tabla 3.7.	Caracterización del efluente tratado por ozonificación	76
Tabla 3.8.	Remoción de materia contaminante en cada etapa de tratamiento	77
Tabla 3.9.	Análisis fisicoquímico del efluente durante las etapas de tratamiento	77
Tabla 3.10.	Dimensiones del reactor de electrocoagulación construido a escala de laboratorio	80
Tabla 3.11.	Formas y dimensiones de los electrodos y placas plásticas utilizadas en el reactor de electrocoagulación	82
Tabla 3.12.	Dimensiones del reactor de electrocoagulación a escala	

	industrial	85
Tabla 3.13.	Dimensiones de los electrodos metálicos del reactor de electrocoagulación a escala industrial	86
Tabla 3.14.	Dimensiones de las placas superiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación a escala industrial	87
Tabla 3.15.	Dimensiones de las placas inferiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación a escala industrial	88
Tabla 3.16.	Producción y consumo de ozono en el proceso de ozonificación	89
Tabla 3.17.	Dimensionamiento de las columnas de ozonificación	92
Tabla 3.18.	Características de los equipos utilizados en el proceso de sedimentación	95
Tabla 3.19.	Características de los equipos utilizados en el proceso de electrocoagulación	96
Tabla 3.20.	Costo de las placas de aluminio, hierro y PMMA para el reactor de electrocoagulación	97
Tabla 3.21.	Características de los equipos utilizados en el proceso de ozonificación	100
Tabla AIV.1.	Remoción de DQO con respecto a la variación de pH del efluente	127
Tabla AIV.2.	Remoción de DQO con respecto a la variación de intensidad de corriente eléctrica	127
Tabla AVI.1.	Comportamiento de ST, SS, SD, pH, color, DQO, oxígeno disuelto, turbidez y conductividad del efluente en los distintos ensayos de electrocoagulación	129
Tabla AVIII.1.	Comportamiento de ST, SS, SD, pH, color, DQO, oxígeno disuelto, turbidez y conductividad del efluente en los distintos ensayos de ozonificación	146
Tabla AIX.1.	Condiciones del tiempo de residencia del efluente en el reactor de ozonificación para el análisis estadístico	147
Tabla AXII.1	Volumen de titulante ocupado para la determinación de la producción de ozono en el proceso y el ozono en el gas de salida	167

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Proceso de producción de tableros MDF	3
Figura 1.2.	Descortezado de trozas de madera a) ingreso de la madera y b) salida de los rollizos	5
Figura 1.3.	Astilladora de cuchillas sobre disco rotativo horizontal	6
Figura 1.4.	Cribas de selección	7
Figura 1.5.	Lavado de astillas de madera	8
Figura 1.6.	Proceso de desfibrado de trozas de madera	9
Figura 1.7.	Formación del manto (A), pre-compresión del manto asistida por rodillos (B) y la formación del tablero MDF en una prensa hidráulica (C)	11
Figura 1.8.	Estructura química de la celulosa	13
Figura 1.9.	Estructura química de la hemicelulosa	14
Figura 1.10.	Monómeros básicos de la lignina	15
Figura 1.11.	Sistema de electrocoagulación con ánodo de aluminio y cátodo de hierro	17
Figura 1.12.	Diagrama esquemático del proceso de ozonificación	28
Figura 1.13.	Generación de ozono por descarga eléctrica	29
Figura 1.14.	Generación de ozono por producción electrolítica	30
Figura 1.15.	Configuración de contacto contracorriente de ozono-agua con difusores porosos de burbuja fina	32
Figura 1.16.	Sistema de inyección de ozono en línea	32
Figura 1.17.	Turbina mezcladora para contacto de ozono	33
Figura 2.1.	Vista Superior de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Aglomerados Cotopaxi S.A.	35
Figura 2.2.	Esquema del sistema de electrocoagulación empleado para el tratamiento del efluente previamente tratado por sedimentación	41

Figura 2.3.	Esquema del sistema de ozonificación empleado para el tratamiento del efluente	45
Figura 3.1.	Carta de control estadístico de la DQO del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A. entre los meses de julio y septiembre de 2012	51
Figura 3.2.	Carta de control estadístico de los sólidos totales del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A. entre los meses de julio y septiembre de 2012	51
Figura 3.3.	Carta de control estadístico de los sólidos disueltos en el efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A. entre los meses de julio y septiembre de 2012	52
Figura 3.4.	Remoción de DQO del efluente a tratar con respecto a la variación de pH, en las pruebas preliminares del proceso de electrocoagulación ($I = 18 \text{ A}$)	54
Figura 3.5.	Remoción de DQO con respecto a la variación de corriente, en las pruebas preliminares del proceso de electrocoagulación ($\text{pH} = 7,50$)	55
Figura 3.6.	Remoción de sólidos con respecto al tiempo de sedimentación del efluente	56
Figura 3.7.	Tiempo de residencia hidráulica dentro del reactor de electrocoagulación con respecto a la variación de flujo de efluente a tratar	58
Figura 3.8.	Remoción de sólidos totales con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	60
Figura 3.9.	Remoción de sólidos disueltos con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	60
Figura 3.10.	Remoción de sólidos suspendidos con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	61
Figura 3.11.	Remoción de DQO con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	62
Figura 3.12.	Remoción de TOC con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de	

	electrocoagulación	63
Figura 3.13.	Comportamiento del pH del efluente con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	64
Figura 3.14.	Comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto a la variación de densidad de corriente aplicada y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	65
Figura 3.15.	Remoción de color real con respecto a la variación de densidad de corriente aplicada al proceso de electrocoagulación con y sin poliamida	66
Figura 3.16.	Remoción de turbidez con respecto a la variación de densidad de corriente aplicada al proceso de electrocoagulación con y sin poliamida	66
Figura 3.17.	Remoción de sólidos totales del efluente con respecto al tiempo de ozonificación	69
Figura 3.18.	Remoción de sólidos disueltos del efluente con respecto al tiempo de ozonificación	70
Figura 3.19.	Comportamiento de los sólidos suspendidos del efluente con respecto al tiempo de ozonificación	71
Figura 3.20.	Comportamiento de la turbidez del efluente con respecto al tiempo de ozonificación	71
Figura 3.21.	Comportamiento del color real del efluente con respecto a la variación del tiempo de ozonificación	72
Figura 3.22.	Comportamiento del pH del efluente con respecto a la variación del tiempo de ozonificación	73
Figura 3.23.	Remoción de DQO del efluente con respecto al tiempo de ozonificación	74
Figura 3.24.	Remoción de TOC del efluente con respecto al tiempo de ozonificación	74
Figura 3.25.	Comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto al tiempo de ozonificación	75
Figura 3.26.	Dimensiones del tanque de sedimentación	79
Figura 3.27.	Vista lateral del reactor de electrocoagulación	81

Figura 3.28.	Vista superior del reactor de electrocoagulación	81
Figura 3.29.	Geometría de los electrodos utilizados en el reactor de electrocoagulación	85
Figura 3.30.	Geometría de las placas superiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación	86
Figura 3.31.	Geometría de las placas inferiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación	87
Figura 3.32.	Proceso de ozonificación para el tratamiento del efluente	93
Figura 3.33.	Distribución de los equipos diseñados para para el tratamiento del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A.	94
Figura AV.1.	Comportamiento del pH del efluente con respecto a la adición de $\text{Ca}(\text{OH})_2$	128
Figura AVII.1.	Comportamiento de sólidos totales con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	130
Figura AVII.2.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente para la remoción de sólidos totales en el proceso de electrocoagulación	131
Figura AVII.3.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida para la remoción de sólidos totales en el proceso de electrocoagulación	131
Figura AVII.4.	Comportamiento de sólidos disueltos con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	132
Figura AVII.5.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente para la remoción de sólidos disueltos en el proceso de electrocoagulación	132
Figura AVII.6.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida para la remoción de sólidos disueltos en el proceso de electrocoagulación	133
Figura AVII.7.	Comportamiento de sólidos suspendidos con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	133
Figura AVII.8.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente para	

	la remoción de sólidos suspendidos en el proceso de electrocoagulación	134
Figura AVII.9.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida para la remoción de sólidos suspendidos en el proceso de electrocoagulación	134
Figura AVII.10.	Comportamiento del pH del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	135
Figura AVII.11.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento del pH del efluente en el proceso de electrocoagulación	135
Figura AVII.12.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento del pH del efluente en el proceso de electrocoagulación	136
Figura AVII.13.	Comportamiento del color del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	136
Figura AVII.14.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento del color del efluente en el proceso de electrocoagulación	137
Figura AVII.15.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento del color del efluente en el proceso de electrocoagulación	137
Figura AVII.16.	Comportamiento de la DQO del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	138
Figura AVII.17.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento de la DQO del efluente en el proceso de electrocoagulación	138
Figura AVII.18.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento de la DQO del efluente en el proceso de electrocoagulación	139
Figura AVII.19.	Comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	139
Figura AVII.20.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente en el	

	proceso de electrocoagulación	140
Figura AVII.21.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente en el proceso de electrocoagulación	140
Figura AVII.22.	Comportamiento de la turbidez del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	141
Figura AVII.23.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento de la turbidez del efluente en el proceso de electrocoagulación	141
Figura AVII.24.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento de la turbidez del efluente en el proceso de electrocoagulación	142
Figura AVII.25.	Comportamiento de la conductividad del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	142
Figura AVII.26.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento de la conductividad del efluente en el proceso de electrocoagulación	143
Figura AVII.27.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento de la conductividad del efluente en el proceso de electrocoagulación	143
Figura AVII.28.	Comportamiento del TOC en el efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación	144
Figura AVII.29.	Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento del TOC en el efluente en el proceso de electrocoagulación	144
Figura AVII.30.	Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento del TOC en el efluente en el proceso de electrocoagulación	145
Figura AIX.1.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de los sólidos totales del efluente	148
Figura AIX.2.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de los sólidos disueltos del efluente	148
Figura AIX.3.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el	

	comportamiento de los sólidos suspendidos del efluente	149
Figura AIX.4.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de la DQO del efluente	149
Figura AIX.5.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento del pH del efluente	150
Figura AIX.6.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento del color del efluente	150
Figura AIX.7.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de la turbidez del efluente	151
Figura AIX.8.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de la conductividad del efluente	151
Figura AIX.9.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento del TOC del efluente	152
Figura AIX.10.	Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente	152
Figura AX.1.	Forma del tanque de sedimentación tipo flujo ascensional	154
Figura AX.2.	Dimensiones del sedimentador de tipo flujo ascensional	155

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Métodos estándar adaptados al Laboratorio de Aguas y Microbiología del Acelerador de Electrones del DCN	116
ANEXO II Procedimiento de operación de un Generador de Ozono BTM 802M	123
ANEXO III Determinación de Producción y Consumo de Ozono	125
ANEXO IV Datos obtenidos en las pruebas preliminares de electrocoagulación	127
ANEXO V Curva de pH del efluente para el proceso de sedimentación	128
ANEXO VI Repeticiones realizadas para los ensayos de electrocoagulación	129
ANEXO VII Análisis estadístico de las condiciones del proceso de electrocoagulación	130
ANEXO VIII Repeticiones realizadas para los ensayos de ozonificación	146
ANEXO IX Análisis estadístico de las condiciones del proceso de ozonificación	147
ANEXO X Cálculo para el dimensionamiento del reactor de sedimentación a escala industrial	153
ANEXO XI Cálculo para el dimensionamiento del reactor de electrocoagulación a escala industrial	157
ANEXO XII Cálculo de consumo y dosis de ozono requerida para el proceso de ozonificación	167
ANEXO XIII Dimensionamiento de las columnas de ozonificación	170

RESUMEN

En el presente trabajo se estudió la combinación de procesos de sedimentación, electrocoagulación y ozonificación del efluente proveniente del tanque 220 de la planta de tratamiento de aguas de la empresa Aglomerados Cotopaxi S.A.

En el proceso de sedimentación, se analizó el decremento de la cantidad de sólidos suspendidos, con respecto a la variación del tiempo de residencia del efluente. La mayor remoción de sólidos suspendidos que se logró fue de 82.4 % y fue alcanzada con un tiempo de residencia de 1 h.

En el proceso de electrocoagulación, se estudiaron los efectos de modificar la densidad de corriente y de adicionar una solución de poliamida con una concentración de 100 mg/L. Las condiciones del tratamiento que generaron los mejores resultados fueron: 10 celdas electrolíticas con ánodos de aluminio y cátodos de hierro en un reactor de polimetilmetracrilato de 10 L, un flujo de alimentación de efluente de 200 mL/min, un pH inicial de 7,5, una densidad de corriente de 214,3 A/m² y una alimentación a de 20 mL/min de una solución de 100 mg/L de poliamida. Con estas condiciones se alcanzaron valores de 66,3 % y 99,7 % de reducción de la demanda química de oxígeno (DQO) y del color del efluente, respectivamente.

En el proceso de ozonificación, se estudió la influencia del tiempo de tratamiento del efluente con respecto a la remoción de carga contaminante para un valor de pH inicial de 7,40. Se determinó que a un tiempo de 20 min de ozonificación con una dosis de 2,5 g O₃/h, se alcanzaron los valores más altos de remoción de DQO y color, que fueron del 35,4 % y del 10,5 %, respectivamente.

La combinación de los procesos de sedimentación, electrocoagulación y ozonificación permitió alcanzar porcentajes de remoción del 91,0 % de la DQO, 99,6 % del color y 99,9 % de la turbidez del efluente y un incremento en la biodegradabilidad de 78,1 %.

Sobre la base de estos resultados, se diseñó un sistema de tratamiento del efluente que consta principalmente de un tanque sedimentador, un reactor de electrocoagulación, una fuente de corriente continua, un generador de ozono y tres columnas de ozonificación equipadas con un difusor de burbuja fina. El costo total de instalación del sistema de tratamiento propuesto sería de 255 757 USD, con un costo de operación de 2,88 USD/m³ de efluente tratado.

INTRODUCCIÓN

Los efluentes residuales de la industria de la madera y sus derivados constituyen aguas de difícil tratamiento, por la presencia de compuestos lignocelulósicos poco biodegradables, sólidos suspendidos y materiales solubles de carácter orgánico no iónico, como los taninos (Kreetachat, Damrongsri y Vaithanomsat, 2006, p. 251; Ko, Hsieh, Chang, Chern, Chiang y Tzeng, 2005, p. 875). Estos compuestos tienen estructuras complejas que impiden que los tratamientos tradicionales tengan un rendimiento favorable en el proceso de purificación de agua. El tratamiento de estos efluentes con dichos procesos determina que, normalmente, no se cumpla la normativa nacional (TULSMA, 2005, pp. 26-28) ni sea posible la reutilización del agua en algún proceso productivo de la empresa.

Entre los tratamientos no convencionales más eficientes para el tratamiento de aguas con compuestos no biodegradables y refractarios a los tratamientos tradicionales se encuentran la electrocoagulación y la ozonificación (Hernández-Ortega, Ponziac, Barrera-Díaz, Rodrigo, Roa-Morales y Bilyeu, 2010, p. 144; Asaithambi, Susree, Saravanathamizhan y Matheswaran, 2012, pp. 1-2).

La electrocoagulación es un proceso que utiliza reacciones electroquímicas para generar agentes de coagulación en el sistema, los cuales permiten la eliminación rápida y eficiente de ciertos contaminantes. Los coagulantes son generados “in situ” por la oxidación del ánodo y la formación de flóculos de hidróxidos metálicos que disminuyen o neutralizan las cargas en la suspensión coloidal resultante (Pajootan, Arami y Mahmoodi, 2012, p. 283).

El ozono es un compuesto que puede reaccionar en forma molecular o por medio de la generación de radicales hidroxilo, y oxidar contaminantes de difícil tratamiento, en los cuales provoca un rompimiento de cadenas. Esto permite obtener sustancias de menor tamaño molecular y más biodegradables. A su vez, el ozono reacciona selectivamente con los compuestos cromóforos y produce decoloración de los efluentes (Von Sonntag, 2006, p. 38; Walker, Tsouris, DePaoli y Klasson, 2001, p. 78).

El presente proyecto plantea la utilización de la electrocoagulación y la ozonificación como tratamientos para disminuir la carga contaminante de aguas residuales provenientes de una industria que produce tableros MDF. Es la primera vez que se investiga la combinación de estas tecnologías en este tipo de aguas en Ecuador, y el análisis de los resultados podría permitir estudios de diseño en plantas de tratamiento de este tipo de efluentes para las industrias con la misma problemática ambiental en este país.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 PRODUCCIÓN DE AGLOMERADOS MDF

Los aglomerados o tableros de fibra de densidad media (MDF) se fabrican con fibras de madera, principalmente de pino radiata (*Pinus radiata*) y eucalipto (*Eucalyptus globulus-globulus* o *Eucalyptus grandis*), que son compactadas en un proceso seco de alta presión y temperatura, con la adición de un adherente sintético de resinas. Estos tableros poseen un color crema claro y una densidad de 550 kg/m³. La composición típica suele corresponder a un 80 % de fibras de madera, 10 % de resinas sintéticas, 7 % de agua y hasta un 1 % de parafinas (AITIM, 2011, p. 1). Los tableros MDF presentan una estructura uniforme y homogénea y una textura fina que permite que sus caras y cantos tengan un acabado perfecto; se usan principalmente en mueblería, como una base excelente para chapas de madera, y en la fabricación de molduras prepintadas. Al igual que el resto de los tableros de fibras, tuvieron su origen en Estados Unidos y Escandinavia, en la década de 1930 (Jackson y Day, 1993, p. 35). En el mercado existen tableros de diferente grosor, comprendido entre 6 y 32 mm, y de varios tamaños, donde las dimensiones más comunes del producto final son 1 200 x 2 400 mm (AITIM, 2011, p. 1).

La materia prima de los tableros MDF es la madera, que es un material orgánico compuesto principalmente de fibras de celulosa y de hemicelulosa, que se unen con un polímero natural denominado lignina, el cual está presente en las paredes celulares de las plantas. La madera se obtiene a partir de árboles sembrados en plantaciones forestales (García, 2002, p. 160).

1.1.1 ESPECIFICACIONES DE LOS TABLEROS MDF

En la Tabla 1.1, se pueden observar las propiedades que un tablero MDF de 18 mm de espesor, que corresponde al tamaño más comercial, debe cumplir:

Tabla 1.1. Propiedades específicas de un tablero MDF

Propiedades específicas	Norma	Unidad	Estándar 18/mm
Densidad	EN 323	kg/m ³	730
Resistencia interna	EN 319	N/mm ²	0,70
Módulo de elasticidad	EN 310	N/mm ²	3 500
Resistencia a la flexión	EN 310	N/mm ²	35
Formaldehído extraíble Clase A	EN 120	mg/100 g	≤ 9
Resistencia al arranque de tornillos. Caras	EN 320	N	1 050
Resistencia al arranque de tornillos. Cantos	EN 320	N	850
Grado de hinchamiento	EN 317	%	Máx. 9
Absorción de Superficie	EN 382-1	mm	< 150

(AITIM, 2011, p. 95)

Uno de los principales parámetros de los tableros MDF es la resistencia a la flexión, la misma que debe encontrarse en un valor de 35 N/mm². Esta resistencia se debe a que las fibras son flexibles, no tienen rigidez y poseen una alta capacidad de enlace entre las mismas (AITIM, 2011, pp. 95-96).

Otro parámetro importante de un tablero MDF es la uniformidad en la densidad, la cual está relacionada con la resistencia interna y la resistencia a la flexión. Mientras mayor es la densidad, el tablero tendrá una mayor resistencia y viceversa (García, 2002, p. 160).

Los parámetros de los tableros MDF descritos en la Tabla 1.1, se han fijado para la aplicación de los mismos en el área de la construcción y la carpintería, como es el caso de la fabricación de mobiliarios de hogar y de oficina (AITIM, 2011, p. 1).

1.1.2 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE TABLEROS MDF

La elaboración de tableros MDF se basa en la generación de fibras a través de procesos termomecánicos en vía seca, que incluyen varias etapas, como: la preparación de la materia prima, el descortezado, el chipeado, el cribado, el lavado, el desfibrado, el encolado, el secado y la compresión a alta temperatura

(Thoemen, Irle y Sernek, 2010, p. 62). En la Figura 1.1 se presenta el diagrama del proceso de producción de tableros MDF.

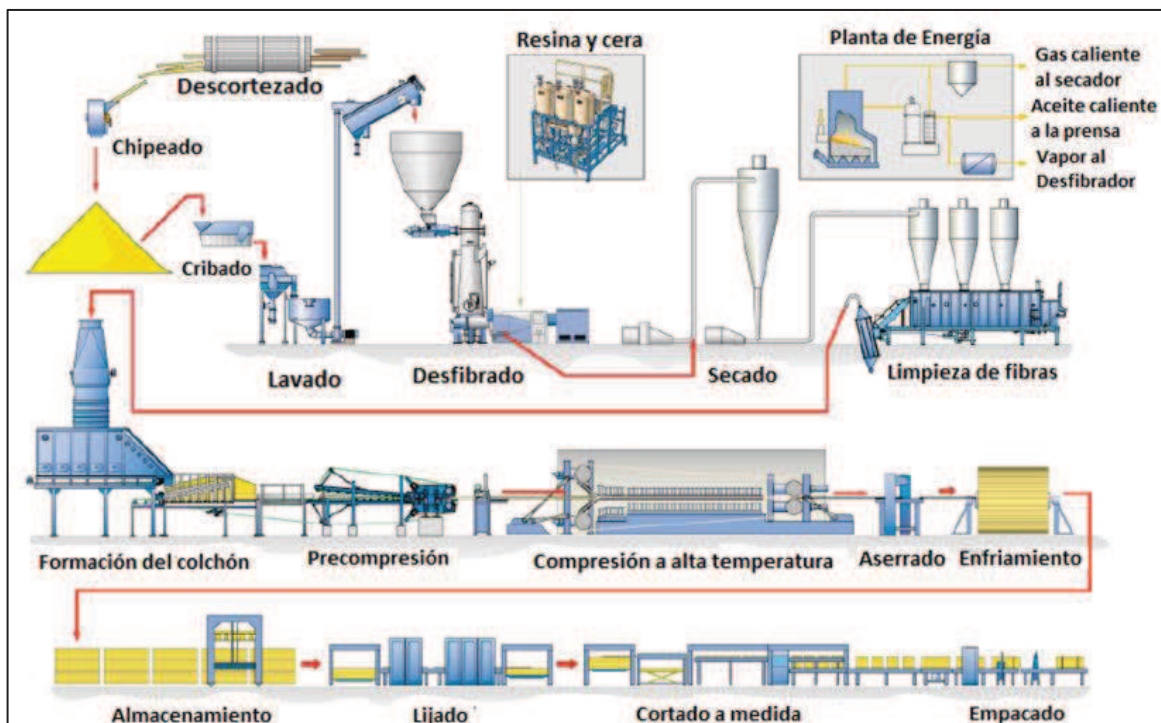


Figura 1.1. Proceso de producción de tableros MDF
(Thoemen et al., 2010, p. 63)

1.1.2.1 Preparación de la materia prima

La materia prima utilizada por la industria productora de tableros MDF puede provenir de una gran variedad de especies y puede tener un variado rango de dimensiones. Generalmente, se utilizan el pino y el eucalipto, debido a que son materiales bastante fibrosos y de baja resistencia para el desfibrado; además, tienen una alta durabilidad y poseen una humedad en base seca que se encuentra entre 70 y 150 % (Sánchez y Sepiarsky, 2005, p. 13). La densidad de la madera ocupada debe ser inferior a $0,600 \text{ g/cm}^3$, debido a que maderas excesivamente densas dificultan los procesos de transformación posteriores, lo que puede significar un incremento en los costos de producción (McCallum, 1999, p. 1).

Como parte de la materia prima se pueden incluir desechos de otros tipos de madera provenientes de distintos procesos. La utilización de este material no debe ser superior al 30 % del total de la materia prima, con el fin de no afectar la calidad del tablero MDF producido (García, 2002, pp. 162-163).

1.1.2.2 Descortezado

El descortezado es el paso previo al astillado y consiste en separar la corteza de la madera (células muertas que cubren al árbol), mediante operaciones manuales o con el uso de elementos mecánicos; al mismo tiempo se eliminan ramas, piedras y otras impurezas (Barrera y Cuervo, 2010, pp. 14-15). Este proceso sirve para facilitar el aserrado, acelerar el secado de la madera verde, disminuir el desgaste de la maquinaria mecánica e impedir que existan problemas de calidad en el producto final, como fallas en la apariencia y en la estructura mecánica del tablero, lo que implicaría altos costos en la producción debidos a la necesidad de utilizar una mayor cantidad de resina (Davies, Demers, Kauppinen y Teschk, 2011, p. 4).

Existen dos tipos de descortezado: manual y mecanizado (Barrera y Cuervo, 2010, p. 13). El descortezado manual se realiza en producciones pequeñas y cuando el costo de la mano de obra es bajo, mientras que el descortezado mecanizado se efectúa cuando se tienen grandes volúmenes de producción. Se utilizan tambores rotatorios que pueden tener una longitud de 6 a 60 m y un diámetro de 3,00 a 4,50 m; donde la troza ingresa y pasa por una serie de cuchillas que retiran la corteza del tronco. El producto que se obtiene es un cilindro prácticamente liso denominado rollizo, el cual es lijado como paso final de este proceso, como se muestra en la Figura 1.2 (Thoemen et al., 2010, p. 11).

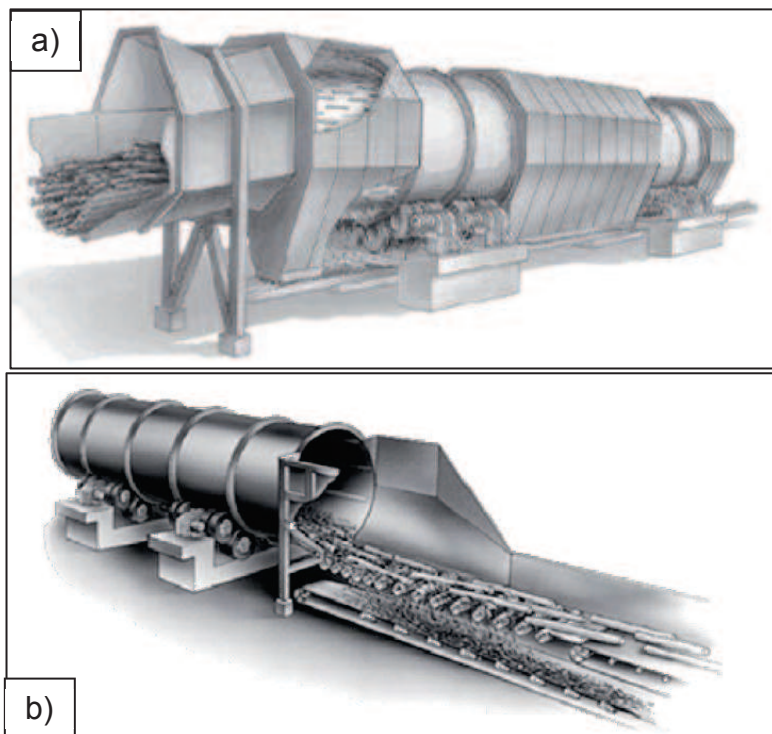


Figura 1.2. Descortezado de trozas de madera a) ingreso de la madera y b) salida de los rollizos
(Thoemen, et. al, 2010, p. 12)

1.1.2.3 Chipeado

El chipeado es el proceso donde se reduce el tamaño de partícula de las trozas provenientes del descortezado, hasta alcanzar una morfología y granulometría apta para ser secada y constituir el tablero MDF. Esta operación es realizada en diferentes equipos como las astilladoras de cuchillas sobre disco rotativo horizontal o vertical, de cuchillas de tambor, de molino con anillo de cuchillas, de molino de martillos, de molino de dientes, entre otros (Sánchez y Sepliarsky, 2005, p. 15).

En la Figura 1.3 se muestra una astilladora de cuchillas sobre disco rotativo horizontal.



Figura 1.3. Astilladora de cuchillas sobre disco rotativo horizontal
(Durán y Kremerman, 2007, p. 20)

Los “chips” o astillas de madera poseen una longitud que puede variar de 5 a 50 mm, un ancho con un rango entre 2 y 5 mm, y un espesor de 5 mm, aproximadamente. El equipo más utilizado para su obtención es la astilladora de cuchillas de tambor, debido al poco desgaste de las mismas y a la facilidad de mantenimiento de la maquinaria (Thoemen et al., 2010, p. 14).

1.1.2.4 Cribado

El proceso de cribado consiste en la clasificación de partículas de acuerdo con su granulometría, por medio de equipos separadores tales como cribas de selección o harneros vibratorios. Estos equipos constan de un sistema de tres tamices de diferentes tamaños de malla, que dividen al material en distintas fracciones: partículas finas y polvo (menor a 2 mm), astillas de tamaño adecuado (en un rango de 2 a 50 mm) y material sobredimensionado (mayor a 50 mm) (Thoemen et al., 2010, p. 62).

En la Figura 1.4 se presenta un equipo utilizado para el proceso de cribado.



Figura 1.4. Cribas de selección
(Durán y Kremerman, 2007, p. 20)

Los “chips” de madera son conducidos hacia la línea de cribado mediante bandas transportadoras, donde se encuentra una cinta magnética que realiza un barrido de impurezas metálicas. Cada fracción del material clasificado es llevada a un silo de almacenamiento distinto para su posterior transporte hacia su proceso respectivo; así, las partículas más gruesas son enviadas nuevamente hacia el chipeado y cribado mediante transportadores neumáticos, las partículas finas son almacenadas para ser enviadas, posteriormente, a la producción de aglomerados y el polvo es trasladado a un silo de almacenamiento para ser usado como combustible en los calderos presentes en la misma planta, con el fin de generar vapor (AITIM, 2011, pp. 3-4). El material de tamaño adecuado se recolecta para ser transportado, mediante tornillos sin fin, hacia un lavador que asegura que no existan impurezas que puedan ocasionar problemas en los procesos posteriores de producción de tableros MDF y en los equipos (Thoemen et al., 2010, p. 62).

1.1.2.5 Lavado

El objetivo del proceso de lavado es eliminar todas las impurezas arrastradas por las astillas, tales como arena, metales y piedras. La separación del material antes mencionado se produce mediante un lavado con agua, una precipitación de sólidos y el uso de trampas magnéticas. El agua ocupada en el proceso es almacenada en un tanque y es reutilizada luego de una depuración dentro de un circuito cerrado (Krzysik, Muehl, Youngquist y Franca, 2001, pp. 47-48).

Una mayor remoción de contaminantes implica un mayor rendimiento en los posteriores procesos de producción de tableros MDF, como en el ablandamiento de las astillas y en el posterior desfibrado (Suchsland y Woodson, 1991, p. 80).

En la Figura 1.5 se presenta un esquema del proceso de lavado de las astillas.

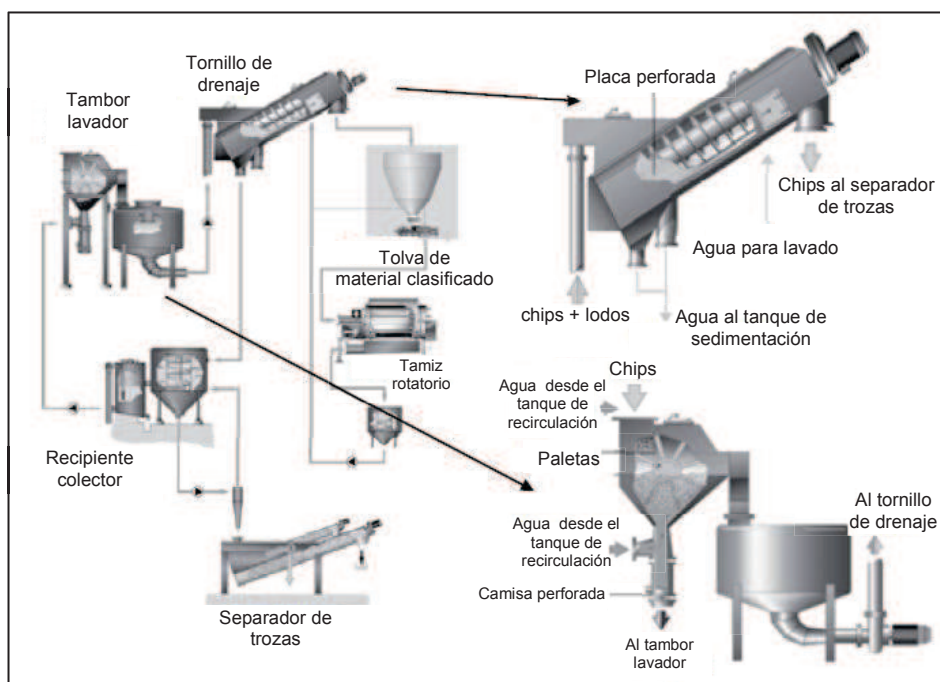


Figura 1.5. Lavado de las astillas de madera
(Thoemen et al., 2010, p. 65)

1.1.2.6 Desfibrado

Es un proceso de refinación de la madera, donde se obtiene material desfibrado mediante la utilización de discos rotativos. Inicia con un proceso de ablandamiento de las trozas, mediante el contacto de las mismas con vapor saturado en un silo vaporizador (steaming bin) a temperaturas que oscilan entre 80 y 95 °C. Posteriormente, el material es llevado a un tanque digestor (pre-heater) a través de un tornillo estrujador, que comprime las trozas pre-tratadas y permite la eliminación de las resinas y gomas propias de la madera. En el digestor, el material es calentado mediante vapor hasta alcanzar un rango de temperatura entre 170 y 190 °C, a la vez que se genera la presurización del

desfibrador, con presiones de 0,7 a 1,0 MPa. Las condiciones antes mencionadas permiten un ablandamiento de la lignina presente en la madera, con el fin de evitar problemas en los procesos posteriores (Sánchez y Sepliarsky, 2005, p. 13; Thoemen et al., 2010, pp. 66-67). Finalmente, los “chips” son alimentados al desfibrador mediante un tornillo de cinta, para ser desintegrados finamente hasta convertirse en fibras de madera. El desfibrador posee dos discos rotativos; uno estático y el otro móvil y, de acuerdo con el tamaño de fibra que se desee obtener, se aplica una determinada presión que regula la separación entre los discos (Halvarsson, Edlund y Norgren, 2010, pp. 1215-1216).

En la Figura 1.6 se muestra un esquema del proceso de desfibrado.

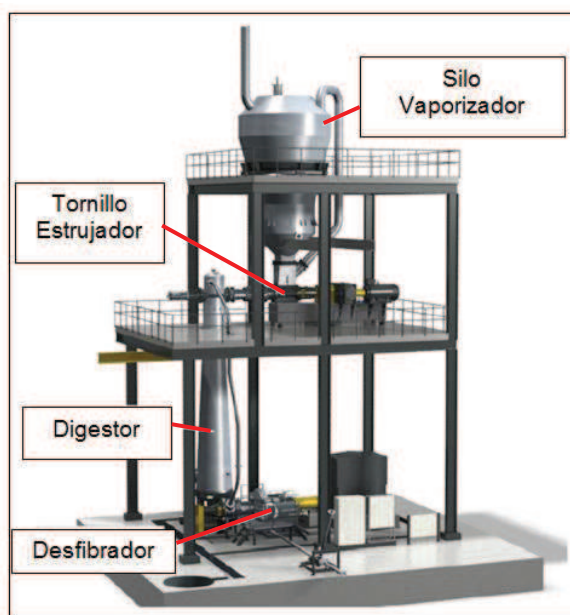


Figura 1.6. Proceso de desfibrado de trozas de madera
(METSU, 2013, p. 5)

1.1.2.7 Encolado

En el proceso de encolado, se inyectan la resina y otros aditivos por la parte interna del tornillo de cintas, mencionado en la sección 1.1.2.6. La expansión del vapor ocupado en la presurización previa al desfibrado favorece la dosificación del material encolante sobre los “chips” de madera. El compuesto químico más

utilizado para este proceso es la resina úrea-formaldehído. También se emplean otros aditivos como emulsiones parafínicas, catalizadores y colorantes, que reaccionan al calor y presión aplicados en el proceso de prensado posterior (Suchsland y Woodson, 1991, pp. 88, 151).

1.1.2.8 Secado

El secado tiene como función evaporar el agua presente en la fibra hasta alcanzar valores adecuados de humedad, en el rango de 8 a 11 %, para la posterior formación del manto o colchón. Al inicio de este proceso se emplea un tambor de secado rotatorio tipo “flash”, que elimina una parte del agua de las fibras mediante el acondicionamiento a una temperatura adecuada para el secado (100 - 120 °C), generada por el intercambio de calor con vapor o aceite térmico proveniente de la planta de energía (Suchsland y Woodson, 1991, p. 152; Thoemen et al., 2010, pp. 69-70). Luego, las fibras son transportadas en una corriente de aire seco hacia un sistema de ciclones, donde se separa el material sólido de los gases calientes y el vapor de agua (EPA, 2002, p. 1).

1.1.2.9 Prensado

El sistema de prensado consta de tres procesos: la formación de un manto o colchón, una pre-compresión y una compresión a alta temperatura (Thoemen et al., 2010, pp. 72-73).

La formación del manto o colchón se realiza mediante el esparcimiento homogéneo de las fibras encoladas en las bandas formadoras. Un parámetro a controlar en este proceso es la velocidad de las bandas formadoras, puesto que determina el espesor del tablero que se va a producir (Feijoo, Rivela y Moreira, 2007, p. 144).

Posteriormente, el manto formado ingresa a una pre-prensa continua donde se compacta, se elimina el aire y se incrementa su densidad. Este proceso permite una reducción del tiempo de compresión (EPA, 2002, p. 3).

Finalmente, el colchón compactado ingresa a una prensa hidráulica, en donde por acción de la presión (0,5 – 5,0 MPa) y de la temperatura (180 – 210 °C) es transformado en un tablero MDF. La presión, el tiempo y la temperatura del proceso se definen con el fin de controlar el proceso de fraguado de la resina, el espesor y la densidad del tablero producido (Thoemen et al., 2010, p. 73), y para dar el terminado adecuado al tablero. En la Figura 1.7 se indica el proceso de formación del manto, la precompresión asistida por rodillos y la compresión del tablero a las condiciones anteriormente descritas, mediante una prensa hidráulica.

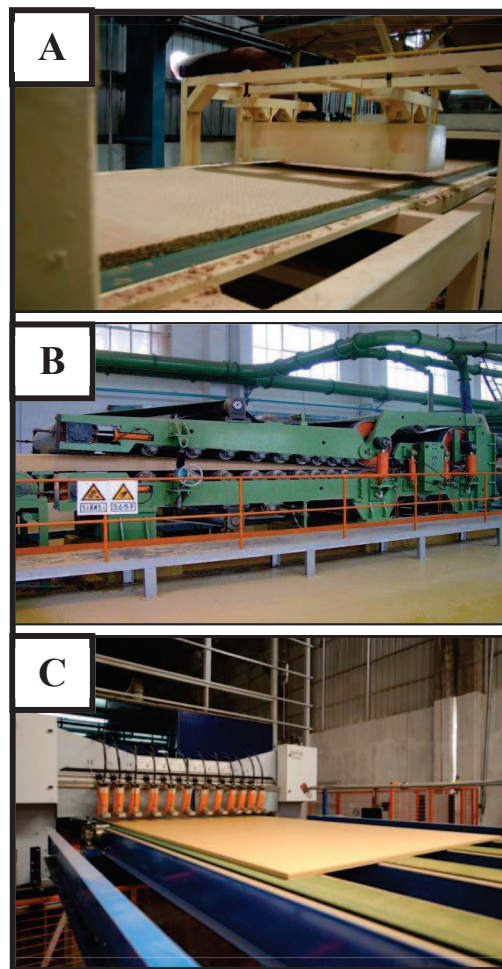


Figura 1.7. Formación del manto (A), pre-compresión del manto asistida por rodillos (B) y la formación del tablero MDF en una prensa hidráulica (C)
(METSO, 2013, p. 8)

1.2 GENERACIÓN DE EFLUENTES LÍQUIDOS EN LA INDUSTRIA DE LA MADERA

La industria de tableros de fibras y productos de madera particulada genera una gran cantidad de carga contaminante en sus efluentes, y tiene debido a que los procesos para la elaboración de tableros MDF requieren un gran consumo de agua, que debe ser tratada. Los principales procesos que utilizan agua son el lavado, la vaporización, el ablandamiento de las astillas y el desfibrado de las mismas (Corporación Financiera Internacional, 2007, p. 5).

1.2.1 COMPOSICIÓN

El efluente proveniente de la industria de la madera es similar al generado por empresas productoras de pulpa y papel, y contiene compuestos químicos de carácter orgánico que poseen estructuras complejas no biodegradables, entre los que se encuentran principalmente la lignina, la celulosa y la hemicelulosa. Además, esta agua residual posee una cantidad elevada de materia orgánica que incluye taninos, resinas, polifenoles, grasas, etc., que dificultan el tratamiento del efluente, el mismo que posee valores altos de algunos parámetros físico-químicos como la demanda química de oxígeno (DQO) y la demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5), sin embargo la relación que existe entre estos parámetros determina una baja biodegradabilidad del efluente (Singhal y Thakur, 2009, p. 21; Gonzáles y Bueno, 2008, pp. 2-3).

1.2.1.1 Celulosa

La celulosa es el homopolímero lineal más abundante en el planeta; está formada por unidades monoméricas de β -glucopiranosas unidas mediante enlaces glucosídicos de tipo 1-4. Las cadenas de celulosa forman puentes de hidrógeno unas con otras, lo que permite la generación de agregados en forma de

microfibrillas que, a su vez, conforman las fibras de la madera (Morán, 2008, pp. 1-2). En la Figura 1.8, se puede observar la estructura química de la celulosa.

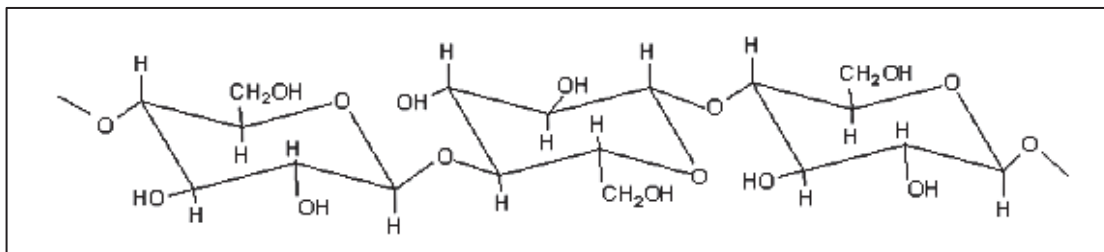


Figura 1.8. Estructura química de la celulosa
(Carrasco, 2009, p. 10)

Las microfibrillas de celulosa están formadas por estructuras amorfas y cristalinas de celulosa. Las cadenas en la zona amorfa son susceptibles a la hidrólisis por acción de las celulasas, que son enzimas que se encargan de la descomposición de la celulosa en monómeros de glucosa. Las regiones cristalinas poseen excelentes propiedades mecánicas, por tanto son las encargadas de dar una estructura y proporcionar resistencia mecánica a las microfibrillas (Carrasco, 2009, p. 2). Globalmente, las fibrillas de celulosa son insolubles en agua y resistentes a la hidrólisis, gracias a las regiones cristalinas que las vuelven impermeables (Freire, Silvestre, Neto, Gandini, Fardim y Holmbom, 2006, pp. 205-206).

1.2.1.2 Hemicelulosas

Las hemicelulosas son polímeros heterogéneos formados por monosacáridos y ácidos urónicos con un grado de polimerización menor al de la celulosa, que va entre 100 y 200 unidades. La pared celular de las plantas está compuesta por el 30 – 35 % en peso de este heteropolímero. Las hemicelulosas son de naturaleza amorfa y, junto con la lignina, forman la matriz en la cual se incrustan las fibrillas de celulosa (Fang, Sun, Tomkinson y Fowler, 2000, p. 380; Freire et al., 2006, p. 206).

La función principal de las hemicelulosas es dar rigidez a la pared celular de la planta, puesto que aglutinan las fibras cristalinas de celulosa, regulan la humedad y dan flexibilidad a la fibra. Los polímeros ramificados que conforman la hemicelulosa incrementan la solubilidad en el agua y la elasticidad de la pared celular. La Figura 1.9 muestra la estructura molecular de la hemicelulosa (Carrasco, 2009, p. 2; Morán, 2008, p. 2).

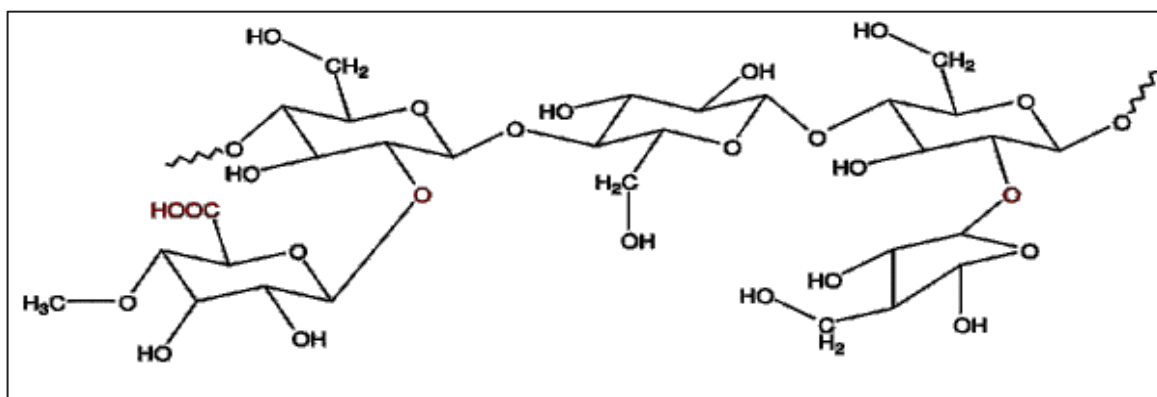


Figura 1.9. Estructura química de la hemicelulosa
(Morán, 2002, p. 2)

1.2.1.3 Lignina

La lignina es un biopolímero orgánico presente en las paredes celulares de los vegetales que constituye cerca del 30 % de todos sus componentes. Su estructura está dada por grupos funcionales como compuestos fenólicos aromáticos con grupos alcoxicos y grupos alifáticos hidroxilicos primarios o secundarios. Se distinguen monómeros fenilpropánicos unidos por diferentes enlaces en una estructura ramificada, irregular y amorfa de difícil degradación (Delgado, Ysambertt, Chávez, Bravo, Márquez y Bullon, 2012, p. 20). La lignina está compuesta principalmente por tres tipos de monómeros: alcohol p-cumarílico, alcohol coniferílico y alcohol sinapílico (Mansilla, Lizama, Gutarra y Rodríguez, 2004, p. 1).

Las estructuras de los monómeros que forman la molécula de lignina se muestran en la Figura 1.10.

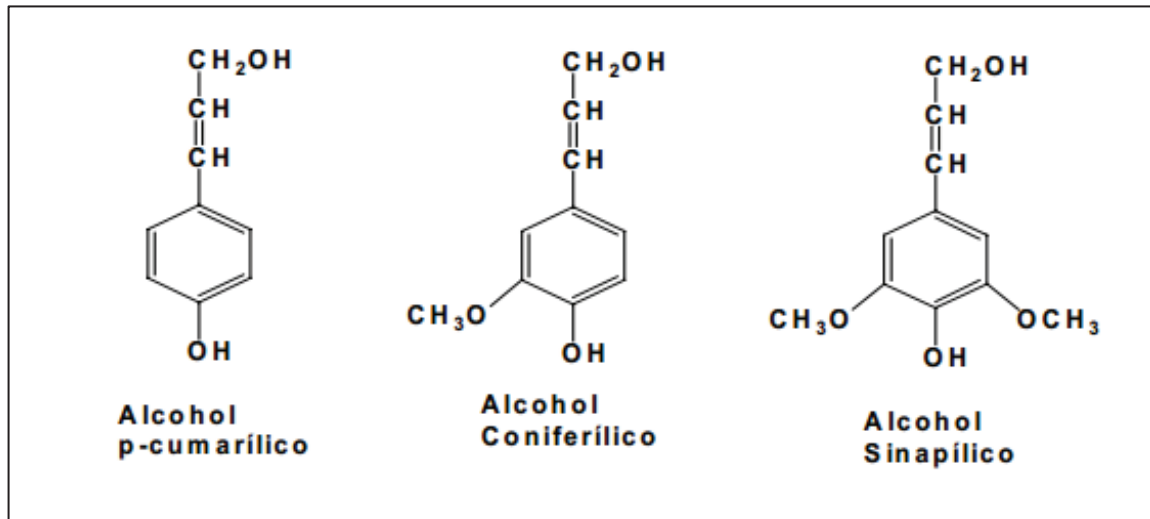


Figura 1.10. Monómeros básicos de la lignina
(Carrasco, 2009, p. 10)

Esta macromolécula se encuentra en los tejidos leñosos de la madera y actúa como agente ligante entre las fibras celulósicas. La lignina puede actuar como endurecedor entre las fibras en la producción de pasta de madera química y regular el contenido de humedad en las mismas (Carrasco, 2009, pp. 2-3). Su presencia impide el ataque bacteriano y supone una baja biodegradabilidad (Derregibus, 1997, p. 97).

1.2.2 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Según Kumar et al. (2011), las técnicas empleadas en el tratamiento de aguas residuales de procesos industriales en el sector maderero son diversas; entre las más importantes se encuentran (p. 222):

- La separación de sólidos flotantes, como la madera fina, por medio de flotación por aire disuelto (FAD).
- La separación de sólidos filtrables y la sedimentación para reducir los sólidos en suspensión, mediante el uso de filtros y clarificadores.
- El tratamiento biológico aerobio y anaerobio dirigido a reducir la materia orgánica soluble (que determina la DBO), de acuerdo con la composición química del efluente.

Debido a la complejidad de los efluentes a tratar, se han desarrollado diversos tratamientos no convencionales para la remoción de la carga contaminante, por ejemplo:

- Filtración por membrana (microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración) para la eliminación de metales (Ko et al., 2009, p. 875).
- Procesos electroquímicos (electrocoagulación, electrofenton) para la remoción de la carga contaminante (García-García, López-López, Moreno-Baquero y Garrido-Fernández, 2001, p. 59).
- Procesos de oxidación avanzada para favorecer la eliminación de sustancias orgánicas recalcitrantes (ozonificación, fenton, foto-fenton) (Singhal y Thakur, 2009, p. 21).
- Procesos para la reducción de la toxicidad de los efluentes (ósmosis inversa, resinas de intercambio iónico y filtros de carbón activado) (Kumar et al., 2011, p. 222; Singhal y Thakur, 2009, p. 21).

1.3 ELECTROCOAGULACIÓN DE EFLUENTES LÍQUIDOS

1.3.1 GENERALIDADES

La electrocoagulación es un proceso electroquímico utilizado para el tratamiento de las aguas residuales mediante la generación “in situ” de agentes coagulantes y floculantes (Pajootan et al., 2012, p. 283). La remoción de la carga contaminante se produce por medio del principio de coagulación sin el uso de agentes químicos. Los agentes coagulantes se generan por la inducción de corriente eléctrica al medio líquido contaminado, a través de placas metálicas, como se muestra en la Figura 1.11 (Mansouri, Elsaid, Bedoui, Bensalah, y Abdel-Wahab, 2011, p. 970). La electrocoagulación es, por tanto, un proceso utilizado para la remoción de contaminantes presentes en el agua a través de la desestabilización de partículas coloidales por la generación electroquímica de agentes desestabilizantes (Zodi, Merzouk, Potier, Lopicque y Leclerc, 2013, p. 215).

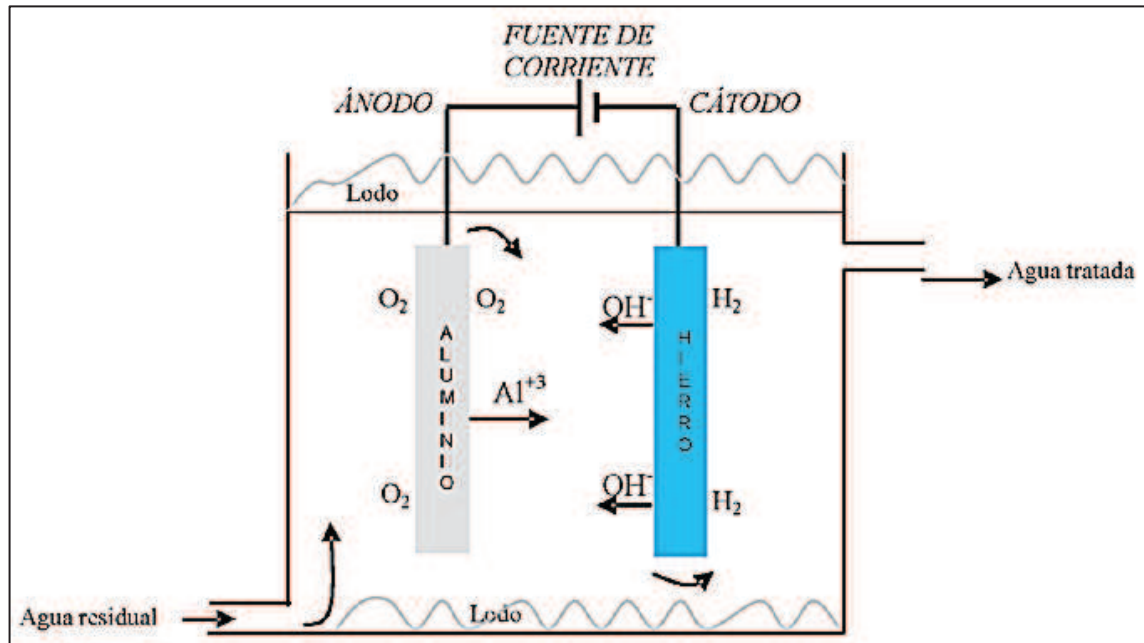


Figura 1.11. Sistema de electrocoagulación con ánodo de aluminio y cátodo de hierro
(Restrepo, Arango y Garcés, 2006, p. 62)

Según Restrepo et al. (2006), la corriente eléctrica genera la fuerza electromotriz capaz de producir una serie de reacciones químicas para cumplir con la Segunda Ley de Faraday, la cual indica que la cantidad de sustancias formadas por un electrodo en un proceso electroquímico es directamente proporcional a la corriente eléctrica inducida hacia una celda (p. 66). En la Ecuación [1.1] se muestra la Segunda Ley de Faraday:

$$m = E \times Q = \frac{P_{eq} \times I \times t}{F} \quad [1.1]$$

Donde:

m: masa liberada por un electrodo

E: equivalente químico que resulta de dividir el peso equivalente (P_{eq}) para el valor de la Constante de Faraday (F)

Q: carga expresada en C, que resulta del producto entre la intensidad de corriente (I) en A y el tiempo transcurrido en la celda electrolítica (t) en s

1.3.2 MECANISMOS Y REACCIONES

Las reacciones más importantes que se producen en un proceso de electrocoagulación para la eliminación de la carga contaminante de un efluente mediante la precipitación o flotación de la materia son: hidrólisis, electrólisis, ionización y formación de hidróxidos metálicos, a través de la liberación de iones provenientes del electrodo de sacrificio o ánodo, que se disuelven en el agua (Perng, Wang, Yu, Hsieh, Chen y Chi, 2007, p. 357).

Según Chen y Hung, (2007), en la electrocoagulación, la eliminación de contaminantes se produce por la generación de agentes coagulantes asociados a la formación de los iones metálicos desprendidos por la oxidación en el ánodo como resultado de la inducción de corriente eléctrica al agua residual. Estos elementos se constituyen en agentes aglutinantes, que permiten una acumulación de carga contaminante mediante fuerzas electrostáticas. En el proceso de electrocoagulación existen dos tipos de reacciones (pp. 64-65):

- Oxidación en el ánodo: donde el electrodo de sacrificio provee iones metálicos que se disuelven en el efluente debido a la óxidación electrolítica generada en el sistema (Chen, Chang y Hung, 2005, pp. 359, 363).
- Reducción en el cátodo: donde se da la conversión de protones del agua en hidrógeno. A diferencia del ánodo, esta placa no se disuelve (Chen et al., 2005, p. 363).

Los materiales más utilizados como electrodos en la electrocoagulación son el hierro y el aluminio, debido a que generan especies que facilitan la remoción de materia contaminante y tienen un bajo costo y una alta disponibilidad (Linares-Hernández, Barrera-Díaz, Roa-Morales, Bilyeu y Ureña-Núñez, 2008, p. 97). A continuación, se presentan los mecanismos de reacción de óxido-reducción que ocurren en el caso de actuar estos materiales como ánodo o cátodo en un proceso de electrocoagulación.

- **Mecanismo 1:** Formación de hidróxidos ferroso y férrico

En este caso, el hierro actúa como ánodo y el aluminio como cátodo. En el ánodo ocurren las siguientes reacciones:



Mientras que en el cátodo ocurre simultáneamente la siguiente reacción:



En la Ecuación [1.4], se evidencia el desprendimiento de hidrógeno, el cual favorece el proceso de flotación de partículas y contribuye con la agitación dentro del reactor de electrocoagulación. La oxidación del Fe hasta Fe^{3+} se debe a la presencia de oxígeno disuelto en la solución. Los iones metálicos originados en el ánodo reaccionan con los iones hidroxilo (OH^-) generados en el cátodo, para producir hidróxido ferroso y férrico, como se indica en las ecuaciones [1.5] y [1.6] (Asaithambi et al., 2012, p. 298; Perng et al., 2007, p. 356).



Los hidróxidos de hierro generados en el proceso electroquímico interactúan con otras partículas de sustancias contaminantes y las remueven debido a la formación de complejos de hierro con la materia orgánica (Mansouri et al., 2011, p. 972).

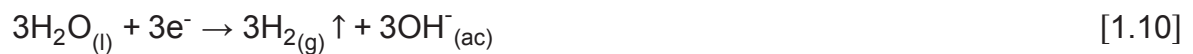
- **Mecanismo 2:** Formación de hidróxido de aluminio

Cuando las láminas de aluminio actúan como electrodos de sacrificio, y las láminas de hierro actúan como cátodos, se producen las siguientes reacciones de óxido reducción (Chen et al., 2005, p. 361):

En el ánodo:



En el cátodo ocurre la reacción:



De esta manera, al actuar el aluminio como ánodo, se desprenden iones de este metal, los mismos que reaccionan con iones hidroxilo (OH^{-}) generados en la reacción de reducción en el cátodo (Fe) para dar lugar a la formación de hidróxidos de aluminio (Ghernaout, Ghernaout, Saiba, Boucherit y Kellil, 2009, p. 296).

1.3.3 FACTORES QUE AFECTAN EL PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN

La eficiencia del proceso de electrocoagulación está relacionada con diferentes factores que determinan y controlan las reacciones ocurridas en el sistema y la formación de los agentes coagulantes. Entre los más importantes se encuentran el tipo de efluente a tratar, el pH y la conductividad del agua residual, la temperatura de operación, el material de los electrodos y la densidad de corriente

suministrada al proceso (García-García López-López, Moreno-Baquero y Garrido-Fernández, 2001, p. 60; Asaithambi et al., 2012, p. 298; Restrepo et al., 2006, pp. 70-71):

- **pH:** El pH es un parámetro relacionado con la solubilidad del metal que actúa como ánodo en el proceso de formación de su hidróxido. El pH del efluente puede incrementarse o decrecer, de acuerdo con el material de los electrodos utilizados. La mayor eficiencia en la remoción de un contaminante se produce dentro de un rango específico de pH, por lo cual este parámetro tiene que ser controlado (Mansouri et al., 2011, pp. 970, 974; Ghernaout et al., 2009, pp. 299-300).
- **Conductividad del efluente:** El efluente debe tener una conductividad elevada para favorecer el proceso de electrocoagulación. En el caso de poseer una conductividad baja, se deben añadir electrolitos como cloruro de sodio al agua residual (Chen y Hung, 2007, p. 66).
- **Densidad de corriente:** La densidad de corriente determina la cantidad de metal (Me^{n+}) que se libera en el sistema. Este parámetro varía de acuerdo al efluente a tratar; de modo que si el agua residual posee una elevada carga contaminante, se necesitará suministrar al proceso una alta densidad de corriente. Sin embargo, cuando se emplea una densidad de corriente elevada, el consumo de energía eléctrica es alto y el desgaste de los electrodos es mayor con relación a la aplicación de una densidad de corriente baja. (Chen y Hung, 2007, p. 66; García-García et al., 2001, p. 61; Zodi et al., 2013, p. 218).
- **Temperatura:** Un incremento en la temperatura favorece una mayor eliminación de carga contaminante, debido a que la velocidad de reacción aumenta, lo que permite una mayor formación de agentes coagulantes en el proceso (Chen y Hung, 2007, p. 68).
- **Material de los electrodos:** Los electrodos de aluminio, hierro, acero inoxidable y cobre son los más utilizados. La eficiencia de los electrodos

depende de sus potenciales estándar de reducción. Debido a su costo relativamente bajo y a su disponibilidad en el mercado, los electrodos de hierro y aluminio son los más utilizados (Linares-Hernández et al., 2008, pp. 97, 104).

1.3.4 ASPECTOS TÉCNICOS DE LA ELECTROCOAGULACIÓN

Los principales aspectos técnicos a considerar en un proceso de electrocoagulación son los siguientes:

- **Consumo de energía:** El consumo de energía es bajo en relación con otros tratamientos y varía entre 0,1 y 1,0 kWh/m³, de acuerdo con el tipo de efluente y su carga contaminante (Restrepo et al., 2006, p. 70).
- **Desgaste de los electrodos:** El desgaste de los electrodos depende de la intensidad de corriente aplicada al sistema y del tiempo de residencia hidráulica del efluente en el reactor de electrocoagulación. Existe un desgaste superior de los electrodos al inducir una alta intensidad de corriente eléctrica, debido a la mayor formación de sustancias metálicas. Así mismo, si el tiempo de residencia es mayor, el desgaste del electrodo de sacrificio es también mayor (Chen et al., 2005, p. 363; Zodi et al., 2013, p. 219).
- **Condiciones de operación:** La intensidad de corriente, el área de los electrodos y el tamaño del reactor de electrocoagulación dependen principalmente del funcionamiento del proceso (en sistema batch o continuo), del tipo de agua a tratar y de la distancia entre placas. En un sistema batch se utilizan menores intensidades de corriente que en un sistema continuo. En aguas con alta contaminación, por lo general, se utiliza una mayor intensidad de corriente que en aguas menos contaminadas. La distancia entre placas está relacionada directamente con la intensidad de corriente y con la carga contaminante del efluente, debido a que puede existir un taponamiento de las celdas por la generación de flóculos. Un aumento del número de placas

implica un aumento en el tiempo de residencia, a la vez que incrementa el tamaño del reactor. La operación del proceso de electrocoagulación puede estar totalmente automatizada, lo que implica que no requiere mano de obra para su control (Ghernaout et al., 2009, p. 300; Mansouri et al., 2011, p. 971; Zodi et al., 2013, p. 216).

- **Producción de lodos:** La producción de lodos está relacionada con el nivel de contaminación del efluente y depende también de la cantidad de corriente eléctrica inducida al sistema. La generación de lodos en la electrocoagulación es menor que en un sistema químico o biológico convencional, y se produce por dos vías: por flotación y por precipitación de materia coloidal (Pajootan et al., 2012, p. 282; Linares-Hernández et al., 2008, p. 97).

1.4 OZONIFICACIÓN DE EFLUENTES LÍQUIDOS

1.4.1 GENERALIDADES

Los procesos de oxidación avanzada (POAs) generan especies altamente reactivas como los radicales hidroxilo ($\cdot\text{OH}$), que producen cambios en la estructura química de la materia contaminante. Los radicales hidroxilo reaccionan de manera rápida y no selectiva con la mayoría de compuestos contaminantes presentes en el agua (Domènech, Jardim y Litter, 2001, p.1). Dentro de los POAs se encuentra la ozonificación, que es un proceso de desinfección de efluentes industriales y se emplea como complemento de tratamientos secundarios para mejorar la calidad del agua (Bataller et al., 2005, p. 12).

La desinfección y purificación de aguas residuales mediante tratamientos con ozono permite remover la materia orgánica contaminante expresada en términos de la demanda química de oxígeno (DQO) y demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5). Además, el uso de ozono permite la reducción de color, olor, turbidez y material surfactante, la destrucción de organismos patógenos, el aumento de la concentración de oxígeno disuelto y de la biodegradabilidad de sustancias tóxicas

presentes en el agua (Wang y Shammass, 2007, p. 2; Hernández-Ortega et al., 2010, p. 144).

Las variables que determinan la eficiencia de un tratamiento por ozonificación son la eficiencia en la transferencia de masa del ozono al agua residual y la dosis de ozono suministrada al efluente; esta última juega un papel importante en la remoción de materia contaminante debido a que se necesitará una mayor dosis cuando se trabaje con aguas residuales con mayor polución y, por tanto, su costo de tratamiento será mayor. Este proceso involucra altos costos de inversión y un mayor consumo de energía, comparado con el de los tratamientos convencionales, pero su eficiencia en la degradación de compuestos contaminantes de difícil tratamiento es más alta (EPA, 1999b, pp. 4-5, 7; Domènech et al., 2001, p. 7; Deininger, Skadsen, Sanford y Myers, 2002, p. 2).

1.4.2 EL OZONO

1.4.2.1 Propiedades

El ozono es un gas inestable e incoloro que tiene la forma triatómica del oxígeno. De forma natural se encuentra ubicado en la estratósfera (de 15 a 50 km sobre la superficie terrestre) y su función más conocida es la de protección frente a la peligrosa radiación ultravioleta del sol. También puede producirse a escala industrial para tratar aguas y gases porque actúa como un potente agente oxidante o un germicida muy efectivo de rápida acción (Yannuzzi, 2011, p.1).

El ozono genera radicales hidroxilo cuando reacciona con el agua. La formación de estos radicales le confiere una gran reactividad, que permite la oxidación de compuestos orgánicos de difícil tratamiento y el rompimiento de cadenas de moléculas grandes (Domènech et al., 2000, p. 4).

Debido a su alta inestabilidad, asociada con los mecanismos radicalarios de reacción, el ozono debe generarse "in situ". El ozono presenta una mayor

solubilidad en agua que el oxígeno. Una vez disuelto en el agua, se descompone rápidamente en oxígeno y especies radicalarias (Muñoz y Orta, 2012, p. 173).

Durante el proceso de tratamiento de aguas residuales con ozono no se generan subproductos tóxicos, a diferencia de lo que sucede en la purificación mediante el uso de otros productos químicos como cloro, bromo, yodo o permanganato de potasio; los cuales son perjudiciales para el ambiente y la salud. Además, los procesos de oxidación con ozono poseen una cinética con velocidades mayores. (Pérez, 2012, p. 11). Como se muestra en la Tabla 1.2, el radical hidroxilo y el ozono poseen un alto poder oxidante con una alta reactividad, superados únicamente por el flúor (Zhou y Smith, 2002, p. 254).

Tabla 1.2. Poder oxidante de algunos compuestos químicos

Especie	E° (V, 25°C)
Flúor	3,03
Radical hidroxilo	2,80
Ozono	2,07
Peróxido de hidrógeno	1,78
Radical perhidroxilo	1,70
Permanganato de potasio	1,68
Dióxido de cloro	1,57
Ácido hipocloroso	1,49
Cloro	1,36
Bromo	1,09
Yodo	0,54

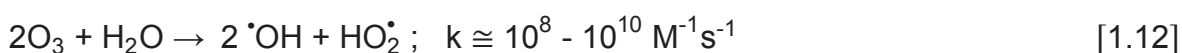
(Domènech et al., 2001, p. 7)

1.4.2.2 Mecanismos de reacción

En un proceso de ozonificación, la oxidación puede darse mediante dos mecanismos de acción, de acuerdo con las condiciones de pH del efluente a tratar: una oxidación directa o reacción molecular con el ozono, de manera lenta pero selectiva, favorecida por un pH ácido; o una oxidación rápida pero no

selectiva, que se da mediante la descomposición del ozono en radicales hidroxilo y predomina cuando el pH es alcalino (Nawrocki y Kasprzyk-Hordern, 2010, pp. 27-28; Zhou, H. y Smith, 2002, p. 254).

Las ecuaciones [1.11] y [1.12] muestran los mecanismos de reacción del ozono con la materia (S) en forma molecular, favorecida en un medio ácido, y por la acción de radicales hidroxilo, favorecida en un medio alcalino, respectivamente. Se puede observar que el valor de las constantes de velocidad de oxidación difiere según el tipo de proceso (Domènech et al., 2001, p. 5; Forero, Ortiz y Ríos, 2005, p. 102).



Existe una mayor eficiencia en la remoción de carga contaminante cuando se trabaja en un medio alcalino, puesto que predomina el mecanismo de reacción con el radical hidroxilo, producido por la descomposición del ozono. El radical $\cdot\text{OH}$ reacciona con mayor velocidad al oxidar compuestos orgánicos presentes en un efluente (Von Sonntag, 2006, p. 37; Forero et al., 2005, p. 102). A continuación se presentan las reacciones de propagación de los radicales libres $\text{HO}\cdot$, $\text{O}_2\cdot^-$, $\text{O}_3\cdot^-$, $\text{HO}_3\cdot$ y $\text{HO}_2\cdot$ que se dan en el tratamiento del efluente con ozono (Von Gunten, 2003, p. 1444).

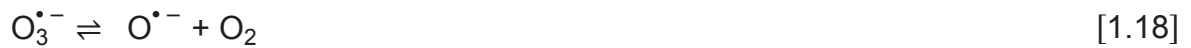


Al trabajar a valores de pH menores a 8, se tienen las siguientes reacciones de propagación de radicales:





Mientras que al trabajar a valores de pH superiores a 8, las reacciones de propagación de los radicales libres son las siguientes:



Los radicales formados producen la ruptura de estructuras de la materia orgánica natural de alto peso molecular y, de esta forma, permiten un incremento en la biodegradabilidad de la carga contaminante presente en el agua, lo que facilita un posterior tratamiento de la misma mediante procesos biológicos (Muñoz y Orta, 2012, p. 173; Rodríguez, Botelho y Cleto, 2008, p. 28).

1.4.3 COMPONENTES DEL SISTEMA DE OZONIFICACIÓN

Un sistema de ozonificación está compuesto por 3 partes fundamentales: un equipo para la generación de ozono acompañado de un gas de alimentación, los sistemas de contacto entre el ozono y el efluente a tratar, y una zona de destrucción del ozono residual (Domènech et al., 2001, p. 7).

La Figura 1.12 muestra un diagrama de un proceso de desinfección de aguas residuales por ozonificación.

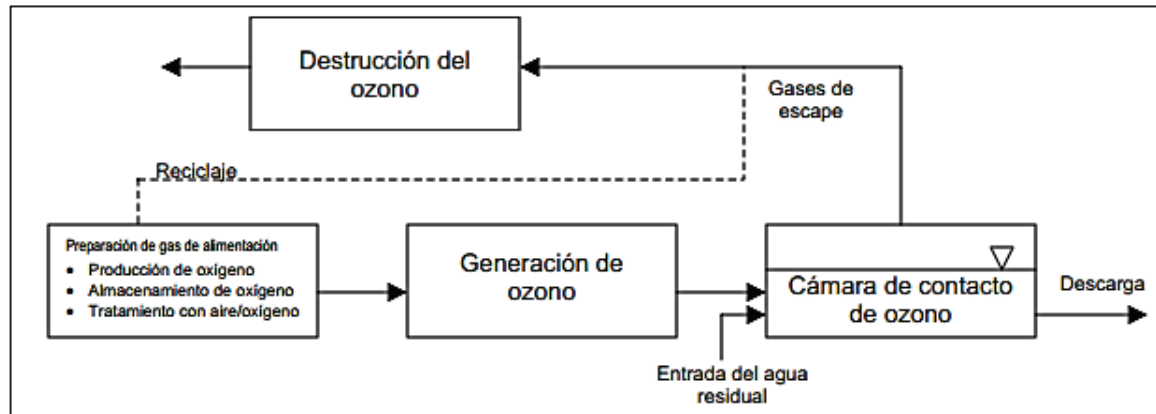


Figura 1.12. Diagrama esquemático de un proceso de ozonificación
(EPA, 1999b, p. 3)

1.4.3.1 Generación de ozono

Dadas las características físico-químicas del ozono y sus aplicaciones en la industria, existen varios procesos de generación del mismo, de los cuales se pueden mencionar 3 métodos importantes:

- **Irradiación ultravioleta de aire u oxígeno**

Es un tipo frecuente de generación de ozono natural en las capas atmosféricas terrestres. Su aplicación a nivel industrial es costosa, pues no se generan considerables cantidades de ozono y su concentración es baja, mientras que el costo energético es alto (Stanley, 2007, p. 1).

En el proceso se usa una radiación de una longitud de onda de aproximadamente 185 nm y se obtiene un rendimiento máximo de 0,4 % para la conversión de oxígeno en ozono. Este método es factible en instalaciones pequeñas donde no se requieran elevadas concentraciones de ozono (Shammas y Wang, 2005, p. 344).

- **Descarga corona o “descarga eléctrica silenciosa”**

Este método se basa en hacer circular aire seco u oxígeno puro por un espacio comprendido entre placas dieléctricas, en donde se aplica un fuerte campo eléctrico con un voltaje que varía entre 6 000 y 20 000 V y que produce un arco o corona. Esta energía produce la disociación atómica del oxígeno molecular. El átomo de oxígeno se recombina con nuevas moléculas de oxígeno para formar ozono (Deiningner et al., 2002, p. 7; Yannuzzi, 2011, p. 2).

En la Figura 1.13 se ilustra el proceso de generación de ozono por descarga eléctrica.

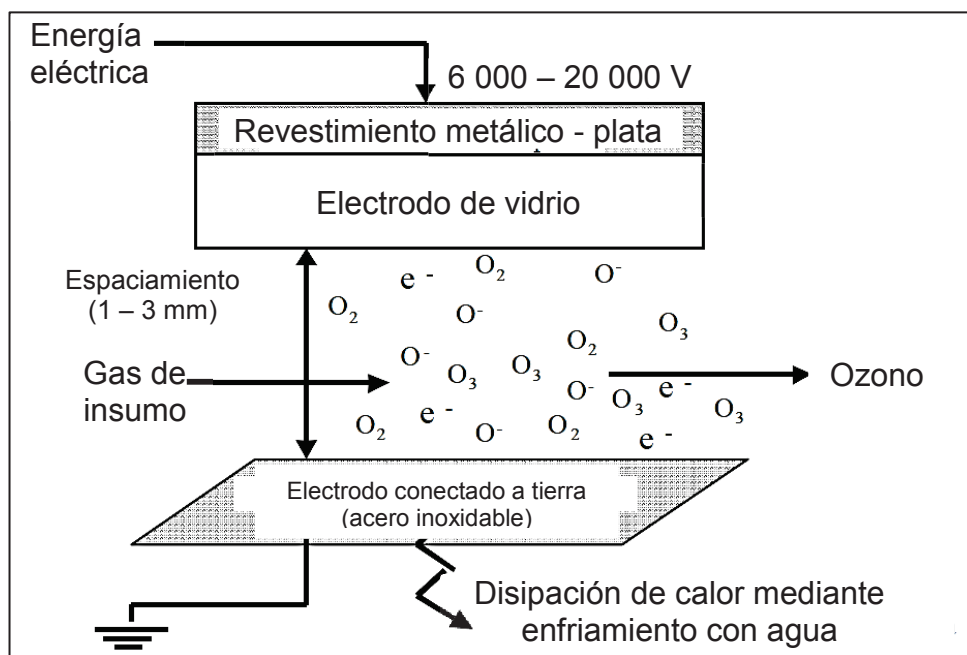


Figura 1.13. Generación de ozono por descarga eléctrica
(Deiningner et al., 2002, p. 5)

Durante este proceso, alrededor del 80 al 95 % de la energía se convierte en calor, por lo que se requiere un sistema de refrigeración que mantenga la temperatura constante; se pueden utilizar ventiladores o un sistema de enfriamiento con agua. Al mantener la temperatura constante, también se controla que no exista variación en el flujo de ozono obtenido (EPA, 1999a, p. 3-4).

Se estima que de 1 a 10 % del oxígeno se transforma en ozono, cuando se usa aire como gas de alimentación. La concentración en peso de ozono varía de 1 a 4 %. Si se usa oxígeno puro, la concentración varía de 4 a 12 % (Deiningner et al., 2002, p. 7). Por esta razón, se incorpora un sistema de acondicionamiento a la alimentación de aire, el cual elimina la humedad e impurezas presentes en la corriente gaseosa (Wang y Shammas, 2007, p. 24).

- **Producción electrolítica**

Este sistema electrolítico necesita un electrocatalizador y utiliza una membrana de polímero sólido como electrolito, en lugar de un líquido, para separar el ánodo y el cátodo. El agua es alimentada por la zona anódica de la celda y se disocia en la interfaz formada por el ánodo y la membrana; mientras que en la zona catalítica se fomenta la formación de ozono (Stanley, 2007, p. 4).

El generador electrolítico trabaja a condiciones bajas de temperatura, lo que permite obtener mayores concentraciones de ozono (Stanley, 2007, p. 4). La Figura 1.14 indica un esquema de la generación de ozono por producción electrolítica.

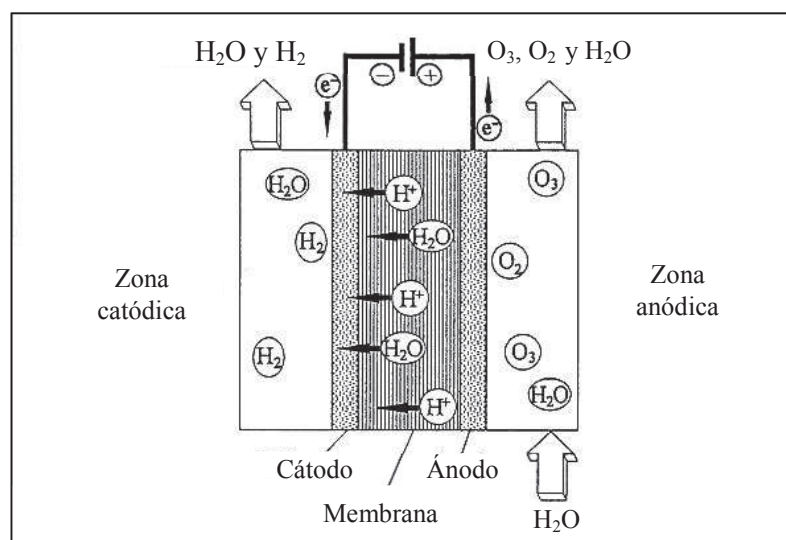


Figura 1.14. Generación de ozono por producción electrolítica (Stanley, 2007, p. 5)

Una de las ventajas de la producción de ozono con un sistema electrolítico es que no existe contaminación iónica, debido a que el agua de alimentación se disocia mediante la utilización de una membrana de intercambio iónico.

1.4.3.2 Sistemas de contacto

Las unidades de contacto permiten la difusión del ozono en el agua, de manera que la transferencia de masa en el sistema sea más eficiente. Los sistemas de contacto más comunes son los difusores de poro de burbuja fina, los inyectores y las turbinas mezcladoras (EPA, 1999a, p. 3-9).

- **Difusores de poro de burbuja fina**

Los difusores de poro de burbuja fina son los más utilizados actualmente, porque el tamaño de las burbujas de gas producidas favorece el proceso de ozonificación, debido al aumento del área de transferencia de masa (Walker, Tsouris, DePaoli y Klasson, 2001, p. 78). Para este tipo de sistema se utilizan cámaras de contacto de alturas considerables de sección tubular, debido a que los difusores deben estar generalmente sumergidos entre 5 y 7 m de profundidad, para alcanzar tasas de transferencia del 85 al 95 %. Estas cámaras tienen que estar cubiertas para evitar fugas de ozono, así como para aumentar la presión parcial del ozono en la zona de transferencia (Shammas y Wang, 2005, p. 346; EPA, 1999b, pp. 4-5).

El flujo a través de las cámaras puede ser contracorriente (ozono y agua fluyen en direcciones opuestas), co-corriente (ozono y agua fluyen en la misma dirección) o una combinación de las configuraciones mencionadas. La Figura 1.15 indica la configuración contracorriente, que es la más utilizada en la industria, debido a que presenta una mayor eficiencia (EPA, 1999b, p. 11; Spartan Environmental Technologies, 2004, p. 1).

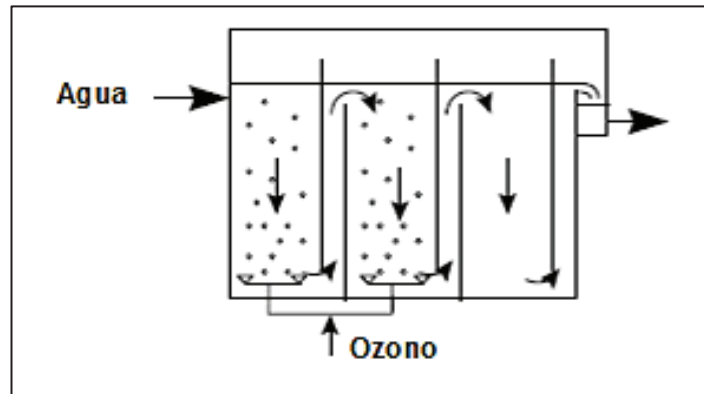


Figura 1.15 Configuración de contacto contracorriente de ozono-agua con difusores porosos de burbuja fina (EPA, 1999a, p. 3-11)

- **Inyectores**

Los inyectores son sistemas de contacto en línea e incluyen a los mezcladores estáticos y a los inyectores tipo venturi, de los cuales este último es el más utilizado. En el inyector tipo venturi, el ozono es inyectado a presiones menores a la presión atmosférica generadas por el estrangulamiento en el sistema, a un flujo de agua que, posteriormente, será llevado a una zona de contacto o mezcla (EPA, 1999b, p. 3). La Figura 1.16 muestra un esquema de este tipo de sistema de contacto.

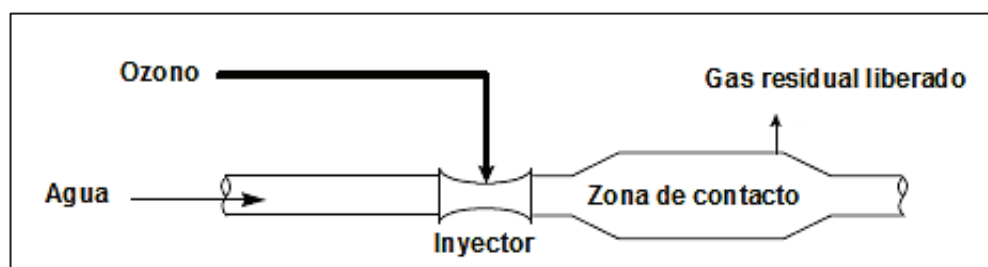


Figura 1.16 Sistema de inyección de ozono en línea (Wang y Shammas, 2007, p. 24)

- **Turbinas mezcladoras**

Las turbinas mezcladoras se utilizan para alimentar y disolver el ozono en el agua cuando el tiempo de difusión es muy prolongado, si se relaciona con el tamaño de la cámara de contacto. Mediante la utilización de este sistema, se puede obtener una eficiencia en la transferencia de masa superior al 90 %; sin embargo, el consumo de energía es superior y oscila entre 2,2 a 2,7 kWh por lb de ozono transferido (EPA, 1999a, p. 3-13; Wang y Shammas, 2007, pp. 25-26). La Figura 1.18 presenta un esquema del sistema de contacto de ozono con el agua, mediante la utilización de turbinas mezcladoras.

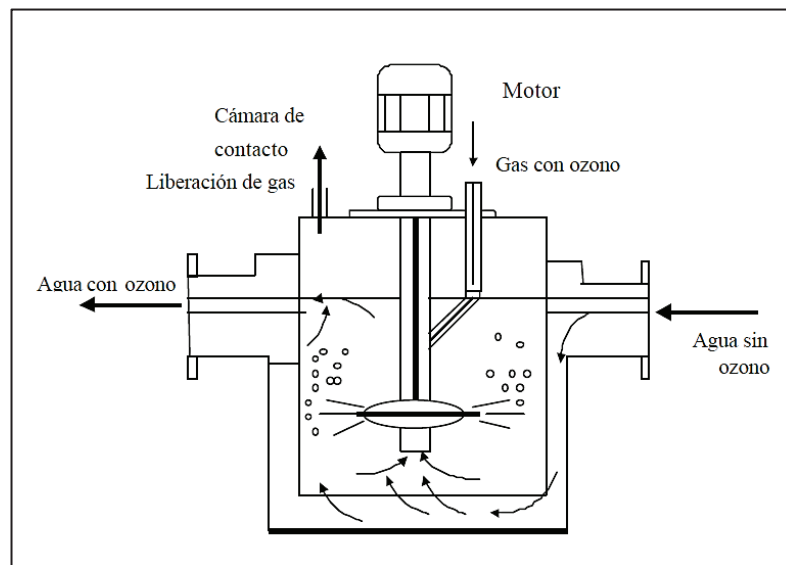


Figura 1.17 Turbina mezcladora para contacto de ozono
(Deininger et al., 2002, p. 5)

1.4.3.3 Zona de destrucción de ozono residual

Parte del ozono generado para el proceso de ozonificación no se difunde en el agua y es expulsado en una corriente de gases residuales, en una concentración superior a 500 ppm en la mayor parte de casos. Esta concentración excede el límite máximo de exposición de los trabajadores durante un día de trabajo (8 h), establecido por la Administración de Seguridad y Salud Ocupacional (Shammas y

Wang, 2005, p. 348; Deininger et al., 2002, p. 7) y que corresponde a un valor de 0,1 ppm. Por esta razón, se han desarrollado distintos métodos para la destrucción del ozono residual presente en los gases de escape, entre los que se encuentran (Shammas y Wang, 2005, p. 349):

- Destrucción térmica (calentamiento de los gases de escape a una temperatura de 300 – 350 °C durante 3 s)
- Destrucción catalítica (con la utilización de catalizadores metálicos u óxidos metálicos)
- Destrucción termocatalítica
- Adsorción con carbón activado

2. PARTE EXPERIMENTAL

2.1 MUESTREO Y CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE PROVENIENTE DE AGLOMERADOS COTOPAXI S.A.

En el presente trabajo, se utilizó el efluente proveniente del Tanque 220, el mismo que posee una capacidad de 30 m^3 y recibe los residuos de los procesos existentes en de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) de la Empresa Aglomerados Cotopaxi S.A.

Se realizaron análisis de DQO, sólidos totales y sólidos disueltos en 18 muestras recogidas de manera aleatoria durante los meses de julio a septiembre del año 2012, para elaborar una carta de control estadístico que indique la factibilidad de la ejecución de un muestreo compuesto. Las muestras de efluente fueron tomadas en el punto de almacenamiento (Tanque 220) que se presenta en la Figura 2.1. Los análisis fisicoquímicos fueron realizados en el Laboratorio del Acelerador de Electrones del Departamento de Ciencias Nucleares (DCN) de la Escuela Politécnica Nacional (LAE):

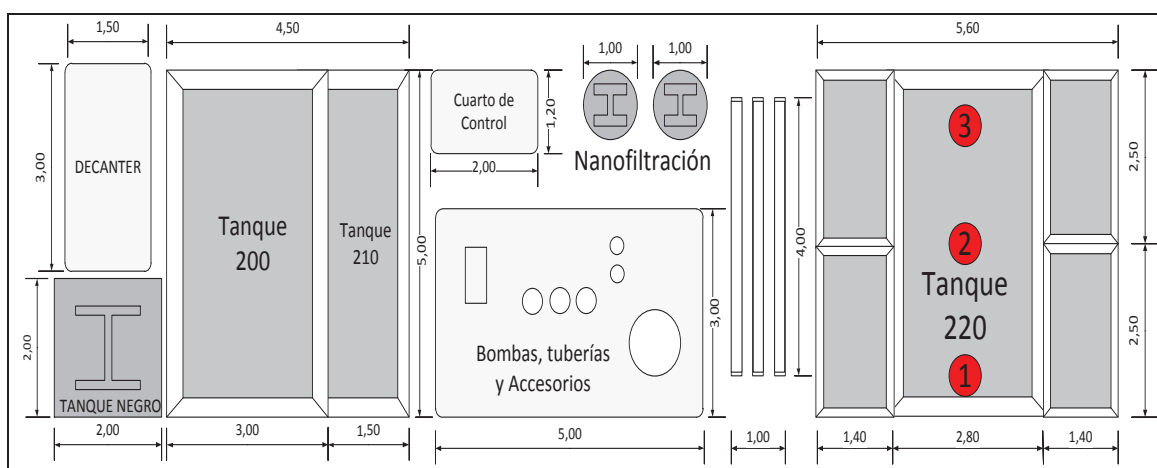


Figura 2.1. Vista Superior de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Aglomerados Cotopaxi S.A.

2.1.1 UBICACIÓN DEL SITIO DE MUESTREO

El agua fue tomada en los puntos 1, 2 y 3, que se muestran en la Figura 2.1, y que corresponden a la mezcla de los concentrados de ósmosis inversa y nanofiltración de la PTAR; es decir, el concentrado final que se obtiene del sistema de tratamiento de efluentes aplicado en la empresa Aglomerados Cotopaxi S.A.

2.1.2 MUESTREO COMPUESTO DEL EFLUENTE

Para la realización del muestreo compuesto, se tomaron muestras de aproximadamente 9 L de efluente, cada hora, durante un día completo de operación, es decir, durante 24 h (Instituto Ecuatoriano de Normalización, 2006, pp. 4-6). Este procedimiento de muestreo compuesto fue realizado en 3 ocasiones, entre los meses de Octubre de 2012 y Enero de 2013.

2.1.3 CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DE LAS MUESTRAS

Luego de recolectar la muestra compuesta de un día de operación de la planta de tratamiento, se procedió a realizar la medición “in situ” del valor de pH. Se observó que todas las muestras compuestas presentaron un color café oscuro y un olor característico de madera.

Las muestras del efluente fueron transportadas hacia el LAE en recipientes sellados de 30 L de capacidad. Posteriormente, en el laboratorio se realizaron las mediciones de DQO, DBO₅, turbidez, conductividad, color real, oxígeno disuelto y la cuantificación de sólidos totales (ST), sólidos disueltos (SD), sólidos suspendidos (SS) y sólidos sedimentables, de acuerdo con los métodos estándar adaptados por el Laboratorio de Aguas y Microbiología del Acelerador de Electrones del DCN (APHA, AWWA y WEF, 2005, pp. 4-70 – 4-95, 5-17 – 5-50).

La metodología para la determinación de los parámetros antes mencionados se detalla en el Anexo I.

2.1.3.1 Materiales, equipos y reactivos

Para caracterizar al efluente proveniente de la empresa Aglomerados Cotopaxi S.A., se utilizaron los siguientes materiales:

- Conos Imhoff de 1 L
- Kitasatos de 1 L
- Pipetas volumétricas de 1, 2, 10 y 25 mL
- Frascos oscuros de análisis de DBO
- Cisoles de 150 mL
- Membranas de filtración Millipore, $dp=0,45\ \mu\text{m}$, diámetro=47 mm

Los equipos utilizados fueron:

- pHmetro, marca JENWAY, modelo 3 510
- Espectrofotómetro, marca HACH, modelo DR2010
- Turbidímetro, marca HACH, modelo 2100P
- Balanza analítica, marca Kern, modelo ABJ 220-4M, con una capacidad de 220 g y una precisión de 0,0001 g.
- Medidor de Oxígeno disuelto, marca Consort, modelo C510
- Estufa, marca Quincy Lab, modelo AF40
- Sensor de DBO_5 , marca AQUALYTIC
- Bomba de vacío, marca Millipore, modelo 0498
- Medidor de conductividad, marca Termo Scientific, modelo 29 812
- Cabina de termostato, marca AQUALYTIC, modelo 10 865
- Reactor de DQO, marca PALINTESTM modelo 4 781
- Medidor de TOC, marca SHIMADZU, modelo 5 000 A

Los reactivos utilizados fueron:

- Ácido sulfúrico, pureza 98 %, marca Merck

- Dicromato de potasio, pureza 99,9 %, marca BDH
- Hidróxido de calcio, pureza 98,5 %, marca J.T. Baker
- Hidróxido de sodio, pureza 96,4 %, marca J.T. Baker
- Inhibidor de bacterias nitrificantes, marca HACH
- Sulfato de plata, pureza 95 %, marca Fisher
- Sulfato mercúrico, pureza 98 %, marca Merck

2.1.4 PRUEBAS PRELIMINARES DEL TRATAMIENTO

Se realizaron pruebas preliminares de electrocoagulación con el fin de determinar los valores óptimos de pH e intensidad de corriente para tratar al efluente en estudio. El pH fue modificado mediante la adición de $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

Inicialmente, se trabajó en un rango de pH del efluente de 5 a 8, y se seleccionó el valor para el cual se obtuvo el mayor porcentaje de remoción de DQO. Luego, se realizaron pruebas de electrocoagulación en un rango de intensidad de corriente de 2 a 30 A; valores que se encontraban dentro de las condiciones de trabajo de los equipos disponibles para la realización de los ensayos. Se seleccionaron tres intensidades de corriente, de acuerdo con el porcentaje de remoción de carga contaminante, para continuar con las pruebas posteriores.

2.2 DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES DE DISEÑO DEL PROCESO DE SEDIMENTACIÓN DEL EFLUENTE INDUSTRIAL

2.2.1 MATERIALES, EQUIPOS Y REACTIVOS

Los materiales utilizados para el sistema de sedimentación fueron:

- Conos Imhoff de 1 L
- Vasos de precipitación de 1 L

- Tanque de acero inoxidable de 40 x 20 x 20 cm³

Los equipos utilizados para el sistema de sedimentación fueron:

- Equipo para prueba de jarras, marca PHIPP&BIRD, modelo PB700
- Cronómetro, marca STOPWATCH

El reactivo utilizado para el sistema de sedimentación fue hidróxido de calcio, pureza 98,5 %, marca J.T. Baker.

2.2.2 APLICACIÓN DEL PROCESO DE SEDIMENTACIÓN

Para el proceso de sedimentación del efluente, se trabajó con la cantidad de Ca(OH)_2 determinada en las pruebas preliminares para ajustar el pH al valor que permitía obtener los mejores resultados en el proceso de electrocoagulación.

Posteriormente, se colocó 1 L de muestra de efluente en un cono Imhoff para determinar la velocidad de sedimentación y el volumen de sólidos sedimentables. Para la determinación de los sólidos suspendidos (SS), se colocaron en el equipo de prueba de jarras 9 vasos de precipitación de 1 L con el efluente a tratar y se añadió Ca(OH)_2 . Los vasos se agitaron a 100 rpm durante 15 min e inmediatamente se procedió a tomar las muestras clarificadas a distintos tiempos: 0, 5, 10, 15, 20, 30, 45, 60 y 180 min. Luego de realizar las mediciones de los parámetros fisicoquímicos analizados, las muestras recolectadas fueron desechadas. El proceso de sedimentación del efluente fue realizado con los parámetros presentados en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1. Parámetros usados para el tratamiento de sedimentación del efluente proveniente de Aglomerados Cotopaxi S.A.

Cantidad de Ca(OH)_2	2,2 g/L de efluente
pH	7,50
Volumen de muestra	1 L

Para determinar el porcentaje de remoción de los SS, se estableció como variable el tiempo de residencia del efluente; el cual fue analizado, en primera instancia, en los vasos de precipitación de 1 L y, posteriormente, en un tanque de acero inoxidable de 40 x 20 x 20 cm³, disponible en el LAE. En la experimentación, se realizaron 3 repeticiones para cada tiempo de residencia establecido, con el fin de evaluar la reproducibilidad de los datos obtenidos.

2.2.3 ANÁLISIS DE MUESTRAS

Se analizó la cantidad de ST, SD y SS de las muestras tratadas con el proceso de sedimentación, de acuerdo con los métodos estándar adaptados por el LAE (APHA, AWWA y WEF, 2005, pp. 4-75 – 4-87). Además, se midieron DQO, TOC, DBO₅, turbidez, color real, oxígeno disuelto y conductividad en las muestras provenientes del proceso de sedimentación, que presentaron los mejores resultados (APHA, AWWA y WEF, 2005, pp. 4-70 – 4-95, 5-17 – 5-50).

2.3 DETERMINACIÓN DE LAS MEJORES CONDICIONES DE UN PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN QUE PERMITAN DISMINUIR LA CARGA CONTAMINANTE DE ST, SDT, SST, DQO, DBO₅, TOC Y COLOR

2.3.1 MATERIALES, EQUIPOS Y REACTIVOS

Los materiales utilizados para el sistema de electrocoagulación fueron:

- Reactor de electrocoagulación continuo de 10 L de capacidad, de polimetilmetacrilato, con 10 celdas electroquímicas de 30 x 60 x 30 cm³
- Electrodo: placas de aluminio y hierro de 30 x 19 x 3 cm³
- Placas de distribución de corriente eléctrica de cobre de 33,0 cm de largo, 2,5 cm de ancho y 1,3 cm de espesor, con 11 orificios
- Juegos de cables conectores de electrodos

- Baldes plásticos de 20 L de capacidad

Los equipos usados para el proceso de electrocoagulación fueron:

- Fuente reguladora de corriente, marca GWINSTFK PSH-60V18A
- Fuente reguladora de corriente continua, marca InsteK, de capacidad 40 A
- Bomba peristáltica, marca Fisher, modelo 3 389

Los reactivos utilizados fueron una solución de poliamida (pureza 95 %, marca Herrman) de 100 mg/L y una de permanganato de potasio (pureza 99 %, marca J. T. Baker) al 10 %.

2.3.2 APLICACIÓN DEL TRATAMIENTO DE ELECTROCOAGULACIÓN

Los ensayos de electrocoagulación fueron desarrollados en un reactor, cuyo esquema se muestra en la Figura 2.2.

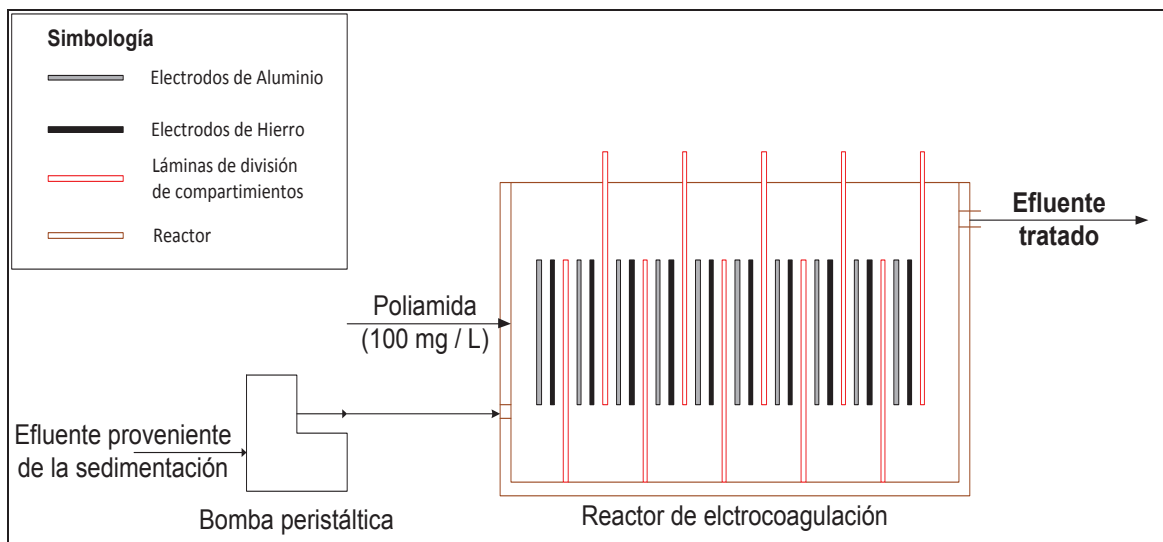


Figura 2.2. Esquema del sistema de electrocoagulación empleado para el tratamiento del efluente previamente tratado por sedimentación

El diagrama presentado en la Figura 2.2 corresponde a un sistema de tratamiento continuo del efluente con electrocoagulación. Se trabajó con 10 celdas electroquímicas, que tuvieron aluminio como ánodo y hierro como cátodo. El flujo

de alimentación al reactor fue de 200 mL/min, entregado mediante una bomba peristáltica.

Con el fin de evaluar la remoción de carga contaminante, se realizaron ensayos con valores de intensidad de corriente de 8, 18 y 30 A. También se analizó la remoción de la carga contaminante con la adición de una solución de poliamida, de concentración de 100 mg/L, a un flujo de 20 mL/min, para todas las condiciones de intensidad de corriente.

Se determinó el tiempo de residencia del efluente dentro del reactor mediante la medición del período transcurrido desde la entrada hasta la salida de una solución de KMnO_4 al 10 % que funciona como trazador del recorrido del agua. El mismo procedimiento fue realizado con distintos flujos de trabajo: 200, 260, 330 y 375 mL/min, con el fin de construir la curva tiempo de residencia hidráulica vs. flujo de alimentación al reactor y determinar la relación que existe entre los dos parámetros para determinar el tiempo de residencia que se utilizará en el reactor de diseño.

Una vez determinadas las condiciones de operación, se procedió a realizar los experimentos definitivos, con las muestras de efluentes de la empresa. En primer lugar, se llenó el reactor de electrocoagulación con el efluente a tratar y se conectaron los cables de corriente desde el dosificador trifásico hacia las placas de aluminio (ánodo) y hierro (cátodo), colocadas en el reactor. A continuación, se fijó el flujo de alimentación del efluente con la ayuda de la bomba peristáltica. Se encendió la fuente reguladora de corriente, se abrió la válvula de paso de la solución de poliamida (100 mg/L), con un flujo de 20 mL/min. El tiempo necesario para que el efluente circule por todo el reactor de electrocoagulación fue determinado con ayuda de la curva tiempo de residencia hidráulica vs. flujo de alimentación del efluente en el reactor.

El diseño experimental utilizado para el proceso de electrocoagulación del efluente proveniente de la empresa Aglomerados Cotopaxi S.A. se detalla en la Tabla 2.2. Se estudió el efecto de la intensidad de corriente y de la adición de

20 mL/min de una solución de poliamida (100 mg/L) en la remoción de la carga contaminante presente en el efluente, con el fin de determinar bajo qué condiciones se alcanzaba el mayor porcentaje de remoción de DQO, TOC, DBO₅, ST, SD, turbidez y color del efluente tratado. Se realizaron 3 repeticiones de cada ensayo o tratamiento experimental, con el fin de evaluar la reproducibilidad de los datos obtenidos.

Tabla 2.2. Condiciones experimentales para el tratamiento de electrocoagulación del efluente

Condiciones de operación	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4	Ensayo 5	Ensayo 6
Dosis de Poliamida (mg/L)	-	-	-	100	100	100
Flujo de poliamida (mL/min)	-	-	-	20	20	20
Intensidad de Corriente (A)	8	18	30	8	18	30
Ánodo	Aluminio					
Cátodo	Hierro					
Flujo de alimentación de efluente (mL/min)	200					
pH inicial	7,50					
Número de Celdas	10					

2.3.3 ANÁLISIS DE MUESTRAS

En las muestras tratadas mediante el proceso de electrocoagulación, se midieron DQO, pH, DBO₅, turbidez, color real, oxígeno disuelto, conductividad, ST, SD y SS según los métodos estándar y espectrofotométricos adaptados en el LAE (APHA, AWWA y WEF, 2005, pp. 4-70 – 4-95, 5-17 – 5-50) para cada parámetro.

2.4 DETERMINACIÓN DE LAS MEJORES CONDICIONES DE UN PROCESO DE OZONIFICACIÓN QUE PERMITAN DISMINUIR LA CARGA CONTAMINANTE DE ST, SDT, DQO, DBO₅, TOC Y COLOR DEL EFLUENTE PROVENIENTE DEL PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN INICIAL

2.4.1 MATERIALES, EQUIPOS Y REACTIVOS

Los materiales utilizados para el sistema de ozonificación fueron los siguientes:

- Vasos de precipitación de 50, 100 y 500 mL
- Reactor continuo para ozonificación de borosilicato de 270 mL, con conductos de entrada para el ozono y para la recirculación de la muestra, y conductos de salida para el gas residual y la muestra
- Difusor poroso de burbuja fina, para la transferencia del ozono hacia la muestra
- Erlenmeyers de 50, 100 y 250 mL
- Frasco lavador de 125 mL

Los equipos utilizados fueron:

- Generador de ozono tipo descarga corona, marca PHILAQUA, modelo BMT 802M, caudal de 0,1 a 1,0 L/min.
- Bomba peristáltica, marca Fisher, modelo 3389, USA, control de flujo variable de 4 a 600 mL/min.

Los reactivos utilizados fueron:

- Oxígeno industrial AGA, tanque de 6 m³ con flujómetro CONCOA
- Antiespumante, marca ANTIFOAM 305
- Solución de yoduro de potasio al 2 %
- Ácido sulfúrico, pureza 98 %, marca Merck
- Tiosulfato de amonio, pureza 98 %, marca Merck
- Almidón, pureza 100 %, marca Fisher.

2.4.2 APLICACIÓN DEL TRATAMIENTO DE OZONIFICACIÓN

Los ensayos de ozonificación fueron desarrollados de acuerdo al esquema que se presenta en la Figura 2.3, donde se representa un sistema continuo contracorriente de ozonificación, a escala de laboratorio, en el que se mantuvo un flujo de reciclo de la corriente de efluente mediante el uso de una bomba peristáltica. Para evaluar la eficiencia del proceso en la remoción de sustancias contaminantes se tomaron muestras a 1, 2,5, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 45 y 60 min.

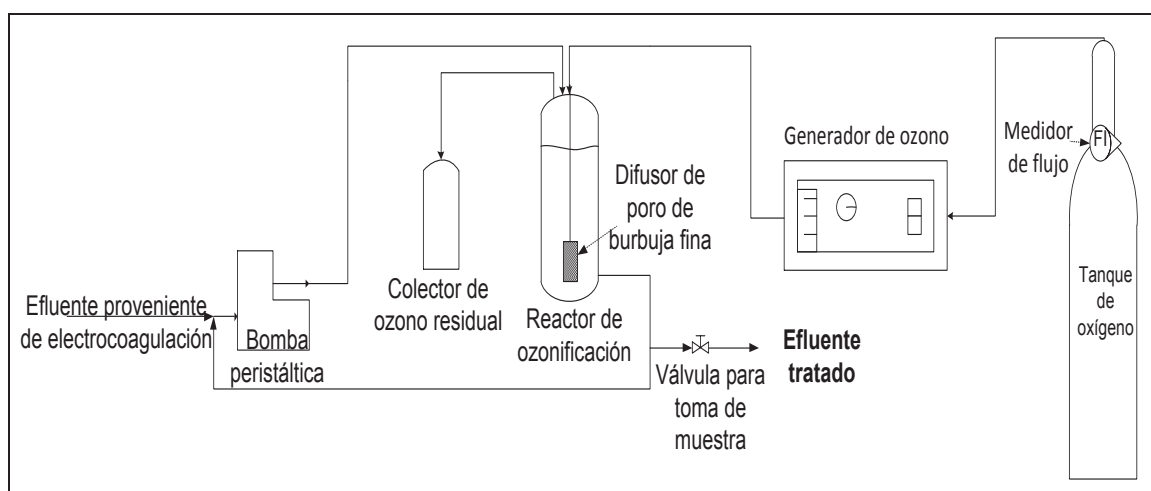


Figura 2.3. Esquema del sistema de ozonificación empleado para el tratamiento del efluente

Para el tratamiento del efluente en el sistema de ozonificación propuesto, se fijaron los parámetros presentados en la Tabla 2.3., que corresponden a los valores máximos que se pueden manejar en el sistema.

Tabla 2.3. Parámetros usados para el tratamiento de ozonificación del efluente

Presión	0,5 bar
Flujo de oxígeno	0,6 L/min
Producción de ozono	2,5 g/h
Caudal de recirculación	210 mL/min
Volumen de muestra	270 mL
pH inicial	7,40

El procedimiento de operación de este generador de ozono se describe en el Anexo II y el correspondiente para la determinación de la producción y consumo de ozono se encuentra en el Anexo III.

Para la remoción de la carga contaminante presente en el efluente proveniente del proceso de electrocoagulación, se estableció como variable la dosis de ozono, la cual está relacionada directamente con el tiempo de residencia del efluente en el reactor. Se añadieron 100 μL de antiespumante al efluente, antes de someterlo al proceso de ozonificación, para evitar la formación de espuma.

Las distintas dosis de ozono, relacionadas con el tiempo de residencia del efluente dentro del reactor de ozonificación, tuvieron como objetivo evaluar el porcentaje de remoción de la carga contaminante. Se tomaron muestras del reactor de ozono a 0, 1, 2,5, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 45 y 60 min, con un pH inicial de 7,40. Se realizaron 3 repeticiones de cada tratamiento, con el fin de evaluar la reproducibilidad de los datos obtenidos.

2.4.3 ANÁLISIS DE MUESTRAS

Se midieron DQO, pH, DBO_5 , turbidez, color real, oxígeno disuelto, conductividad, ST, SD y SS en las muestras tratadas con el proceso de ozonificación, según los métodos estándar y espectrofotométricos adaptados en el LAE (APHA, AWWA y WEF, 2005, pp. 4-70 – 4-95, 5-17 – 5-50) para cada parámetro.

2.5 DETERMINACIÓN DE LA NECESIDAD DE LA APLICACIÓN DE UN SEGUNDO PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN QUE PERMITA DISMINUIR LA CARGA CONTAMINANTE DE ST, SDT, DQO, DBO₅, TOC Y COLOR DEL EFLUENTE PROVENIENTE DEL PROCESO DE OZONIFICACIÓN

Con base en los resultados obtenidos de los tratamientos anteriormente descritos, se analizó la necesidad de realizar un segundo tratamiento de electrocoagulación, con el fin de disminuir la carga contaminante presente en el efluente tratado por ozonificación, determinada por los parámetros fisicoquímicos de ST, SDT, DQO, DBO₅, TOC y color. Se utilizaron las condiciones óptimas de operación, mencionadas en la sección 2.3.

2.6 DISEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS PROPUESTA

Como parte de la planta propuesta para el tratamiento del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A., se diseñaron un sedimentador tipo flujo ascensional, un sistema de electrocoagulación y un sistema de ozonificación. El caudal de trabajo para el tratamiento del efluente fue de 55 m³/día, que corresponde a un flujo de 2,29 m³/h. Para el dimensionamiento de los equipos, se consideró un factor de seguridad del 35 % (Crites y Tchobanoglous, 2002, pp. 229-230).

Los cálculos para cada una de las etapas de tratamiento se detallan a continuación.

2.6.1 CÁLCULO DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DEL PROCESO BÁSICO DE SEDIMENTACIÓN

Se estableció el tiempo de retención hidráulica (t_r) adecuado para el dimensionamiento del sedimentador, con base en la remoción de sólidos suspendidos presentes en el efluente a tratar, a partir de los resultados obtenidos en los ensayos realizados en la Sección 2.2.

Con el dato del tiempo de retención hidráulica, se calculó el volumen del sedimentador con la Ecuación [AX.1] del Anexo X.

2.6.2 CÁLCULO DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DEL PROCESO BÁSICO DE ELECTROCOAGULACIÓN

Para el diseño del reactor de electrocoagulación se consideró la mejor condición de densidad de corriente (j) con base en los resultados obtenidos en la remoción de DQO de la sección 2.3, la misma que corresponde a la relación entre la intensidad de corriente suministrada a las celdas electroquímicas del reactor (I) y el área de los electrodos (A_e). Los parámetros de diseño que se consideraron fueron el tiempo de residencia hidráulica, el volumen efectivo del reactor, el volumen del efluente a tratar, las dimensiones del reactor, el número de compartimentos, el número de celdas electrolíticas y la intensidad de corriente inducida a las celdas del reactor de electrocoagulación diseñado. Los cálculos y definiciones respectivos se detallan en el Anexo XI.

2.6.3 CÁLCULO DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DEL PROCESO BÁSICO DE OZONIFICACIÓN

Para el diseño del sistema de ozonificación se consideraron las mejores condiciones de operación, con base en los resultados obtenidos en la remoción de DQO de la sección 2.4. Los parámetros de diseño que se tomaron en cuenta

fueron el tiempo de residencia del ozono en el reactor y la dosis requerida de dicho compuesto para la selección de un generador.

2.6.3.1 Tiempo de residencia necesario para dimensionar el reactor de ozonificación

Se estableció el tiempo de residencia adecuado para el dimensionamiento del reactor de ozonificación, con base en la cinética del proceso determinada a partir de los resultados obtenidos en los ensayos realizados en la Sección 2.4.

2.6.3.2 Dosis de ozono requerida para la selección de un generador de ozono

El procedimiento aplicado para la determinación de la producción y consumo de ozono en muestras del efluente de Aglomerados Cotopaxi S.A. proveniente del proceso de electrocoagulación, se basó en el método semi batch descrito en el Anexo III, el mismo que consiste en un ingreso continuo de gas, mientras el líquido se mantiene en recirculación durante el proceso.

2.7 ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROCESO DE LA ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO

Se realizó el análisis económico de la alternativa de tratamiento propuesta, basado en los precios referenciales de los componentes básicos de un proceso de sedimentación, electrocoagulación y ozonificación provistos por empresas comercializadoras de equipos para plantas de tratamiento.

El costo de la energía eléctrica consumida en cada proceso se calculó de acuerdo con la potencia de las bombas utilizadas en los procesos básicos de sedimentación, electrocoagulación y ozonificación, el voltaje y amperaje suministrados a las celdas de electrocoagulación y la potencia del generador de ozono.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 MUESTREO Y CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE PROVENIENTE DE AGLOMERADOS COTOPAXI S.A.

Se realizó un análisis de la variación de los parámetros fisicoquímicos DQO, sólidos totales y sólidos disueltos en muestras de efluente recogidas de manera aleatoria, con el fin de elaborar cartas de control estadístico que muestren la variabilidad de los valores de los parámetros estudiados durante el tiempo de muestreo.

3.1.1 ANÁLISIS DE LA OPERACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS DE AGLOMERADOS COTOPAXI S.A.

En las Figuras 3.1, 3.2 y 3.3 se muestran las cartas de control estadístico de DQO, ST y SD en el efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A.; las mismas que muestran los valores de dichos parámetros fisicoquímicos durante el periodo de operación de la planta comprendido entre julio y septiembre del 2012. En las figuras antes mencionadas se pueden identificar la media, los límites de alarma superior (LAS) e inferior (LAI), que corresponden a la media \pm la desviación estándar, y los límites de control superior (LCS) e inferior (LCI), que corresponden a la media \pm 2 veces la desviación estándar. (APHA, AWWA y WEF, 2005, pp. 1-8 - 1-9).

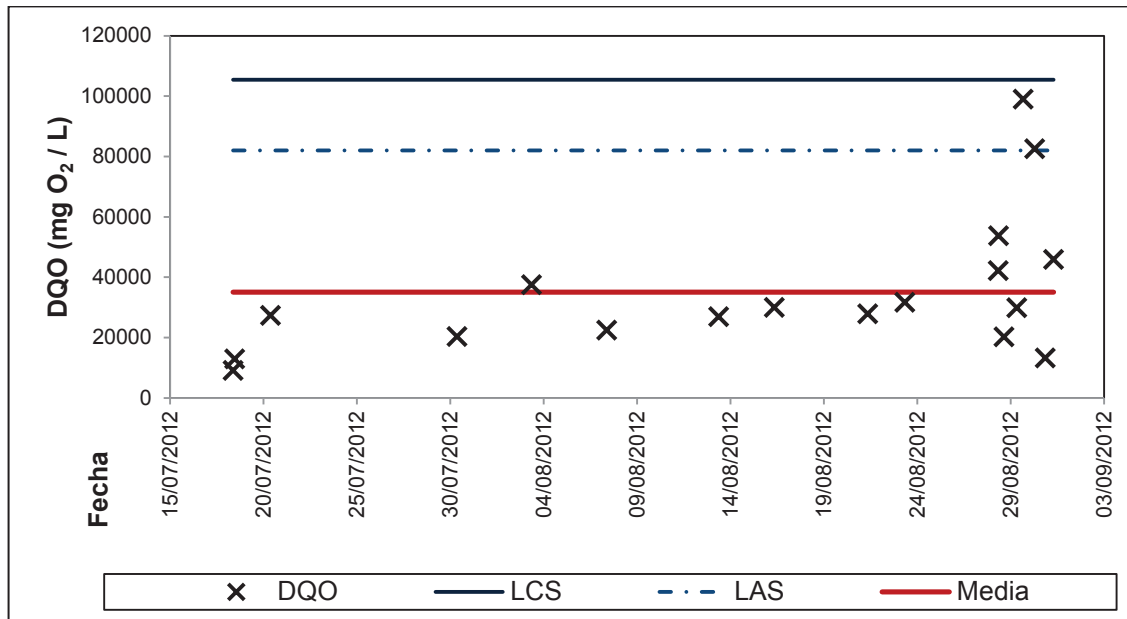


Figura 3.1. Carta de control estadístico de la DQO del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A. entre los meses de julio y septiembre de 2012

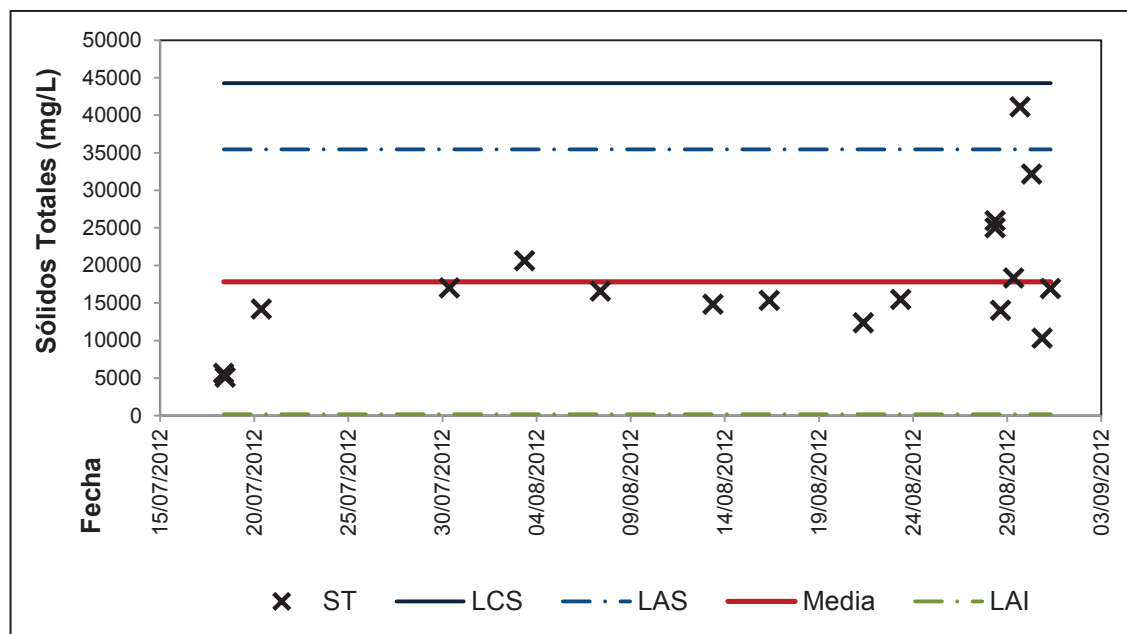


Figura 3.2. Carta de control estadístico de los sólidos totales del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A. entre los meses de julio y septiembre de 2012

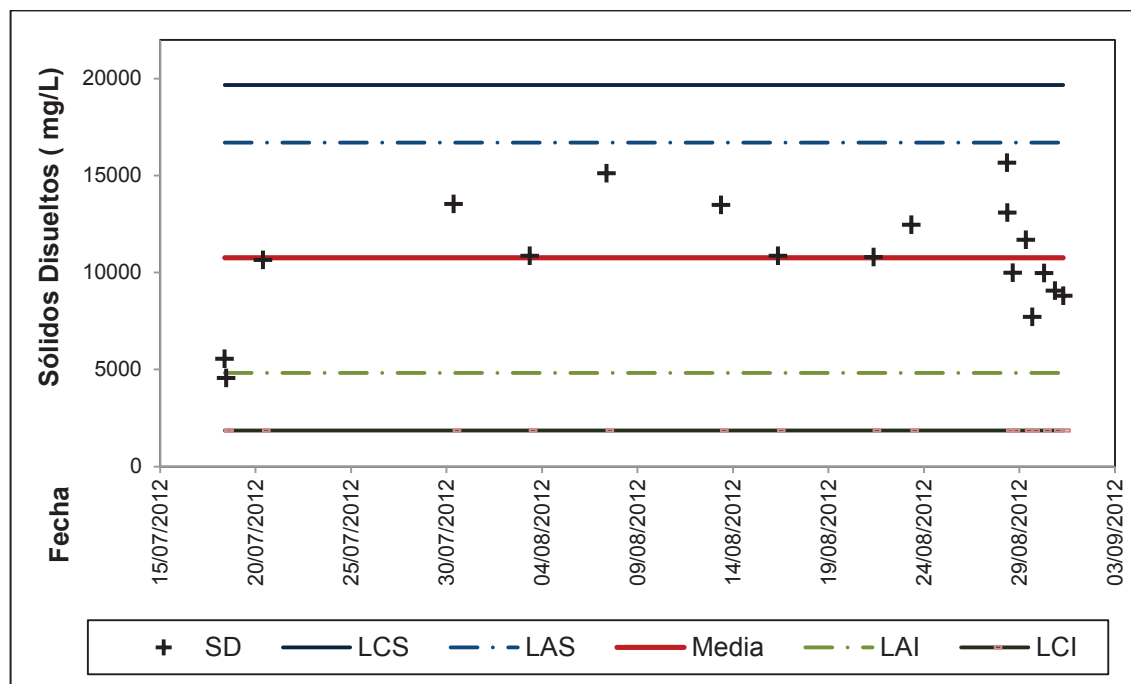


Figura 3.3. Carta de control estadístico de los sólidos disueltos en el efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A. entre los meses de julio y septiembre de 2012

En las Figuras 3.1, 3.2 y 3.3 se puede observar que los valores de los parámetros fisicoquímicos analizados (DQO, ST y SD), durante el período comprendido entre julio y septiembre de 2012, se encuentran dentro del rango de los límites de control. Esto quiere decir que no se encontraron diferencias estadísticamente significativas entre muestras tomadas en distintos períodos, y por tanto fue posible realizar muestreos compuestos en tres días normales de operación (24 h), de forma aleatoria, con el fin de tener muestras representativas (APHA, AWWA y WEF, 2005, pp. 1-8 – 1-9).

3.1.2 CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE

La Tabla 3.1 indica los valores de los parámetros fisicoquímicos determinados en las muestras de efluente obtenidas en los tres muestreos compuestos realizados.

Tabla 3.1. Caracterización fisicoquímica de los muestreos compuestos

Parámetro	Unidad	Muestreo 1	Muestreo 2	Muestreo 3	Promedio	*Límite máximo permisible
Color real	Unid Pt-Co	18 300,00	19 700,00	23 200,00	20 400,00 ± 2 523,89	---
Turbidez	NTU	15 500,00	14 100,00	9 950,00	13 183,33 ± 2 886,32	20
DQO	mg O ₂ /L	39 400,00	40 700,00	36 400,00	38 833,33 ± 2 205,30	500
DBO ₅	mg O ₂ /L	5 083,33	5 458,33	5 166,67	5 236,11 ± 196,91	250
TOC	ppm	24 400,00	25 700,00	21 500,00	23 866,67 ± 2150,19	---
Sólidos totales	mg/L	21 176,00	24 156,00	23 220,00	22 850,67 ± 1 523,94	1 600, 00
Sólidos sedimentables	mL/L	150,00	140,00	155,00	148,33 ± 7,64	2
Sólidos disueltos	mg/L	8 856,00	8 670,00	8 044,44	8 523,48 ± 425,15	---
Sólidos suspendidos	mg/L	12 320,00	15 486,00	15 175,56	14 327,19 ± 1 745,19	220
Alcalinidad	mg CaCO ₃ /L	239,52	335,33	335,33	303,39 ± 55,31	---
Conductividad	μS/cm	2 870,00	3 050	2 750	2 890,00 ± 151,00	
Dureza Total	mg CaCO ₃ /L	550,00	600,00	450,00	533,33 ± 76,38	300
pH	-	4,99	5,90	5,67	5,52 ± 0,47	5,00-9,00
Nitratos	mg/L	452,86	515,71	489,78	486,12 ± 31,59	---
Fosfatos	mg/L	243,28	187,50	230,37	220,38 ± 29,20	---
Oxígeno disuelto	Ppm	0,26	0,19	0,23	0,23 ± 0,04	---
Nitrógeno amoniacal	mL/L	104,00	109,00	98,00	103,67 ± 5,51	---

*Fuente: TULSMA, 2005, pp. 27-28).

Como se puede observar en la Tabla 3.1, los valores obtenidos en la caracterización del efluente no se encuentran dentro del rango del límite máximo permisible establecido en la Normativa Nacional vigente (TULSMA, 2005, pp. 26-28), debido a que el agua residual posee una elevada carga orgánica proveniente de los procesos de elaboración de tableros MDF, compuesta especialmente por lignina, celulosa y hemicelulosa; sustancias que poseen estructuras complejas que dificultan el tratamiento y determinan una baja biodegradabilidad.

El efluente posee una gran cantidad de sólidos suspendidos, los mismos que se encuentran directamente relacionados con los altos valores de color y de turbidez. Además, la concentración de la carga orgánica es muy elevada, lo que se refleja en los altos valores de DQO y DBO₅.

3.2 PRUEBAS PRELIMINARES DE ELECTROCOAGULACIÓN

Inicialmente, se estudió el efecto del pH en la electrocoagulación a través de pruebas con valores de pH de 6,0; 7,0; 7,5 y 8,0 del efluente, previamente clarificado por un proceso de sedimentación, con un tiempo de residencia de 1 h. En el proceso de electrocoagulación, se trabajó con un flujo de 200 mL/min, con 10 celdas electrolíticas cuyo ánodo fue Al y el cátodo Fe, y con una intensidad de corriente de 18 A. Los resultados obtenidos de la remoción de DQO se presentan en la Figura 3.4. Los datos experimentales se encuentran tabulados en la Tabla AIV.1 del Anexo IV.

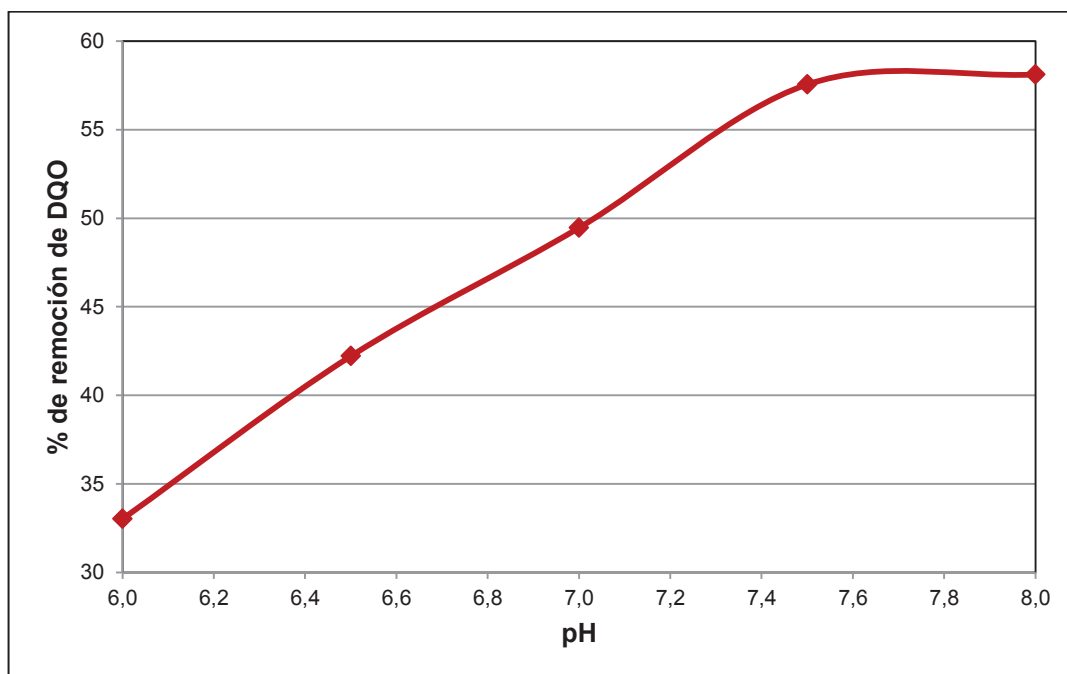


Figura 3.4. Remoción de DQO del efluente a tratar con respecto a la variación de pH, en las pruebas preliminares del proceso de electrocoagulación (I = 18 A)

En la Figura 3.4 se observa que la remoción de DQO aumentó con el incremento del pH del efluente hasta valores de 7,50. Para valores más altos de pH, la remoción de la carga contaminante permaneció aproximadamente constante. De acuerdo con estos resultados, se estableció como pH de trabajo el valor de 7,5; el cual permitió una remoción del 57,6 %.

Una vez seleccionado del pH de trabajo, se procedió a analizar la remoción de la DQO con respecto a la intensidad de corriente inducida en el proceso de electrocoagulación. Para esto se trabajó a valores de corriente eléctrica de 2, 5, 8, 18, 25 y 30 A; con un flujo de 200 mL/min de efluente y 10 celdas electrolíticas con ánodos de Al y cátodos de Fe. La Figura 3.5 ilustra los resultados de la remoción de DQO con respecto a la intensidad de corriente. Los datos experimentales se encuentran tabulados en las Tabla AIV.2 del Anexo IV.

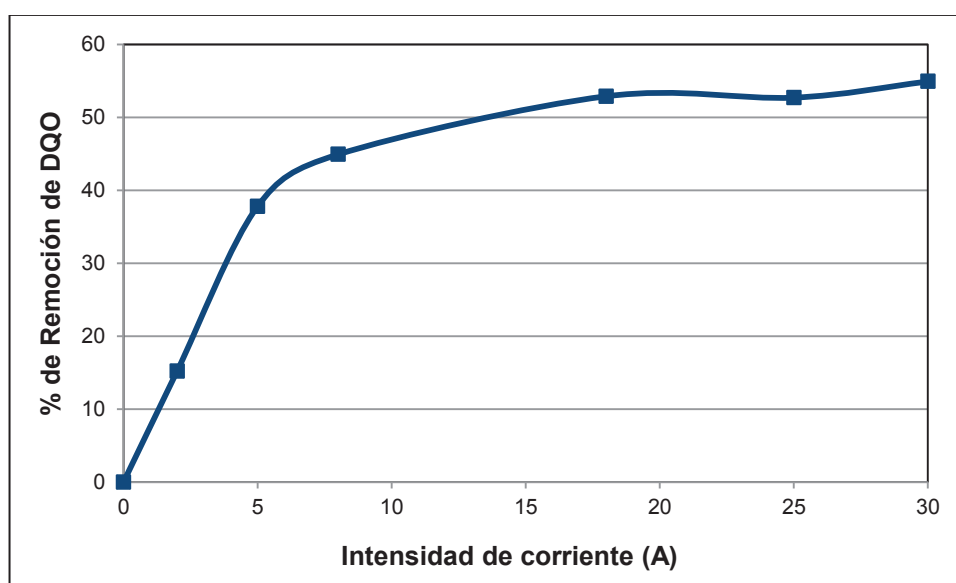


Figura 3.5. Remoción de DQO con respecto a la variación de intensidad de corriente, en las pruebas preliminares del proceso de electrocoagulación (pH = 7,50)

Como se puede observar en la Figura 3.5, se obtuvieron porcentajes de remoción de DQO superiores al 45 %, cuando se trabajó con valores de intensidad de corriente mayores a 8 A; por esta razón, se estableció que los valores de intensidad de corriente de trabajo para el proceso de electrocoagulación serían de 8, 18 y 30 A.

3.3. PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN

Se realizaron pruebas de sedimentación del efluente a un pH de trabajo de 7,50 con el fin de eliminar la mayor cantidad de sólidos presentes en el agua para, posteriormente, tratarla en el proceso de electrocoagulación descrito en la sección 2.3. En la Figura 3.6 se puede observar la remoción de sólidos alcanzada con respecto al tiempo de sedimentación.

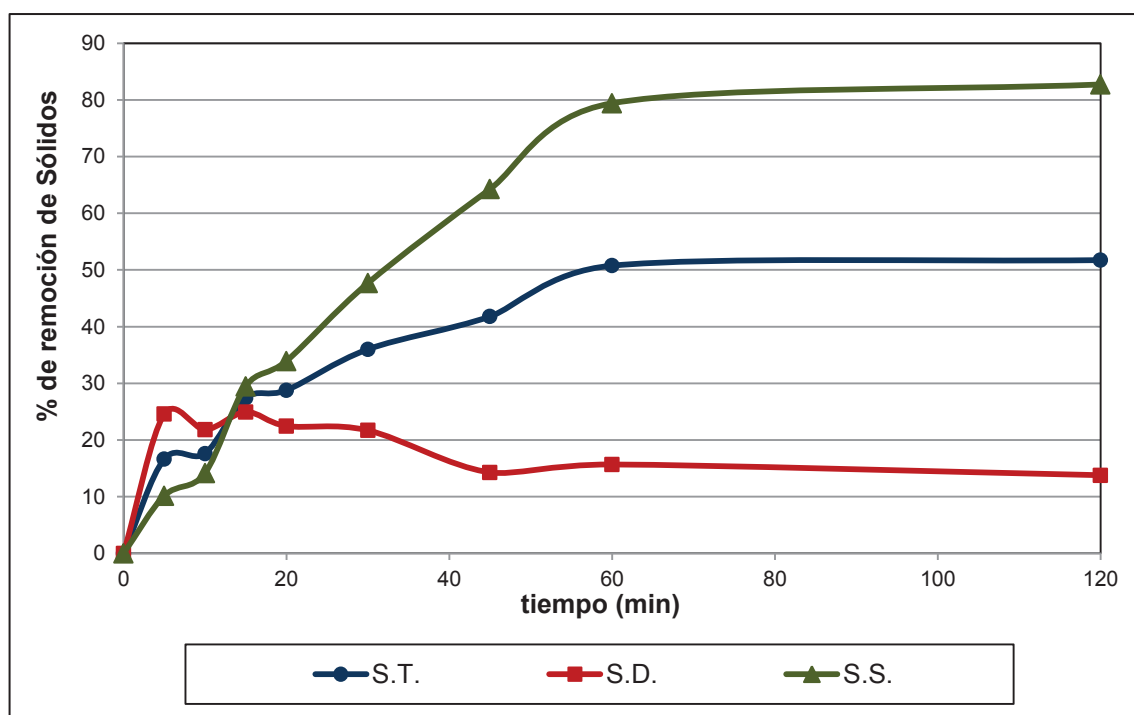


Figura 3.6. Remoción de sólidos con respecto al tiempo de sedimentación del efluente

Como se observa en la Figura 3.6, se alcanzaron los valores más altos de remoción a un tiempo de sedimentación de 1 h, los mismos que corresponden a un 52,0 % para el caso de sólidos totales, 11 % para sólidos disueltos y 82,4 % para sólidos suspendidos.

En la Tabla 3.2 se presenta la caracterización del efluente obtenido luego del proceso de sedimentación para un tiempo de residencia de 1 h.

Tabla 3.2. Caracterización del efluente tratado por sedimentación

Parámetro	Unidad	Promedio	Valor inicial	% de remoción
Sólidos totales	mg/L	10 968,37 ± 531,61	22 850,67	52,0
Sólidos disueltos	mg/L	7 585,04 ± 391,46	8 523,48	11,0
Sólidos suspendidos	mg/L	3 383,43 ± 260, 58	14 327,19	82,4
pH	-	7,50 ± 0,04	5,52	-
Color real	Unid. Pt-Co	21 950,00 ± 1 047,04	20 400,00	-
DQO	mg O ₂ /L	16 300,00 ± 692,82	38 833,33	58,1
DBO ₅	mg O ₂ /L	4 296,33 ± 288,54	5 236,11	17,9
TOC	ppm	10 266,67 ± 644,85	23 866,67	57,0
Oxígeno disuelto	mg/L	0,70 ± 0,03	0,23	-
Turbidez	NTU	3 900,00 ± 360,56	13 183,33	70,4
Conductividad	μS/cm	6 430,00 ± 430,32	2 890,00	-

3.4 PRUEBAS DE ELECTROCOAGULACIÓN

3.4.1 TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICA

Para la realización de las pruebas de electrocoagulación, el primer parámetro importante a analizar fue el tiempo hidráulico de residencia del efluente dentro del reactor de electrocoagulación, el mismo que depende del flujo de alimentación del agua residual; pero dado el diseño del reactor, que contiene una serie de deflectores asociados con la presencia de las placas de los electrodos, este parámetro fue determinado experimentalmente, y se obtuvieron los resultados que se muestran en la Figura 3.7.

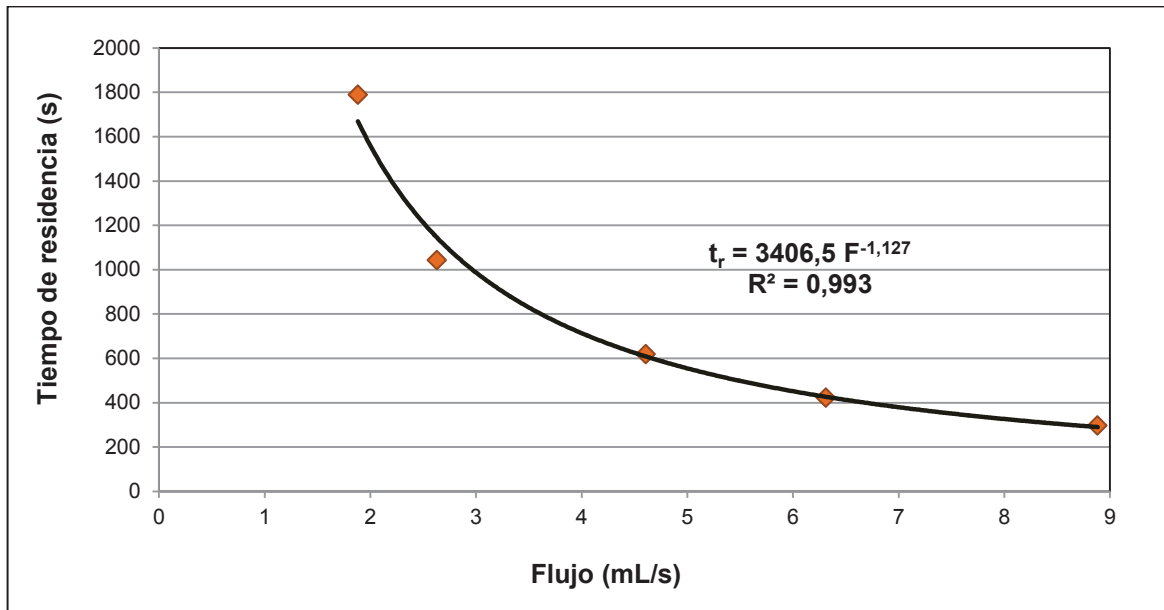


Figura 3.7. Tiempo de residencia hidráulica dentro del reactor de electrocoagulación con respecto a la variación del flujo del efluente a tratar

La ecuación encontrada en la Figura 3.7 fue empleada para el cálculo del tiempo de residencia hidráulica del efluente suministrado al reactor de electrocoagulación a diferentes flujos de alimentación y corresponde a la descrita en la Ecuación [3.1]:

$$t_r = 3\,406,5 F^{-1,127} \quad [3.1]$$

Donde:

t_r : tiempo de residencia hidráulica del agua contaminada en el reactor de electrocoagulación, en s

F: Flujo de alimentación al reactor, en mL/s

Para un flujo de trabajo de 200 mL/min (3,33 mL/s) del efluente en el proceso de electrocoagulación, se estableció un tiempo de residencia hidráulico de 14 min o 0,23 h.

3.4.2 ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DE LA DENSIDAD DE CORRIENTE Y LA ADICIÓN DE POLIAMIDA EN EL PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN

En trabajos relacionados con la electrocoagulación de efluentes se utiliza el término densidad de corriente (j), para relacionar la intensidad de corriente empleada en el proceso con el área de los electrodos ocupados (Hernández-Ortega et al., 2010, p. 146; Perng et al., 2007, p. 362). La relación entre intensidad de corriente y densidad de corriente se muestra en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Relación entre intensidad de corriente y densidad de corriente (j) suministrada al proceso de electrocoagulación

Intensidad de corriente (A)	Densidad de corriente (A/m^2)
8	57,14
18	128,57
30	214,29

La densidad de corriente aplicada en este trabajo fue mayor a la utilizada por otros autores para el tratamiento de aguas provenientes de otras industrias como la farmacéutica, textil y de papel (Hernández-Ortega et al., 2010, pp. 146, 148; Bernal-Martínez, Barrera-Díaz, Natividad y Rodrigo, 2013, p. 136-137). Esto se debe a que la carga contaminante del efluente de este estudio fue mucho mayor.

En la Figura 3.8 se muestra la remoción de sólidos totales con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de 20 mL/min de una solución de poliamida con una concentración de 100 mg/L. Se puede observar que las mejores condiciones corresponden a una intensidad de corriente de 128,57 A/m^2 y la adición de la solución de poliamida al sistema, que permitieron obtener un porcentaje de remoción de ST del 45,6 %; mientras que para el caso del tratamiento sin adición de poliamida, se obtuvo un porcentaje de remoción del 39,7 %.

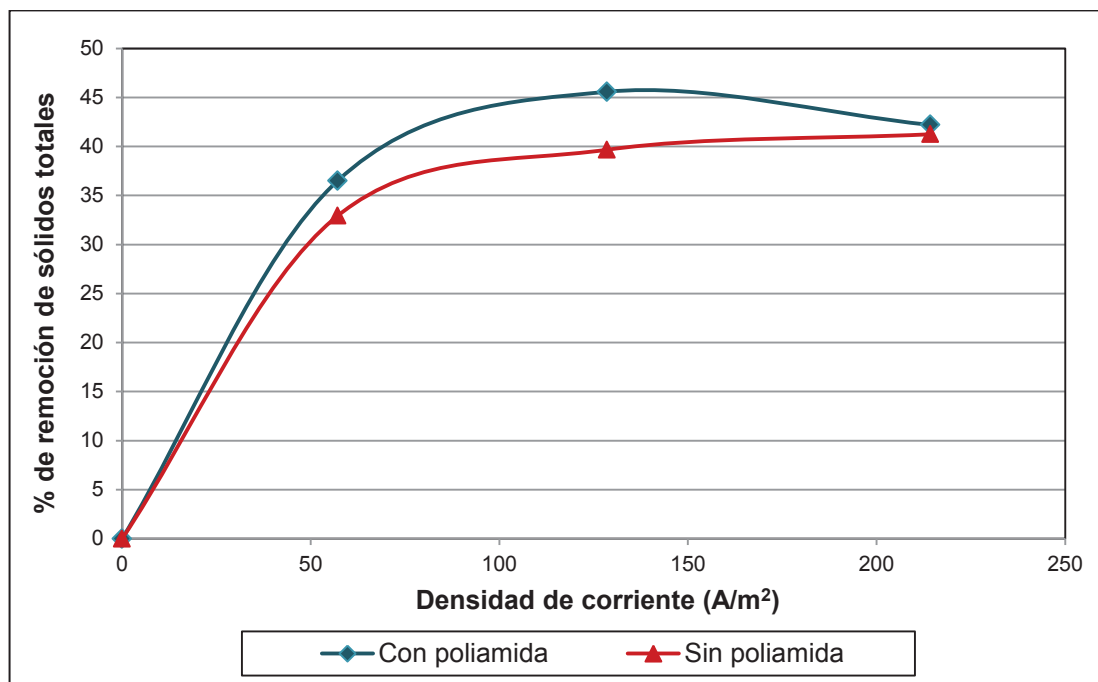


Figura 3.8. Remoción de sólidos totales con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

La remoción de sólidos disueltos con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de la solución de poliamida se evidencia en la Figura 3.9.

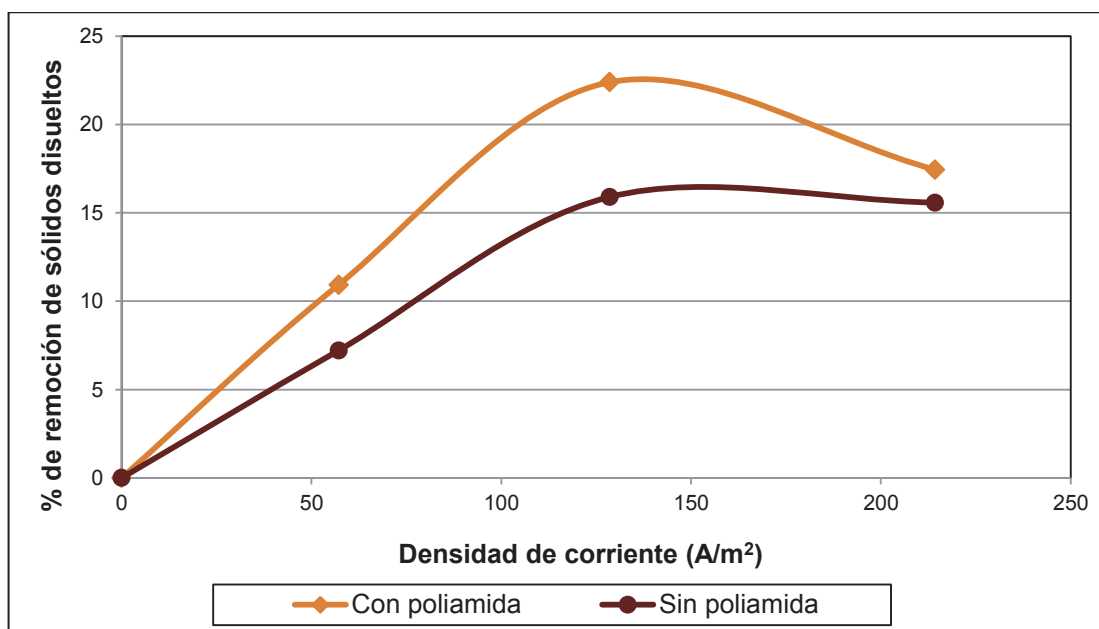


Figura 3.9. Remoción de sólidos disueltos con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

En la Figura 3.9, se puede observar que existe un porcentaje de remoción de sólidos disueltos del 22,4 % para una densidad de corriente de 129 A/m² y con adición de solución de poliamida. Este valor es mayor al obtenido en el tratamiento sin adición de poliamida, que fue de 15,9 %. Esta diferencia se debe a que la poliamida actúa como un agente coagulante que favorece a la eliminación de carga orgánica, mediante la formación de flóculos grandes que se pueden remover con facilidad. A valores de densidad de corriente superiores a 214 A/m², se observaron valores inferiores de porcentajes de remoción, debido a que a estas condiciones se libera una mayor cantidad de iones metálicos, los mismos que se disuelven en el agua de acuerdo con la Ley de Faraday (Restrepo et al., 2006, p. 66).

A diferencia de la remoción de ST y SD presentadas en las Figuras 3.8 y 3.9, respectivamente; en la Figura 3.10 se observa que con y sin la adición de poliamida, con valores superiores a 57 A/m², el porcentaje de remoción obtenido para sólidos suspendidos fue de aproximadamente el 98 %.

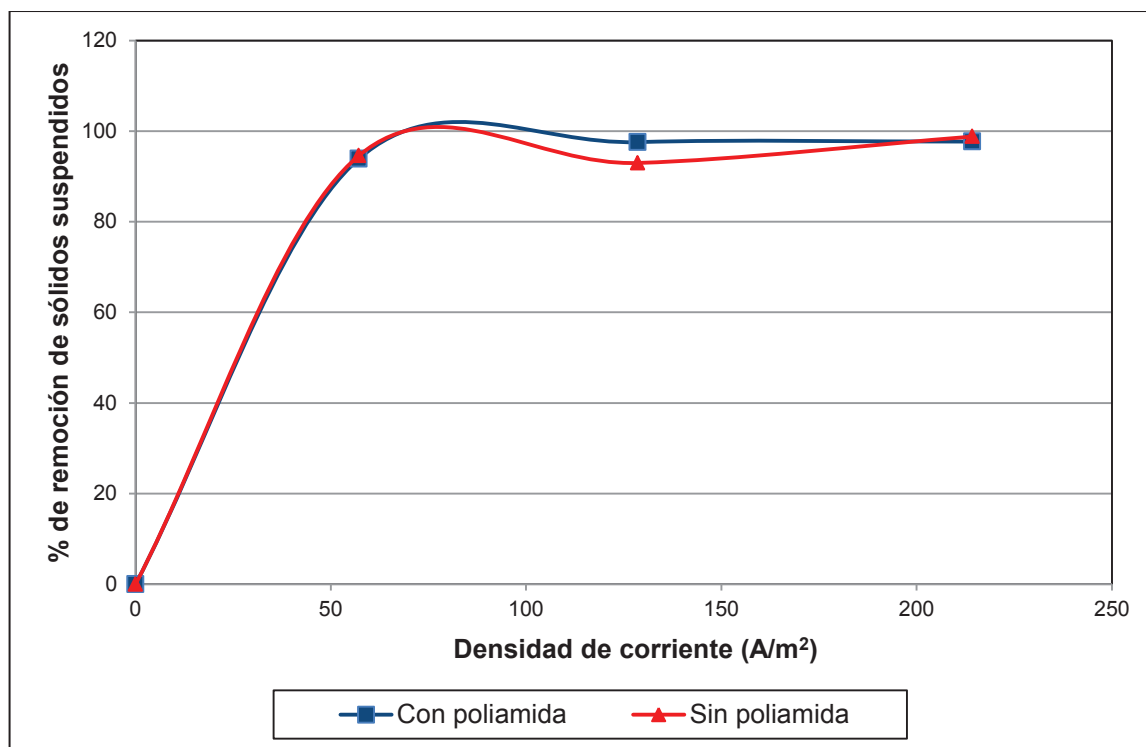


Figura 3.10. Remoción de sólidos suspendidos con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

La carga contaminante presente en un efluente se relaciona directamente con la DQO. Este parámetro, con una densidad de corriente de 214 A/m^2 y con y sin la adición de poliamida, presentó valores de remoción del 67,3 % y del 54,5 %, respectivamente, tal y como se indica en la Figura 3.11. Los análisis estadísticos muestran que existen diferencias significativas para el caso de trabajar a las distintas condiciones del proceso descritas en la sección 2.3. El análisis estadístico fue realizado en el programa Stat Graphics y los resultados se presentan en el Anexo VI.

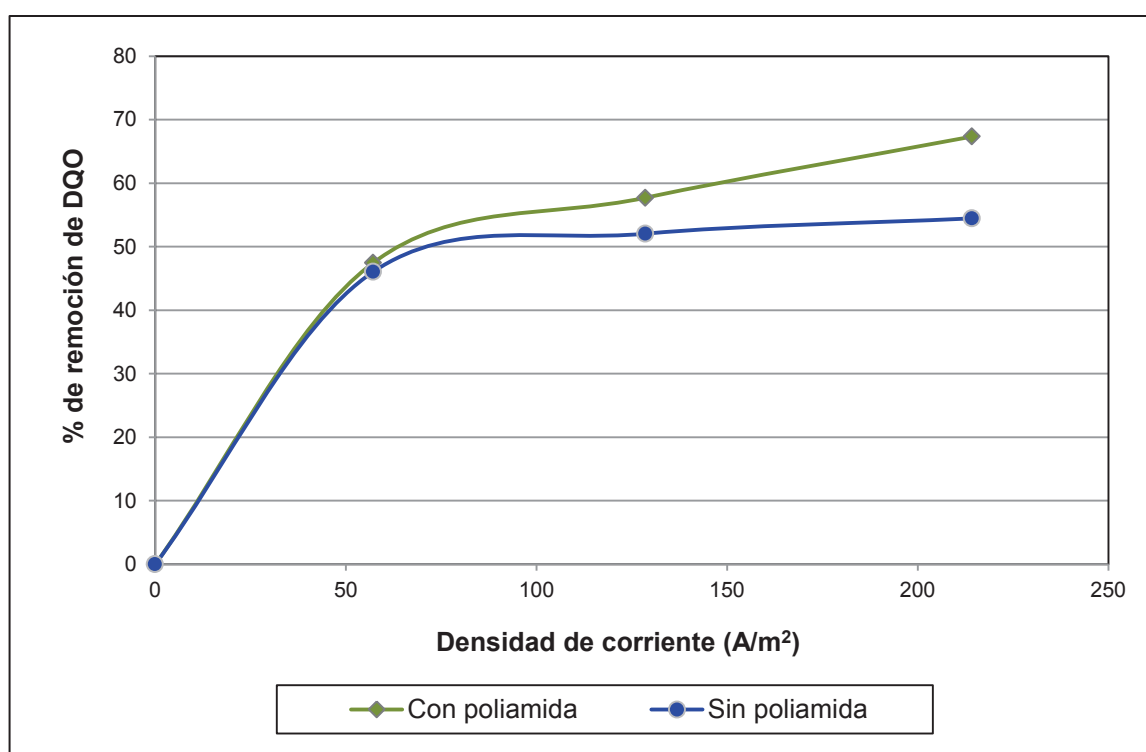


Figura 3.11. Remoción de DQO con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

De manera similar a lo reportado en la remoción de la DQO, el mayor porcentaje de remoción de TOC se alcanzó a la densidad de corriente de 214 A/m^2 , que supone una velocidad de reacción más elevada en el proceso redox, frente a las otras condiciones del sistema, y una mayor oxidación del aluminio lo que conlleva a una mayor disponibilidad de iones para las reacciones de coagulación.

La remoción de materia orgánica en el proceso de electrocoagulación presentó mejores resultados con la adición de 20 mL/min de una solución de poliamida con una concentración de 100 mg/L, puesto que este compuesto permitió la formación de flóculos más grandes que podían ser removidos con mayor facilidad por sedimentación y flotación. Con las condiciones del proceso antes mencionadas, se llegó a tener un valor de remoción de TOC del 67,8 %, como se observa en la Figura 3.12.

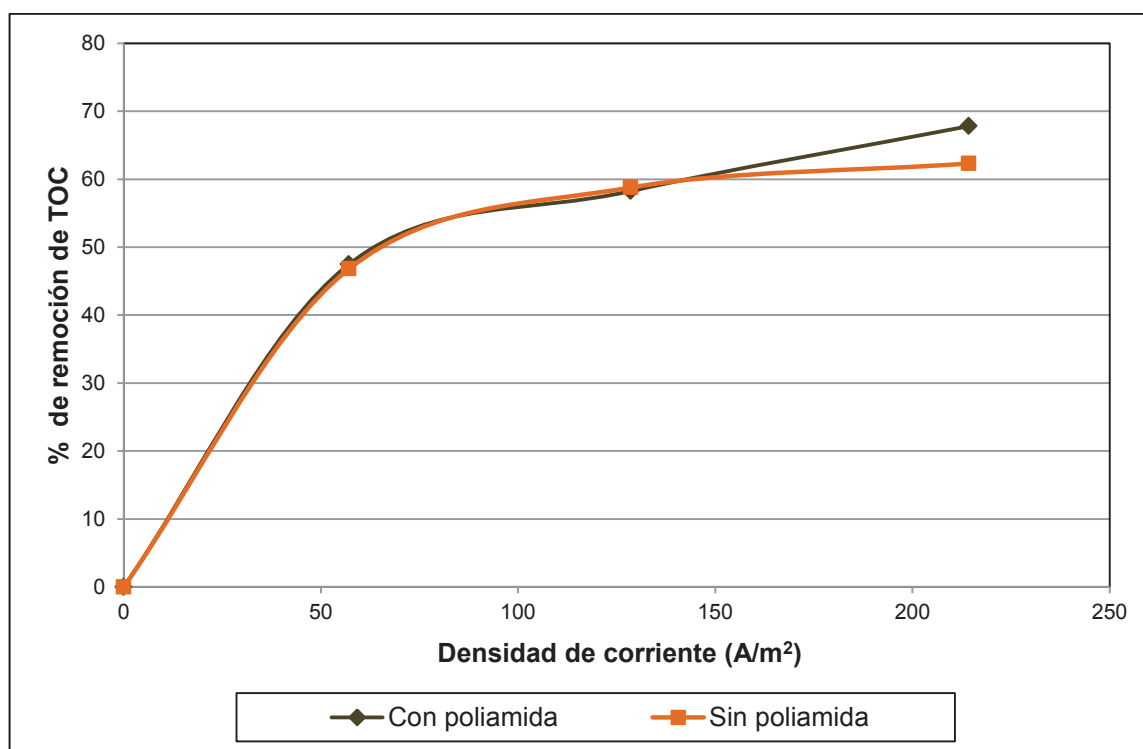


Figura 3.12. Remoción de TOC con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

En la Figura 3.13 se observa el comportamiento del pH con relación a la variación de la densidad de corriente utilizada en el proceso y a la adición de 20 mL/min de una solución de 100 mg/mL de poliamida. Este valor tiende a permanecer constante. Al trabajar con una densidad de corriente de 129 A/m², existe una diferencia estadísticamente significativa en los valores de pH obtenidos con y sin la adición de poliamida. Los resultados del análisis estadístico se presentan en el Anexo VII.

Al realizar el análisis sin la alimentación de la solución de poliamida, el pH del efluente se incrementa debido a que algunos hidróxidos formados se disuelven en el agua; mientras que con la alimentación de poliamida, el pH permanece prácticamente constante, debido a que los hidróxidos formados son removidos con facilidad junto con la carga contaminante presente en el efluente.

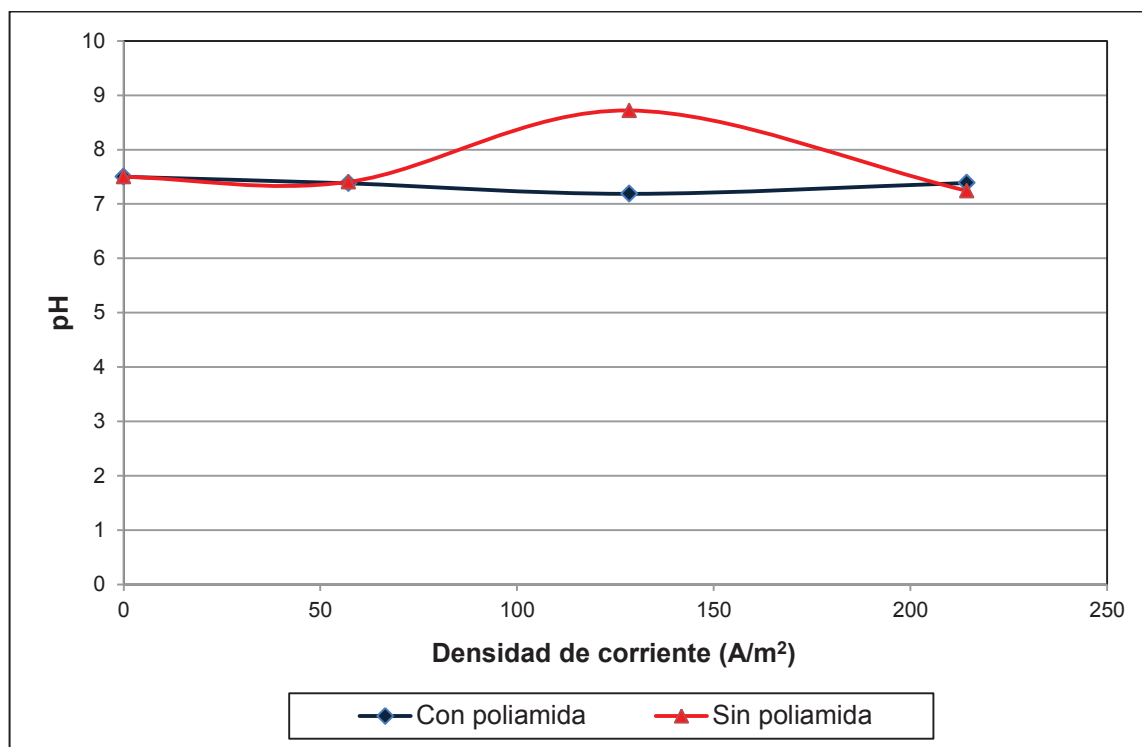


Figura 3.13. Comportamiento del pH del efluente con respecto a la variación de densidad de corriente y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

En la Figura 3.14, se puede observar el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto a la variación de la densidad de corriente y a la adición de 20 mL/min de una solución de 100 mg/L de poliamida. En esta figura se puede observar el incremento de oxígeno disuelto cuando se trabajó a las distintas densidades de corriente, dado que se generó oxígeno por la descomposición electroquímica del efluente, el mismo que es más soluble en el agua que el hidrógeno generado en la zona catódica de las celdas electroquímicas del reactor de electrocoagulación. Existió una diferencia estadísticamente significativa (con 95 % de confianza) con respecto a la adición de poliamida; el oxígeno disuelto en el efluente tratado con el coagulante en el proceso de electrocoagulación fue mayor

que en el efluente del proceso donde no se lo ocupó, debido a que este polímero permite la agrupación de los flocúlos formados gracias a su estructura molecular, a la vez que favorece el desprendimiento de las moléculas oxígeno por la ruptura de cadenas largas de moléculas orgánicas (Comisión Nacional del Agua, 2007, p. 160).

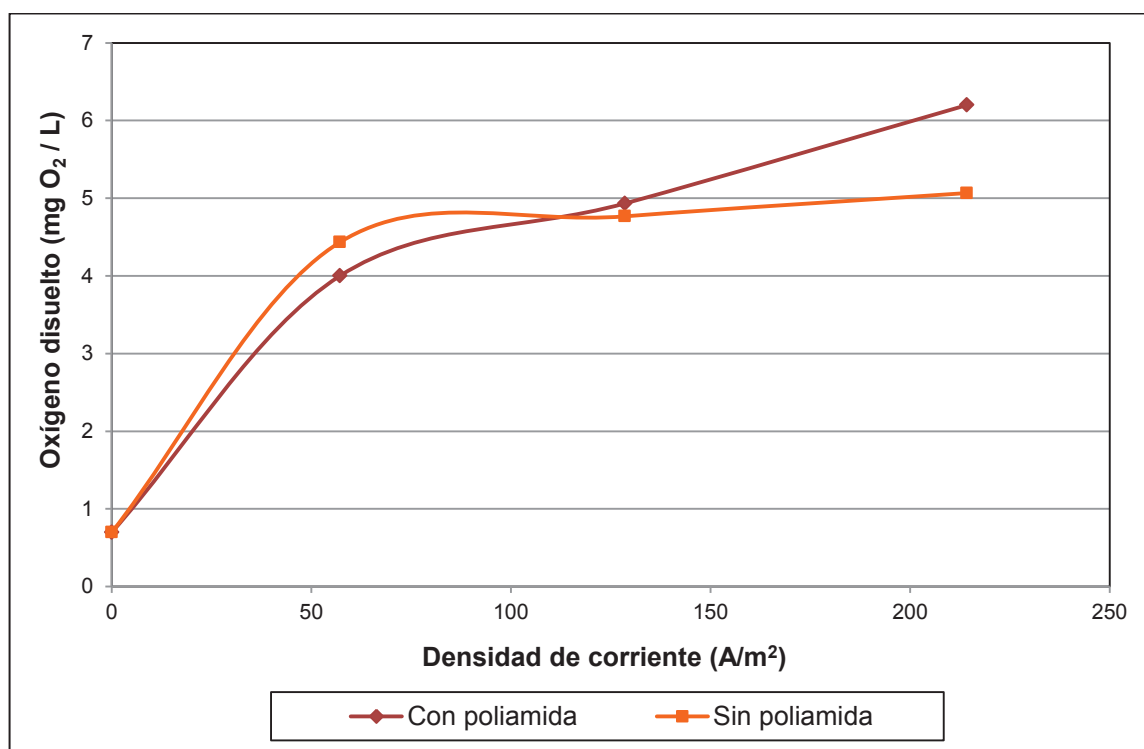


Figura 3.14. Comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto a la variación de densidad de corriente aplicada y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Las Figuras 3.15 y 3.16 representan la remoción de color real y de turbidez con respecto a la variación de la densidad de corriente aplicada y a la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación. Se encontró que no existieron diferencias estadísticamente significativas (con 95 % de confianza) con respecto a la densidad de corriente y a la adición o no de la solución de poliamida. Los resultados del análisis estadístico se presentan en el Anexo VII. Se obtuvieron resultados de remoción del 99,8 % de color y 99,9 % de turbidez.

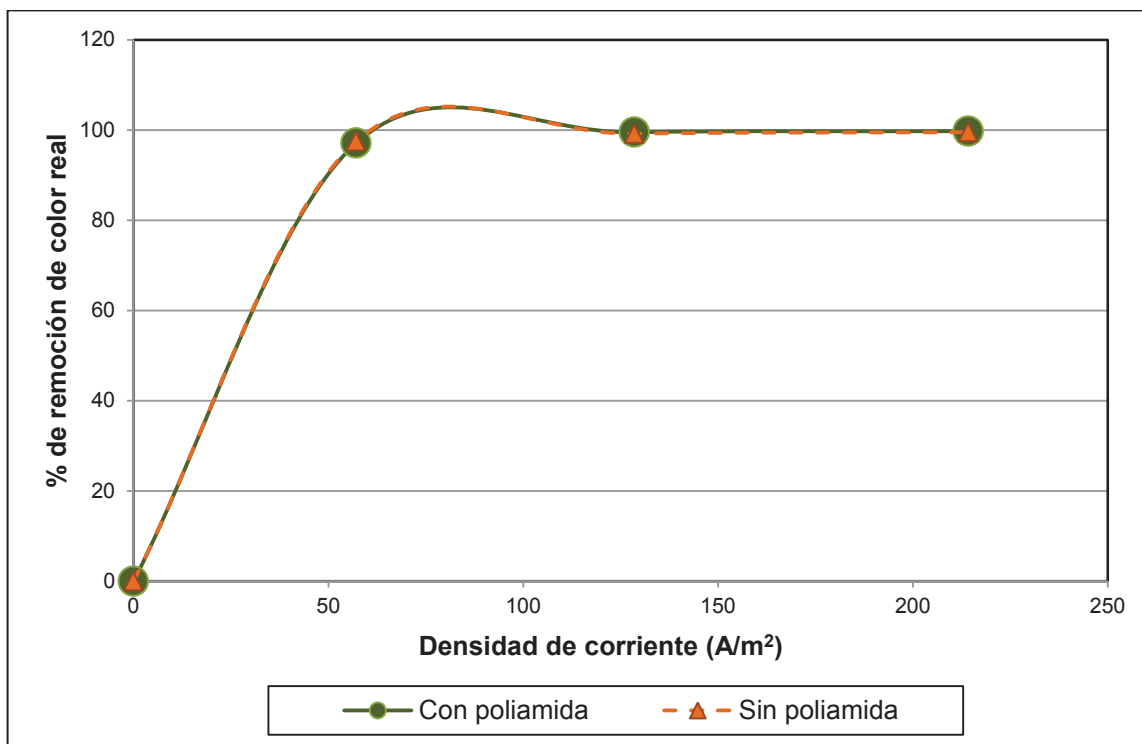


Figura 3.15. Remoción de color real con respecto a la variación de densidad de corriente aplicada al proceso de electrocoagulación con y sin poliamida

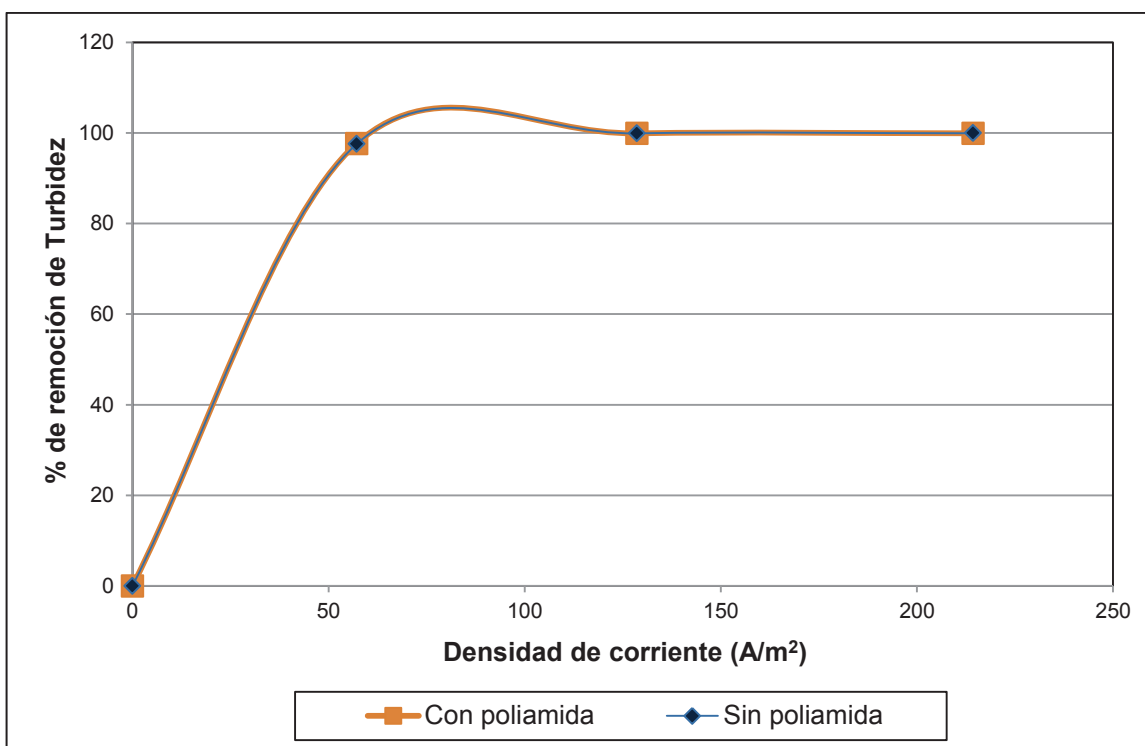


Figura 3.16. Remoción de turbidez con respecto a la variación de densidad de corriente aplicada al proceso de electrocoagulación con y sin poliamida

Uno de los parámetros más importantes a analizar fue la remoción de DQO, ya que el valor encontrado en la muestra inicial superó al límite máximo permisible (TULSMA, 2005, p. 26). Por tal razón, se escogieron las condiciones de operación del proceso continuo de electrocoagulación que permitieron obtener los mayores porcentajes de remoción de DQO, las cuales se detallan en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4. Condiciones de operación del proceso de electrocoagulación seleccionadas para el tratamiento previo a la ozonificación

Condiciones de operación definidas para el proceso de electrocoagulación	
Concentración de poliamida (mg/L)	100,00
Flujo de poliamida (mL/min)	20,00
Densidad de Corriente (A/m²)	214,29
Voltaje (V)	6,60
Ánodo	Aluminio
Cátodo	Hierro
Flujo de alimentación de efluente (mL/min)	200,00
pH inicial	7,50
Número de Celdas	10

3.4.3 CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE TRATADO EN EL PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN

En la Tabla 3.5 se presenta la caracterización del efluente obtenido luego del proceso de electrocoagulación, bajo las condiciones indicadas en la tabla 3.4.

Tabla 3.5. Caracterización fisicoquímica del efluente tratado por electrocoagulación

Parámetro	Unidad	Promedio	*Valor inicial	% de remoción
Sólidos totales	mg/L	6 340,00 ± 397,63	10 968,00	42,2
Sólidos disueltos	mg/L	6 262,00 ± 393,21	7 585,00	17,4
Sólidos suspendidos	mg/L	78,00 ± 4,42	3 383,00	97,7
pH	-	7,39 ± 0,24	7,50	-
Color real	Unid. Pt-Co	55,33 ± 3,51	21950,00	99,8
DQO	mg O ₂ /L	5 323,33 ± 275,05	16 300,00	67,3
DBO ₅	mg O ₂ /L	3 053,00 ± 298,31	4 296,33	28,9
TOC	ppm	3 307,00 ± 352,44	10 266,67	67,8
Oxígeno disuelto	mg/L	6,20 ± 0,36	0,70	-
Turbidez	NTU	3,33 ± 0,58	3 900,00	99,9
Conductividad	μS/cm	4 516,67 ± 456,58	6 430,00	29,8

*Valor tomado como referencia del proceso de sedimentación

3.5 PRUEBAS DE OZONIFICACIÓN

3.5.1 ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DEL TIEMPO DE RESIDENCIA EN EL REACTOR DE OZONIFICACIÓN

El tiempo de residencia en un reactor de ozonificación está directamente relacionado con la dosis de ozono utilizada para el tratamiento del efluente. Se trabajó con tiempos de residencia de: 1,0; 2,5; 5,0; 10,0; 15,0; 20,0; 25,0; 30,0; 45,0 y 60 min. Los resultados obtenidos de la ozonificación del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A., bajo las condiciones descritas en la Tabla 2.4, se describen en la Tabla AVIII.1 del Anexo VIII.

En la Figura 3.17 se muestra el efecto del tiempo de residencia en el reactor de ozonificación en la remoción de sólidos totales presentes en el efluente tratado.

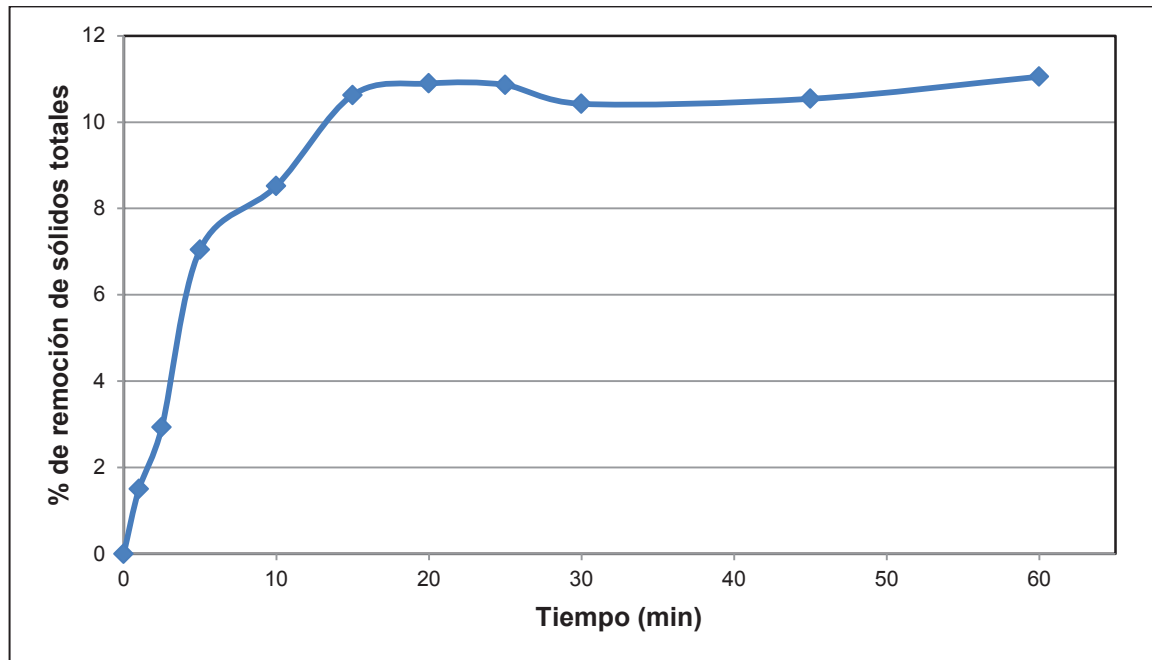


Figura 3.17. Remoción de sólidos totales del efluente con respecto al tiempo de ozonificación

En el tratamiento de ozonificación del efluente proveniente del proceso de electrocoagulación, se encontró que no existieron diferencias estadísticamente significativas (95 % de confianza) en la eliminación de sólidos totales a partir de un tiempo de ozonificación de 15 min. A esta condición se obtuvo un 10,8 % de remoción. Los resultados del análisis estadístico se presentan en el Anexo IX.

En la Figura 3.18 se muestra la remoción de sólidos disueltos con respecto al tiempo de ozonificación del efluente tratado.

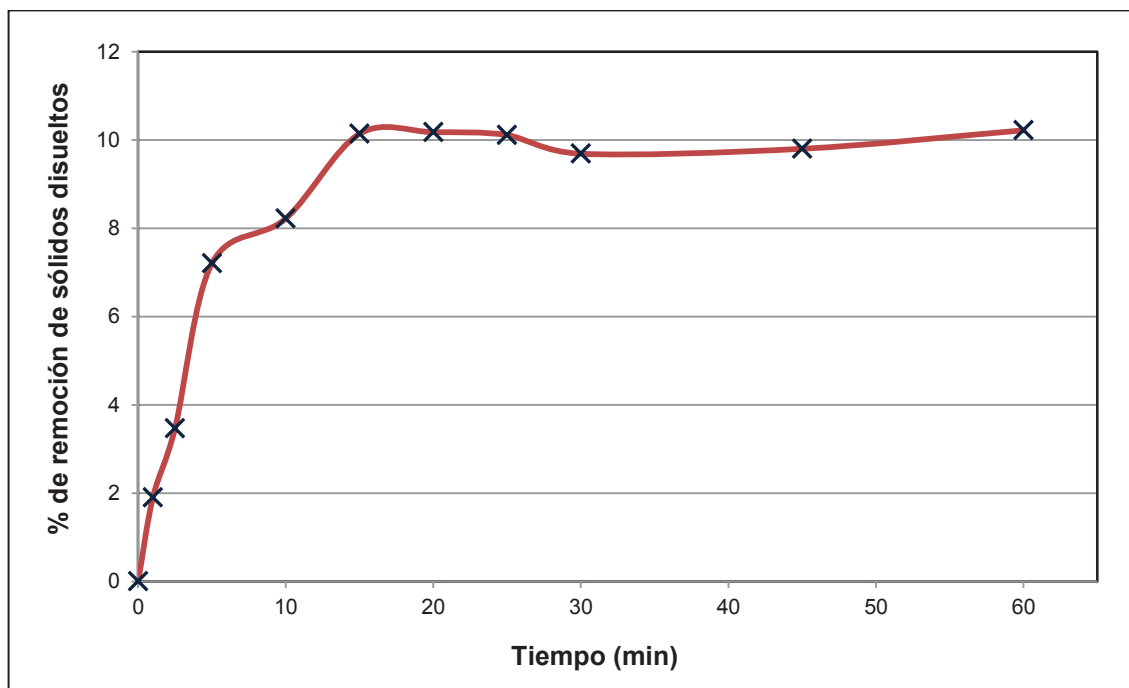


Figura 3.18. Remoción de sólidos disueltos del efluente con respecto al tiempo de ozonificación

En las Figuras 3.17 y 3.18 se puede observar un comportamiento similar en la remoción de sólidos totales y sólidos disueltos en el tratamiento con ozono. Se encontró que no existieron diferencias estadísticamente significativas (95 % de confianza) en la eliminación de sólidos disueltos a partir de un tiempo de ozonificación de 15 min, como fue el caso de los sólidos totales.

Las Figuras 3.19, 3.20 y 3.21 muestran el comportamiento de los sólidos suspendidos, la turbidez y el color real del efluente tratado con respecto a la variación del tiempo de residencia del agua residual en el reactor de ozonificación, respectivamente.

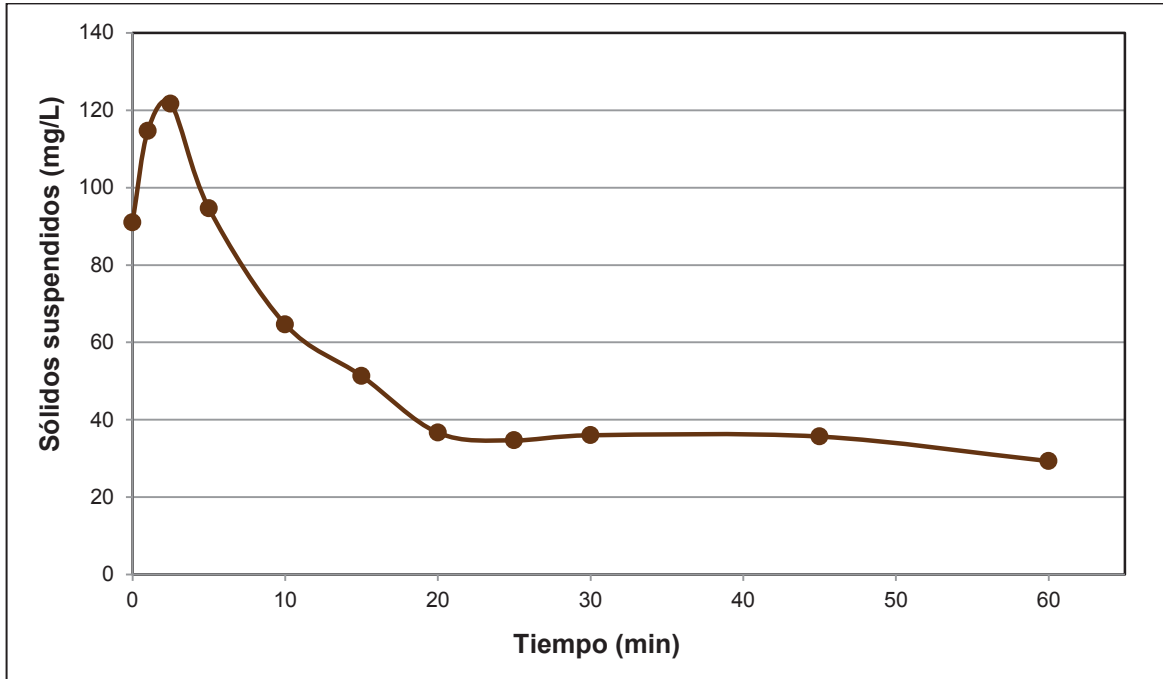


Figura 3.19. Comportamiento de los sólidos suspendidos del efluente con respecto al tiempo de ozonificación

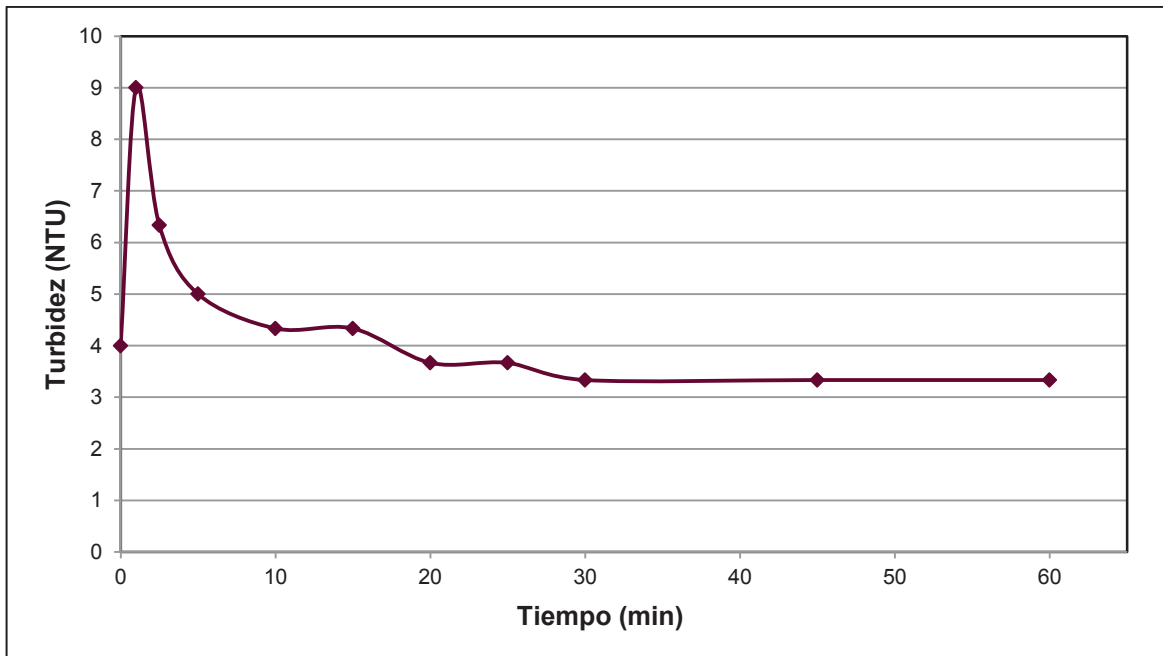


Figura 3.20. Comportamiento de la turbidez del efluente con respecto al tiempo de ozonificación

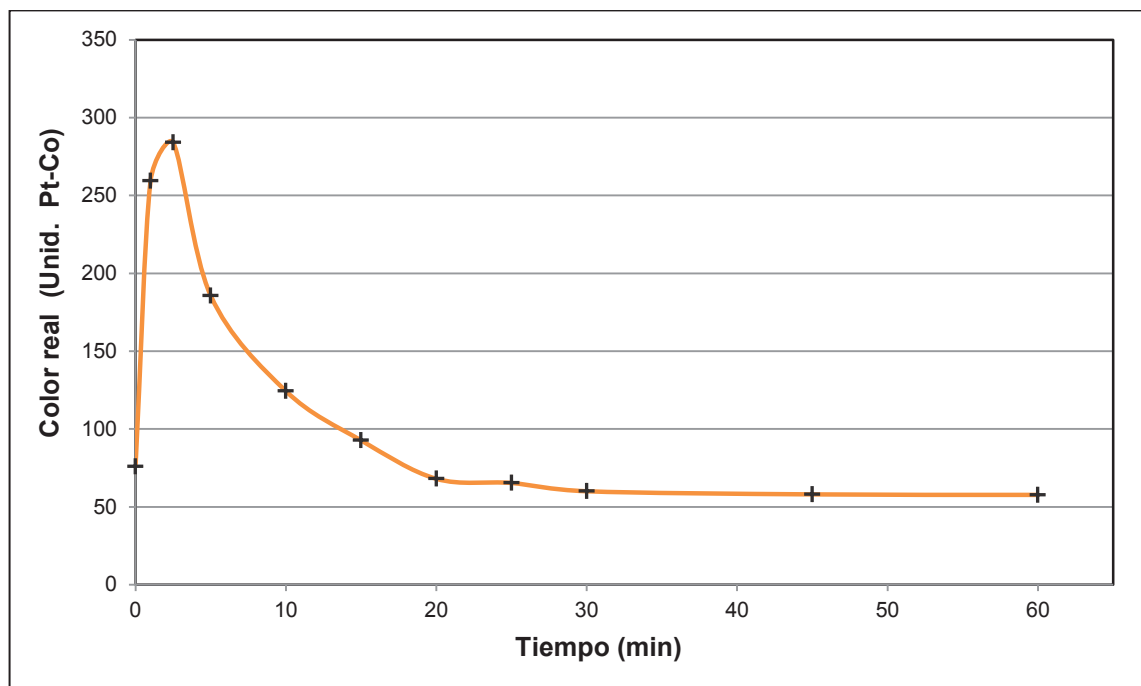


Figura 3.21. Comportamiento del color real del efluente con respecto al tiempo de ozonificación

El comportamiento del color real del efluente con respecto al tiempo de residencia en el reactor de ozonificación, se observa en la Figura 3.21 y muestra un aumento hasta los 2,5 min, debido, probablemente, a la formación de compuestos fenólicos oxidados con arreglos de enlaces pi, como las quinonas u otros derivados similares, que poseen una mayor absorbancia en la región visible.

En la Figura 3.19 se observa que inicialmente existe la formación de precipitados; sin embargo, con el aumento del tiempo de residencia, se consiguió una disminución de SS de un 60 %.

En la Figura 3.20 se observa el comportamiento de la turbidez del efluente con respecto al tiempo de ozonificación que define la dosis de ozono suministrada. La turbidez se encuentra relacionada con los sólidos suspendidos y presenta una tendencia similar a la que estos muestran con la variación de concentración de ozono suministrada, indicada en la Figura 3.19.

El comportamiento del pH del efluente con respecto al tiempo de ozonificación, se presenta en la Figura 3.22.

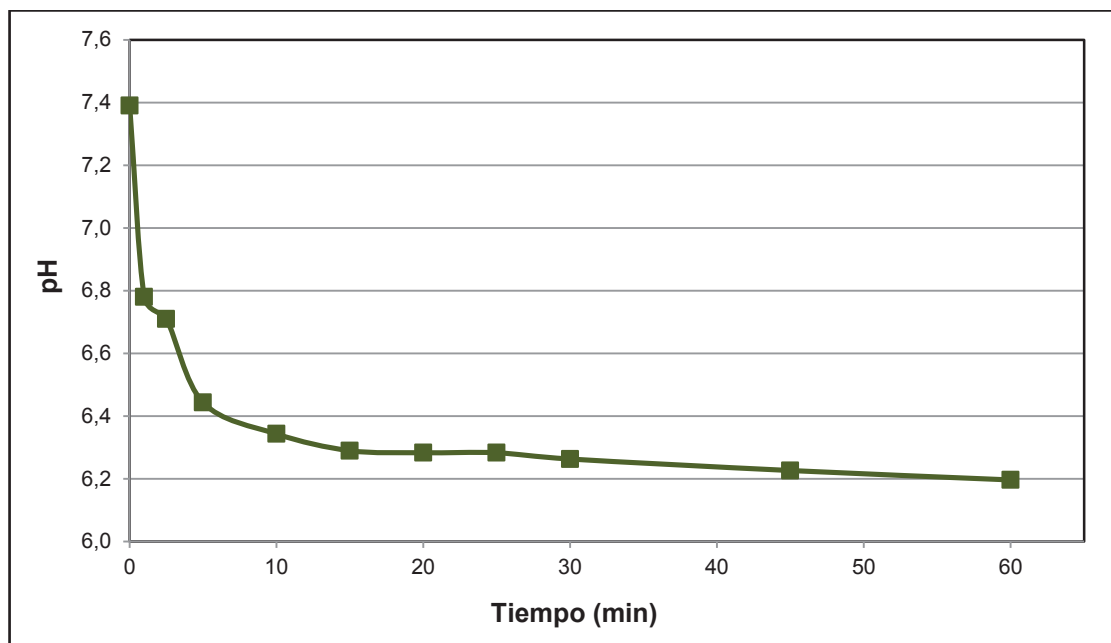


Figura 3.22. Comportamiento del pH del efluente con respecto al tiempo de ozonificación

La Figura 3.22 muestra que el valor de pH disminuye conforme aumenta el tiempo de residencia en el reactor, debido a la formación de ácidos propios de un proceso de oxidación de compuestos orgánicos. A estas condiciones de pH, existe el predominio de la reacción del ozono por la vía molecular, la cual es lenta pero selectiva (Domènech, et al., 2001, p. 5; Forero, et al., 2005, p. 102).

En las Figuras 3.23 y 3.24 se muestran los comportamientos de la DQO y el TOC, respectivamente, del efluente proveniente del proceso de electrocoagulación, con respecto al tiempo de ozonificación.

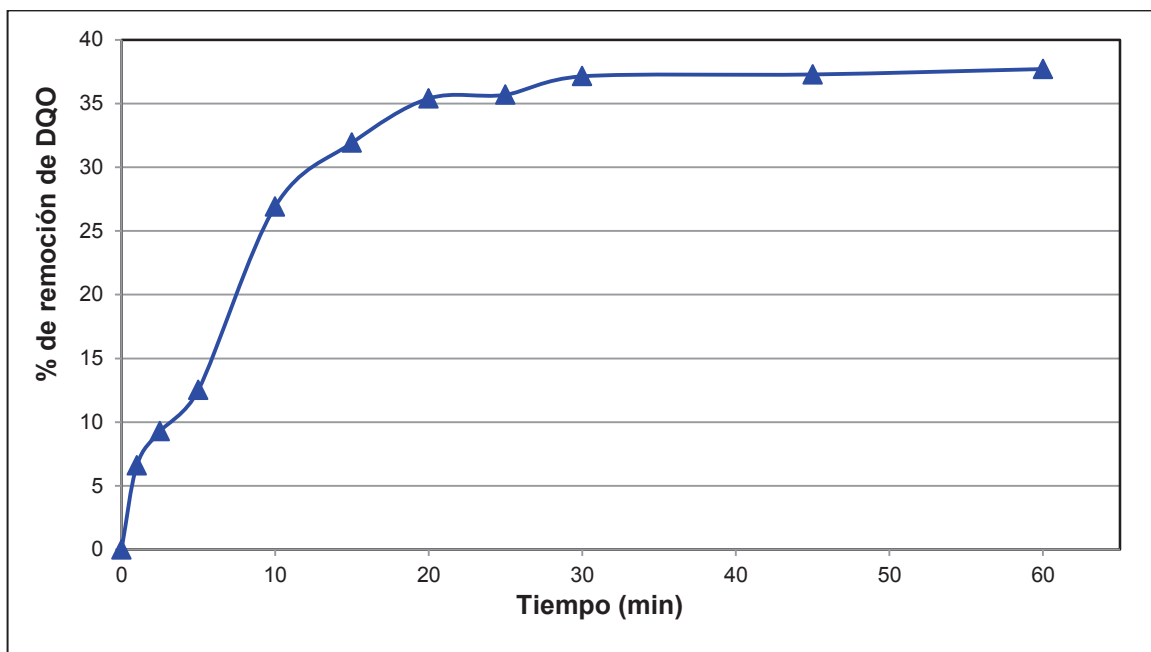


Figura 3.23. Remoción de DQO del efluente con respecto al tiempo de ozonificación

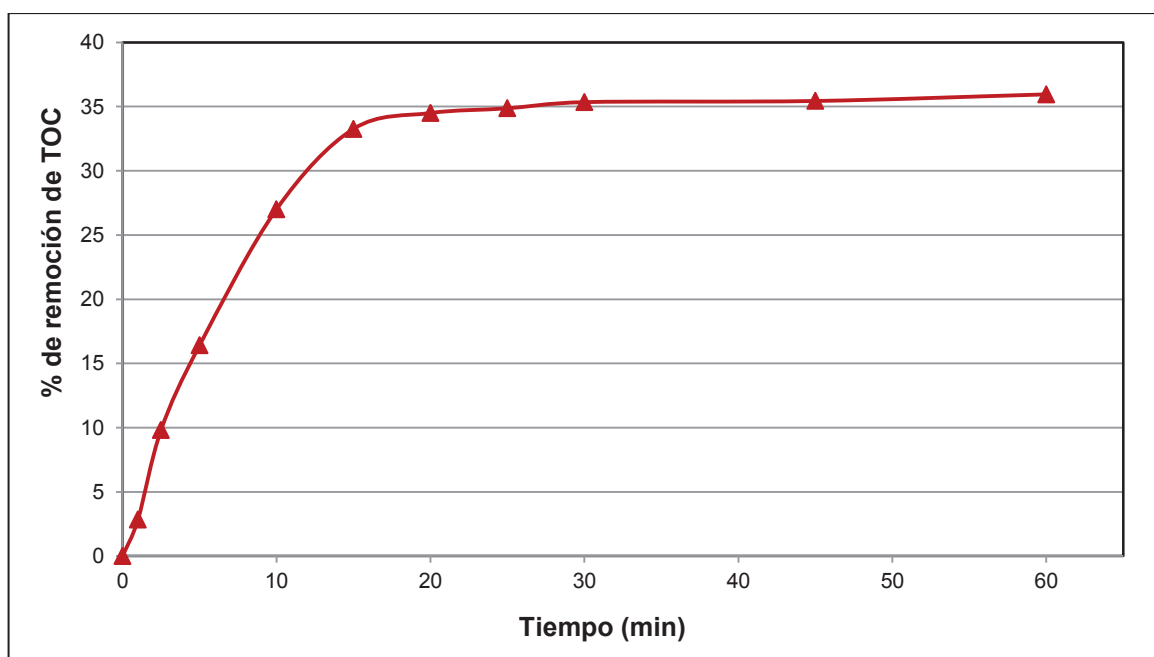


Figura 3.24. Remoción del TOC del efluente con respecto al tiempo de ozonificación

En las Figuras 3.23 y 3.24 se puede observar que el mejor tiempo de ozonificación para la remoción de DQO y TOC es 20 min. A este tiempo de ozonificación, se llegó a tener un 35,4 % de remoción de DQO y un 34,5 % de remoción de TOC. A mayores tiempos de ozonificación no existen diferencias

estadísticamente significativas (95 % de confianza) para la remoción de la DQO. Los resultados del análisis estadístico se presentan en el Anexo IX.

Durante el proceso de ozonificación se incrementa el oxígeno disuelto en el efluente tratado, como se observa en la Figura 3.25, debido a que las moléculas de ozono que reaccionan con la materia orgánica presente en el efluente se descomponen en moléculas de oxígeno, que se solubilizan en el agua (Pérez, 2012, p. 8).

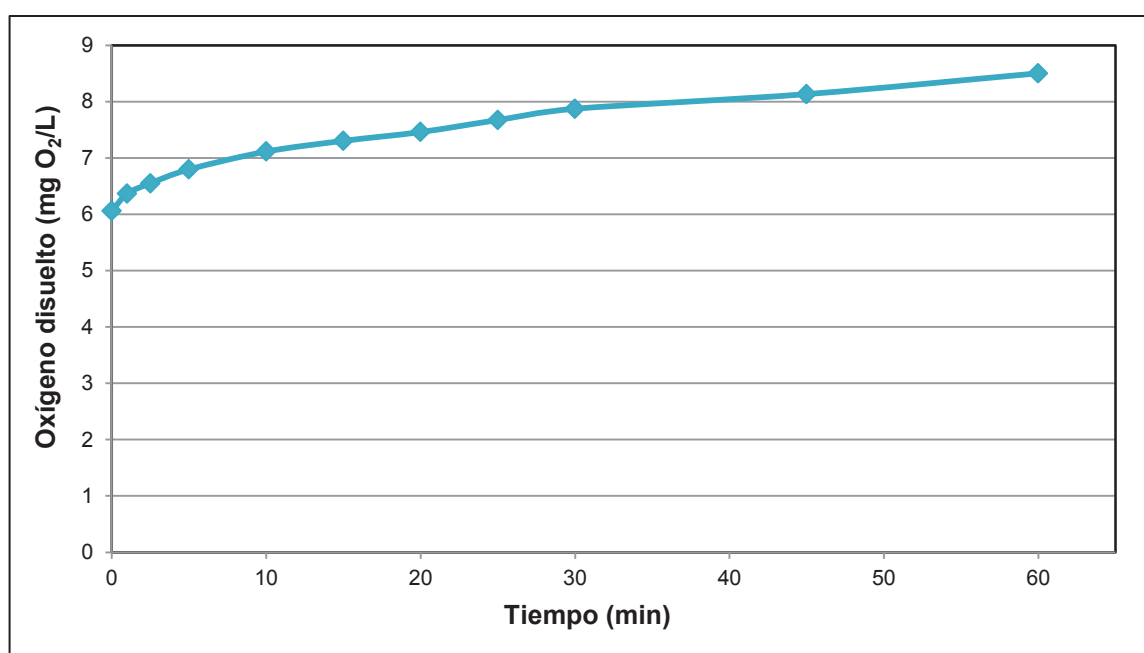


Figura 3.25. Comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto al tiempo de ozonificación

El tiempo de residencia del efluente en el reactor seleccionado para la ozonificación correspondió al de mayor porcentaje de remoción de DQO. Se fijaron las condiciones de operación del proceso de ozonificación que se detallan en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Mejores condiciones de operación del proceso de ozonificación definidas después de la experimentación

Condición	Valor
Tiempo de residencia (min)	20,0
Flujo de ozono (g/h)	2,5
Presión (bar)	0,5
pH	7,4
Volumen de efluente (mL)	100,0

3.5.2 CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE TRATADO EN EL PROCESO DE OZONIFICACIÓN

En la Tabla 3.7 se detalla la caracterización del efluente obtenido luego del proceso de ozonificación a las condiciones detalladas en la Tabla 3.6.

Tabla 3.7. Caracterización del efluente tratado por ozonificación

Parámetro	Unidad	Promedio	*Valor inicial	% de remoción
Sólidos totales	mg/L	5 619,00 ± 484,77	6 340,00	11,4
Sólidos disueltos	mg/L	5 582,33 ± 476,45	6 262,00	10,9
Sólidos suspendidos	mg/L	36,67 ± 5,12	78,00	53,0
pH	-	6,28 ± 0,40	7,39	-
Color real	Unid. Pt-Co	68,00 ± 2,96	55,33	-
DQO	mg O ₂ /L	3 546,33 ± 433,76	5 323,33	33,4
DBO ₅	mg O ₂ /L	2 222,22 ± 345,17	3 053,23	27,2
TOC	ppm	2 168,00 ± 343,33	3 306,50	34,4
Oxígeno disuelto	mg/L	7,46 ± 0,79	6,20	-
Turbidez	NTU	3,67 ± 0,45	3,33	-
Conductividad	μS/cm	3 163,33 ± 346,92	4 516,67	30,0

*Valor tomado como referencia del proceso de electrocoagulación

3.6 EVALUACIÓN DE LOS PROCESOS DE SEDIMENTACIÓN, ELECTROCOAGULACIÓN Y OZONIFICACIÓN

La Tabla 3.8 muestra los porcentajes de remoción de la materia contaminante en cada etapa de tratamiento y la Tabla 3.9 indica los valores de pH, color real y la relación DBO₅/DQO.

Tabla 3.8. Remoción de materia contaminante en cada etapa de tratamiento

Parámetro	% de remoción en las Etapas del Tratamiento			
	Sedimentación	Electrocoagulación	Ozonificación	Tratamiento Global
Sólidos totales	52,0	42,2	11,4	72,3
Sólidos suspendidos	82,4	97,7	53,0	34,5
Sólidos disueltos	11,0	17,4	10,9	99,7
DQO	58,1	67,3	33,4	91
Color real	-	99,8	-	99,7
Turbidez	70,4	99,9	-	99,8
DBO ₅	17,9	28,9	27,2	57,6

Tabla 3.9. Análisis fisicoquímico del efluente durante las etapas de tratamiento

Parámetro	Unidad	Efluente inicial	Sedimentación	Electrocoagulación	Ozonificación
pH	-	5,52	7,50	7,39	6,28
Color real	Unid. Pt-Co	20 400,00	21 950,00	55,33	55,33
Oxígeno disuelto	ppm	0,23	0,70	6,20	7,46
DBO ₅ /DQO	-	0,13	0,26	0,57	0,63

Como se observa en las Tablas 3.8 y 3.9, se alcanzaron valores de remoción altos mediante la combinación de procesos de sedimentación, electrocoagulación y tratamiento con ozono; a la vez que se incrementó la relación DBO₅/DQO, la cual es un indicativo de la biodegradabilidad del efluente. El valor de la relación DBO₅/DQO alcanzado mediante el tratamiento global fue de 0,63, el mismo que

indica que el efluente resultante es apto para ser tratado mediante procesos biológicos (Rodríguez, Letón, Rosal, Dorado, Villar y Sanz, 2006, p. 30).

3.7 DISEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

El diseño de la planta de tratamiento propuesta consta de un sistema continuo de sedimentación, electrocoagulación y ozonificación, los mismos que se describen a continuación. El caudal de trabajo para el tratamiento del efluente es de 55 m³/día, el mismo que corresponde a un flujo de 2,29 m³/h.

3.7.1 DISEÑO DE UN PROCESO BÁSICO DE SEDIMENTACIÓN

Como parte del sistema de sedimentación se requiere un tanque de homogeneización para realizar la adición de la cantidad necesaria de Ca(OH)₂ que se utiliza para llevar el pH del efluente a un valor de 7,5. También es necesario incluir un tanque sedimentador.

Con el fin de ahorrar la inversión necesaria para la implementación de la alternativa de tratamiento propuesta, el tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A. puede ser acondicionado para que cumpla la función de tanque de homogeneización, debido a que posee una fuente de agitación, una bomba y una válvula de descarga del efluente.

Esto significa que el único equipo que debe ser diseñado para el proceso de sedimentación es el tanque sedimentador.

A partir del tiempo de retención hidráulica (t_r), se calculó el volumen del sedimentador con la Ecuación [AX.1] descrita en el Anexo X.

Para el dimensionamiento del sedimentador, se consideró un caudal de diseño de $2,29 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$, un tiempo de retención hidráulica de 1 h y factor de seguridad del 35 % (Crites y Tchobanoglous, 2002, pp. 229-230).

Entonces el volumen del sedimentador para la planta de tratamiento propuesta fue:

$$V_s = 3,09 \text{ m}^3$$

Como equipo de sedimentación se eligió un sedimentador de tipo flujo ascensional, cuyas dimensiones se muestran en la Figura 3.26, y fueron calculadas como se detalla en el Anexo X.

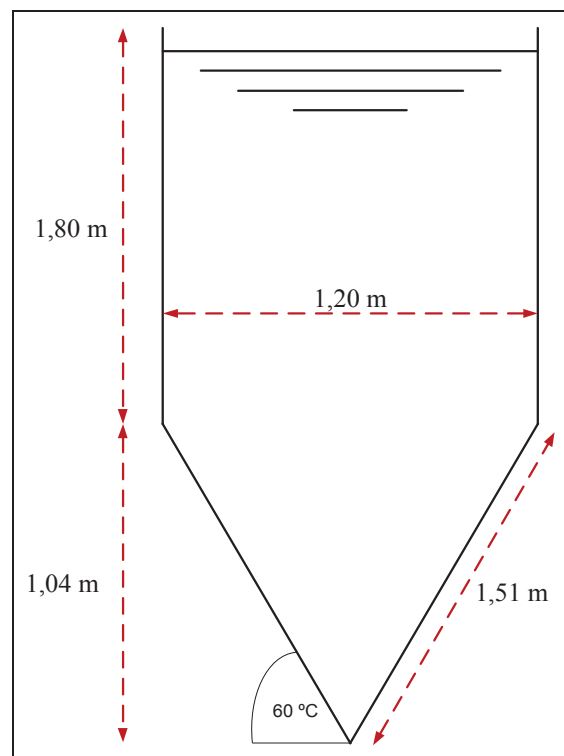


Figura 3.26. Dimensiones del tanque de sedimentación

3.7.2 DISEÑO DE UN PROCESO BÁSICO DE ELECTROCOAGULACIÓN

El proceso de electrocoagulación consta del reactor de electrocoagulación, los electrodos de aluminio (ánodo) y de hierro (cátodo), las placas plásticas de división superior e inferior y una fuente energía eléctrica que induce corriente continua al proceso.

Con el fin de seleccionar y dimensionar los materiales y equipos necesarios para este tratamiento, se realizó un escalado a nivel industrial con referencia al reactor de electrocoagulación utilizado en los ensayos descritos en la sección 2.3 para la remoción de la carga contaminante del efluente proveniente del proceso primario de sedimentación.

Las dimensiones del reactor de electrocoagulación utilizado para los ensayos se muestran en la Tabla 3.10.

Tabla 3.10. Dimensiones del reactor de electrocoagulación construido a escala de laboratorio

Dimensión	Simbología	Medida (m)
Longitud del reactor	L	0,310
Ancho del reactor	a	0,138
Altura total del reactor	H	0,172
Nivel del agua en el reactor	h	0,152
Espacio bajo el borde inferior de los electrodos	b	0,030
Espacio entre el borde superior de los electrodos y el nivel de agua	E	0,023

Las dimensiones del reactor de electrocoagulación se incluyen en las vistas lateral y superior que se presentan en las Figuras 3.27 y 3.28, respectivamente.

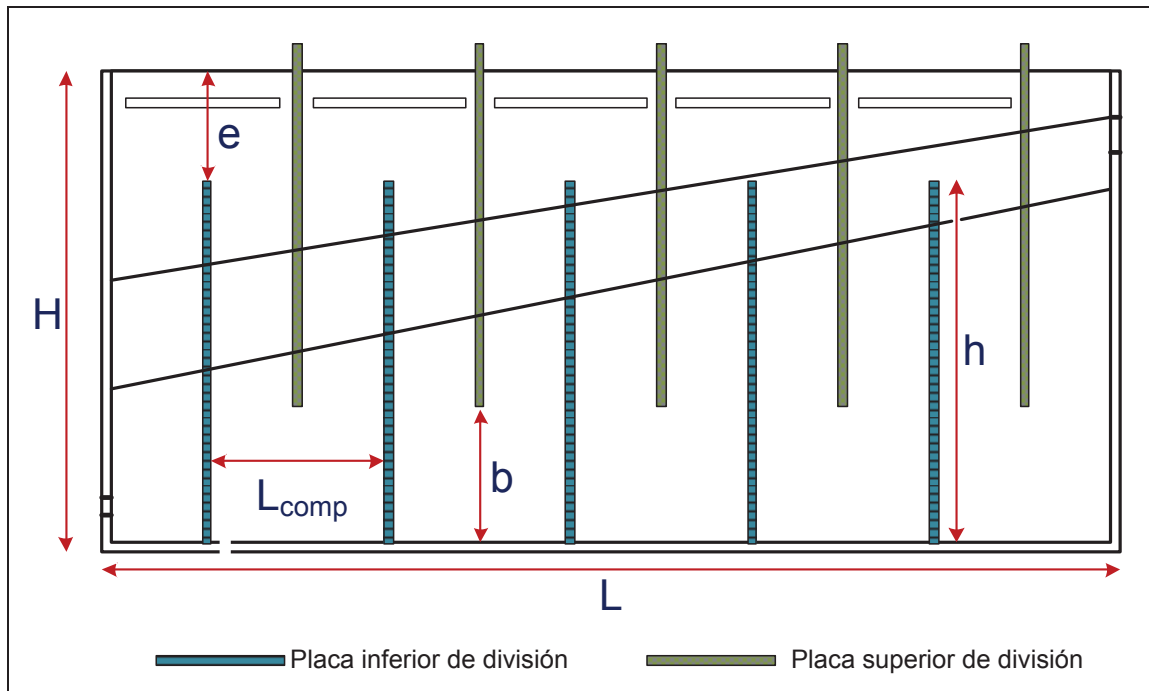


Figura 3.27. Vista lateral del reactor de electrocoagulación

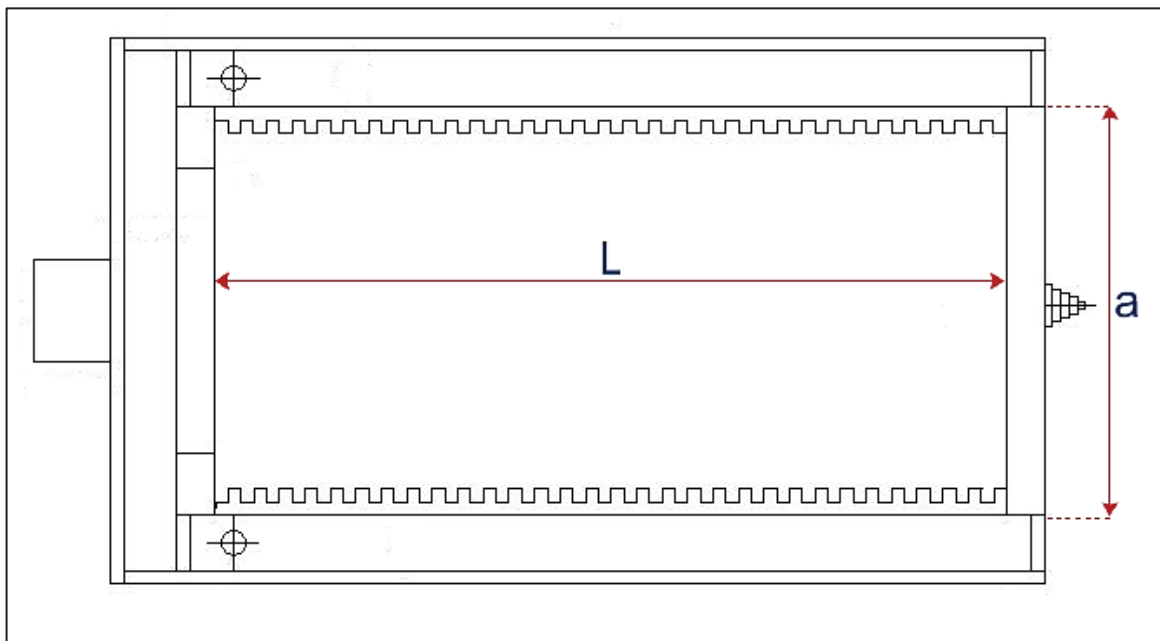
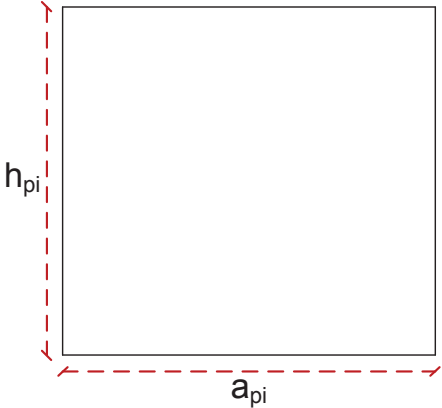
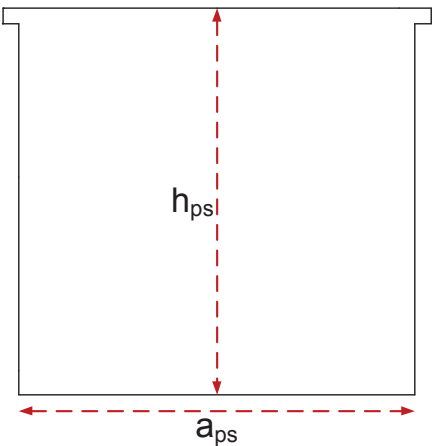
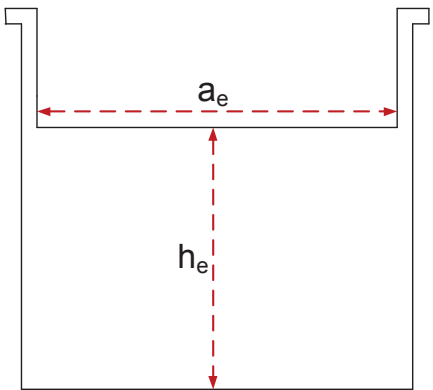


Figura 3.28. Vista superior del reactor de electrocoagulación

Las dimensiones de los electrodos y las placas de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio se muestran en la Tabla 3.11.

Tabla 3.11 Formas y dimensiones de los electrodos y placas plásticas utilizadas en el reactor de electrocoagulación

Forma	Dimensiones
 <p>Placas inferiores de división</p>	<p>$h_{pi} = 0,129$ m</p> <p>$a_{pi} = 0,138$ m</p> <p>esp_{pi}: espesor de las placas inferiores esp_{pi} = 0,03 m</p> <p>n_{pi}: número de placas inferiores n_{pi} = 5</p>
 <p>Placas superiores de división</p>	<p>$h_{psi} = 0,122$ m</p> <p>$a_{psi} = 0,138$ m</p> <p>esp_{psi}: espesor de las placas superiores esp_{psi} = 0,03 m</p> <p>n_{psi}: número de placas superiores n_{psi} = 6</p>
 <p>Electrodos de electrocoagulación</p>	<p>$h_e = 0,138$ m</p> <p>$a_e = 0,100$ m</p> <p>esp_e: espesor de los electrodos esp_e = 0,03 m</p> <p>n_e: número de electrodos n_e = 20</p>

3.7.2.1 Volumen total del reactor (V_T)

El volumen total del reactor (V_T) se calculó a partir de la Ecuación [AXI.1] del Anexo XI, con las dimensiones detalladas en la Tabla 3.10.

$$V_T = 7,36 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

3.7.2.2 Volumen efectivo del reactor (V_{ef})

El volumen efectivo del reactor (V_{ef}) se calculó a partir de la Ecuación [AXI.2] del Anexo XI, con las dimensiones detalladas en la Tabla 3.10.

$$V_{ef} = 6,50 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

3.7.2.3 Volumen ocupado por los electrodos de hierro y aluminio y las placas de división superiores e inferiores

El volumen ocupado por los electrodos se calculó a partir de la Ecuación [AXI.3] del Anexo XI, con las dimensiones detalladas en la Tabla 3.11.

$$V_e = 8,28 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

El volumen ocupado por las placas inferiores de división se calculó a partir de la Ecuación [AXI.4] del Anexo XI, con las dimensiones detalladas en la Tabla 3.11.

$$V_{pi} = 2,67 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

El volumen ocupado por las placas superiores de división se calculó a partir de la Ecuación [AXI.5] del Anexo XI, con las dimensiones detalladas en la Tabla 3.11.

$$V_{ps} = 3,03 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

3.7.2.4 Volumen del reactor ocupado por el efluente a tratar (V_w)

El volumen ocupado por el efluente a tratar se calculó a partir de la Ecuación [AXI.6] del Anexo XI, con los valores obtenidos en las secciones 3.7.2.2 y 3.7.2.3.

$$V_w = 5,10 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

3.7.2.5 Dimensionamiento del reactor de electrocoagulación a escala industrial

A partir del volumen del reactor ocupado por el efluente tratado y con la relación obtenida de V_w/V_{ef} , a escala de laboratorio, se obtuvo el volumen efectivo del reactor de electrocoagulación a ser empleado en la alternativa de tratamiento a escala industrial.

$$V_{ef} = 0,92 \text{ m}^3$$

Con el V_{ef} determinado y con la relación V_{ef}/V_T del reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio, se calculó el volumen total del reactor a escala industrial.

$$V_T = 1,05 \text{ m}^3$$

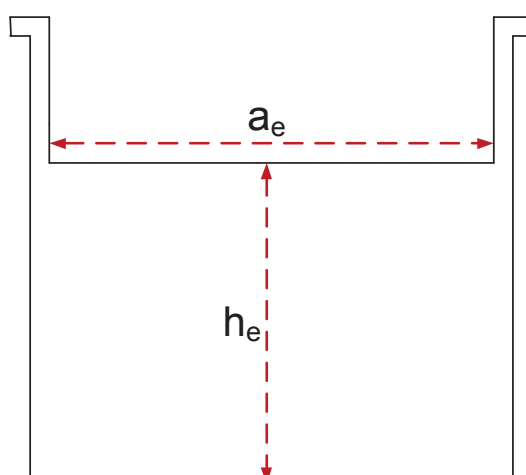
Para determinar las dimensiones del reactor de electrocoagulación a escala industrial de un volumen de $1,05 \text{ m}^3$, se utilizaron las relaciones entre las dimensiones del reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio que se describen en el Anexo XI. En la Tabla 3.12 se muestran las dimensiones del reactor de electrocoagulación a escala industrial.

Tabla 3.12. Dimensiones del reactor de electrocoagulación a escala industrial

Parámetro	Valor
Longitud (m)	1,62
Ancho (m)	0,72
Altura total (m)	0,9
Nivel del agua (m)	0,79
Volumen (m ³)	1,05

3.7.2.6 Dimensionamiento de los electrodos

La Figura 3.29 muestra la geometría de los electrodos utilizados en el reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio.

**Figura 3.29.** Geometría de los electrodos utilizados en el reactor de electrocoagulación

Las medidas del ancho (a_e) y altura (h_e) de los electrodos pueden estar relacionadas en función de las dimensiones del reactor, de manera fueron relacionadas matemáticamente, como se indica en el Anexo XI. Las dimensiones de los electrodos para el reactor de electrocoagulación a escala industrial se muestran en la Tabla 3.13.

Tabla 3.13. Dimensiones de los electrodos metálicos del reactor de electrocoagulación a escala industrial

Parámetro	Valor
Ancho (m)	0,72
Altura (m)	0,51
Espesor (mm)	3,00

3.7.2.7 Dimensionamiento de las divisiones plásticas superiores

La Figura 3.30 muestra la geometría de las placas plásticas de división superior utilizadas en el reactor de electrocoagulación.

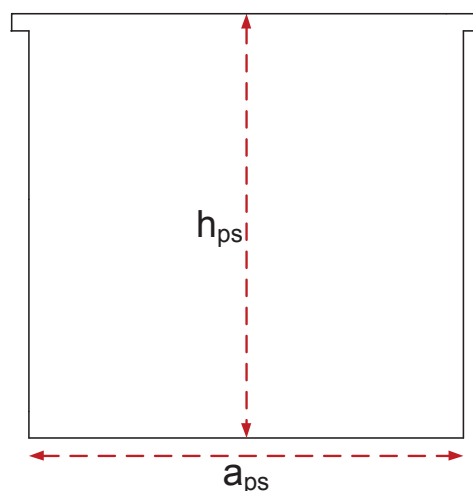


Figura 3.30. Geometría de las placas superiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación

Las medidas del ancho (a_{ps}) y altura (h_{ps}) de las placas superiores de división se relacionan con las dimensiones del reactor, de manera que fueron relacionadas matemáticamente, como se indica en el Anexo XI. Las dimensiones de las placas superiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación a escala industrial se muestran en la Tabla 3.14.

Tabla 3.14. Dimensiones de las placas superiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación a escala industrial

Parámetro	Valor
Ancho (m)	0,72
Altura (m)	0,74
Espesor (mm)	3,00

3.7.2.8 Dimensionamiento de las divisiones plásticas inferiores

La Figura 3.31 muestra la geometría de las placas plásticas de división inferior utilizadas en el reactor de electrocoagulación.

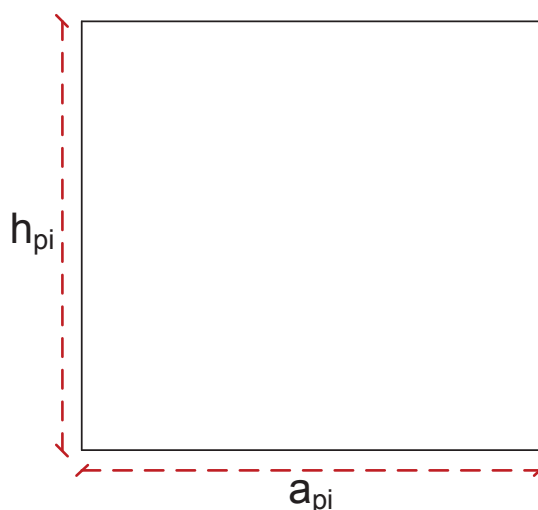


Figura 3.31. Geometría de las placas inferiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación

Las medidas del ancho (a_{pi}) y altura (h_{pi}) de las placas inferiores se relacionan con las dimensiones del reactor, como se indica en el Anexo XI. Las dimensiones de las placas de división inferiores utilizadas en el reactor de electrocoagulación a escala industrial se muestran en la Tabla 3.15.

Tabla 3.15. Dimensiones de las placas inferiores de división utilizadas en el reactor de electrocoagulación a escala industrial

Parámetro	Valor
Ancho (m)	0,72
Altura (m)	0,67
Espesor (mm)	3,00

3.7.2.9 Determinación del número de compartimentos y celdas electroquímicas en el reactor de electrocoagulación

Cada compartimento se encuentra conformado por dos celdas electroquímicas y una placa plástica de división superior. La longitud de cada compartimento del reactor de electrocoagulación utilizado en la experimentación fue de 6 cm.

Con la longitud de cada compartimento y la Ecuación [AXI.21] del Anexo XI se llegó a determinar el número de compartimentos.

$$n_{\text{comp}} = 27 \text{ compartimentos}$$

El número de celdas electroquímicas se calculó a partir de la Ecuación [AXI.22] del Anexo XI.

$$n_{\text{celdas}} = 54$$

3.7.2.10 Cálculo de la intensidad de corriente inducida a las celdas de electrocoagulación

La intensidad de corriente para el proceso se calculó con la Ecuación [3.3]. El área del electrodo es igual al producto del ancho por la altura del mismo, de manera que:

$$I = j \times a_e \quad [3.3]$$

$$I = 214,29 \text{ A/m}^2 \times 0,72 \text{ m} \times 0,51 \text{ m}$$

$$I = 79,9 \text{ A}$$

3.7.3 DISEÑO DE UN PROCESO DE OZONIFICACIÓN

3.7.3.1 Consumo de ozono en el proceso de ozonificación

Se calculó el consumo de ozono durante 1 min de ozonificación, el mismo que correspondió a la diferencia de la producción de ozono y el residuo de dicho compuesto en el gas de salida del proceso de ozonificación, mediante el procedimiento detallado en el Anexo XII.

En la Tabla 3.16 se muestran los valores correspondientes a la producción y consumo de ozono durante el proceso de ozonificación del efluente proveniente del proceso de electrocoagulación y la cantidad de ozono residual presente en el gas de salida.

Tabla 3.16. Producción y consumo de ozono en el proceso de ozonificación

Tiempo de ozonificación (h)	Producción de ozono (g/h)	Ozono en el gas de salida (g/h)	Consumo de ozono (g/h)
0,02	2,89	1,91	0,96
0,02	2,88	1,88	0,99
0,02	2,89	1,89	0,99
Promedio	2,89 ± 0,01	1,90 ± 0,02	0,98 ± 0,01

El valor del consumo de ozono utilizado para el tratamiento del efluente a las mejores condiciones del proceso de ozonificación expuestas en la Tabla 3.6 se calculó con la Ecuación [AXII.2] descrita en el Anexo XII, donde se utilizaron los siguientes valores:

- Consumo de ozono = 0,98 g O₃/h
- Tiempo de ozonificación = 20 min
- Volumen de efluente = 100 mL

Entonces:

$$\text{Consumo de ozono} = 3,27 \frac{\text{g O}_3}{\text{L}}$$

3.7.3.2 Dosis de ozono requerida para el tratamiento

Para el cálculo de la dosis de ozono requerida para el tratamiento se utilizó la Ecuación [AXII.3] descrita en el Anexo XII, donde se trabajó con los siguientes valores:

- Consumo de ozono = 3,27 g O₃/L
- Caudal = 55 m³/día = 2,29 m³/h
- Factor de seguridad (f) = 35 %

Al aplicar los valores antes mencionados en la Ecuación [AXII.3] se obtuvo la dosis de ozono requerida para el proceso:

$$\text{Dosis de ozono} = 10,11 \text{ kg O}_3/\text{h}$$

3.7.3.3 Dimensionamiento de las columnas de ozonificación

El dimensionamiento de la unidad de contacto para la ozonificación es la parte más crítica en el diseño del proceso debido a que en esta parte se da la difusión del ozono en el agua, la misma que se ve favorecida mediante un sistema de contacto con difusores de burbuja fina (Walker et al., 2001 p.78). Para el cálculo

del volumen del reactor de ozonificación se utilizó la Ecuación [AXIII.1] descrita en el Anexo XIII, donde se trabajó con los siguientes valores:

- Caudal del efluente a tratar = 0,98 g O₃/h
- Tiempo de ozonificación = 20 min
- Factor de seguridad (f) = 35 %

A partir de los valores de los parámetros indicados y con la aplicación de la Ecuación [AXIII.1] del Anexo XIII, se calculó el volumen del reactor de ozonificación.

$$\mathbf{V_{R.O.} = 1,02 \text{ m}^3}$$

Para el dimensionamiento se consideró que la unidad de contacto estaría conformada por tres columnas de similares medidas y que la altura de las mismas no debía sobrepasar valores de 3 m para facilitar el mantenimiento de las mismas.

A partir de estas consideraciones se determinó el volumen de las columnas de ozonificación ($V_{C.O.}$) con el uso de la Ecuación [AXIII.2] descrita en el Anexo XIII, de manera que:

$$\mathbf{V_{C.O.} = 0,34 \text{ m}^3}$$

El diámetro de la columna se calculó con la Ecuación [AXIII.3] del Anexo XIII.

Entonces:

$$\mathbf{D_{C.O.} = 0,38 \text{ m}}$$

En la Tabla 3.17 se presentan las dimensiones de las columnas de ozonificación.

Tabla 3.17. Dimensionamiento de las columnas de ozonificación

Dimensión	Medida (m)
Diámetro de las columnas	0,38
Altura de las columnas	3,00

En la Figura 3.32 se observa el diseño de un proceso básico de ozonificación, el mismo que consta de una fuente de alimentación de aire por medio de un compresor, y tres columnas de ozonificación equipadas con un difusor de poro de burbuja fina, de las cuales dos trabajan en un sistema contracorriente y una en sistema co-corriente. Además, se necesita un intercambiador de calor, con el fin de llegar a tener condiciones de temperatura comprendida en un rango de 300 a 350 °C, para la destrucción térmica del ozono residual presente en la corriente gaseosa, la misma que posteriormente, debe ser enviada a la atmósfera mediante el uso de un ventilador.

En la Figura 3.33 se muestra la distribución en planta de los equipos diseñados para el tratamiento del efluente proveniente de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A.

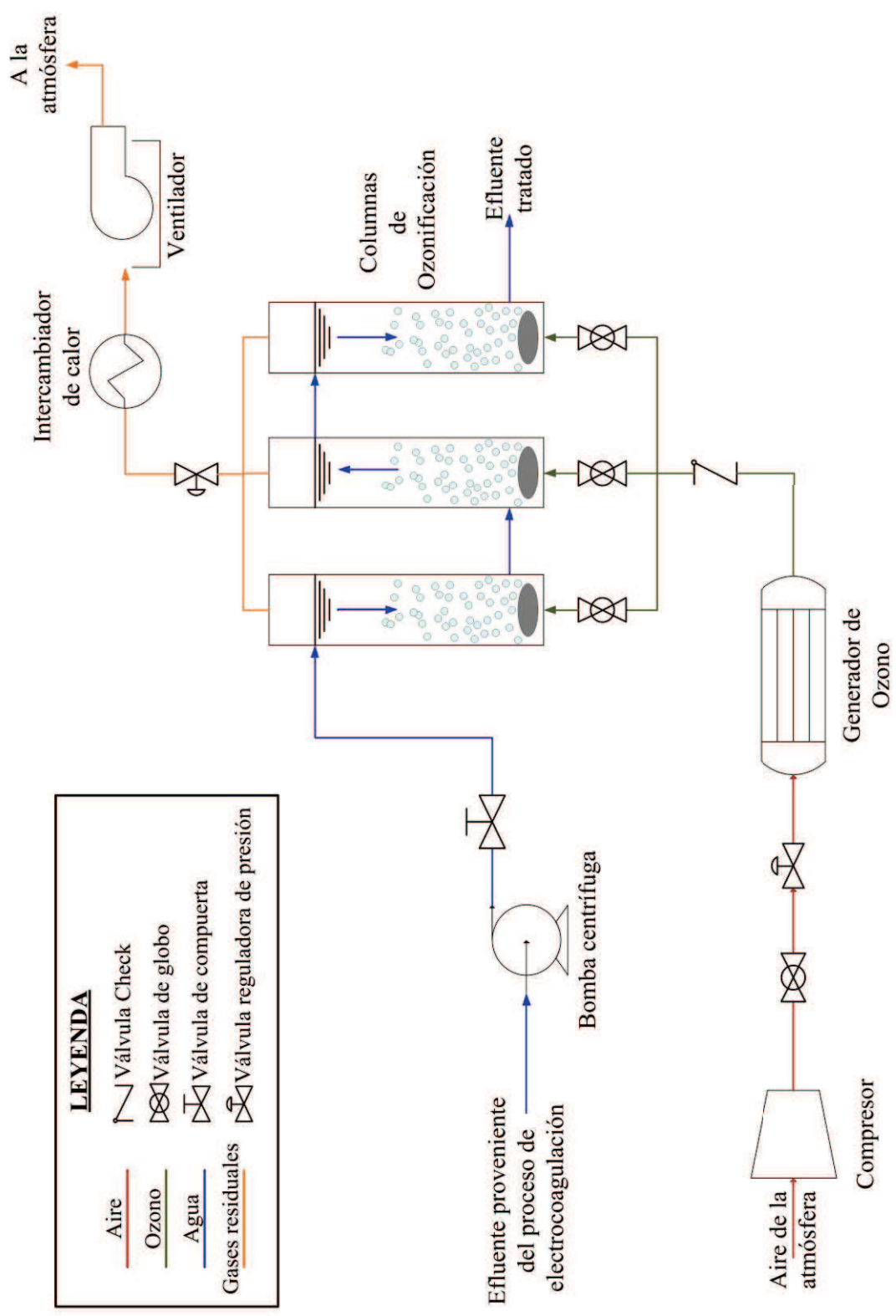


Figura 3.32. Proceso de Ozonificación para el tratamiento del efluente

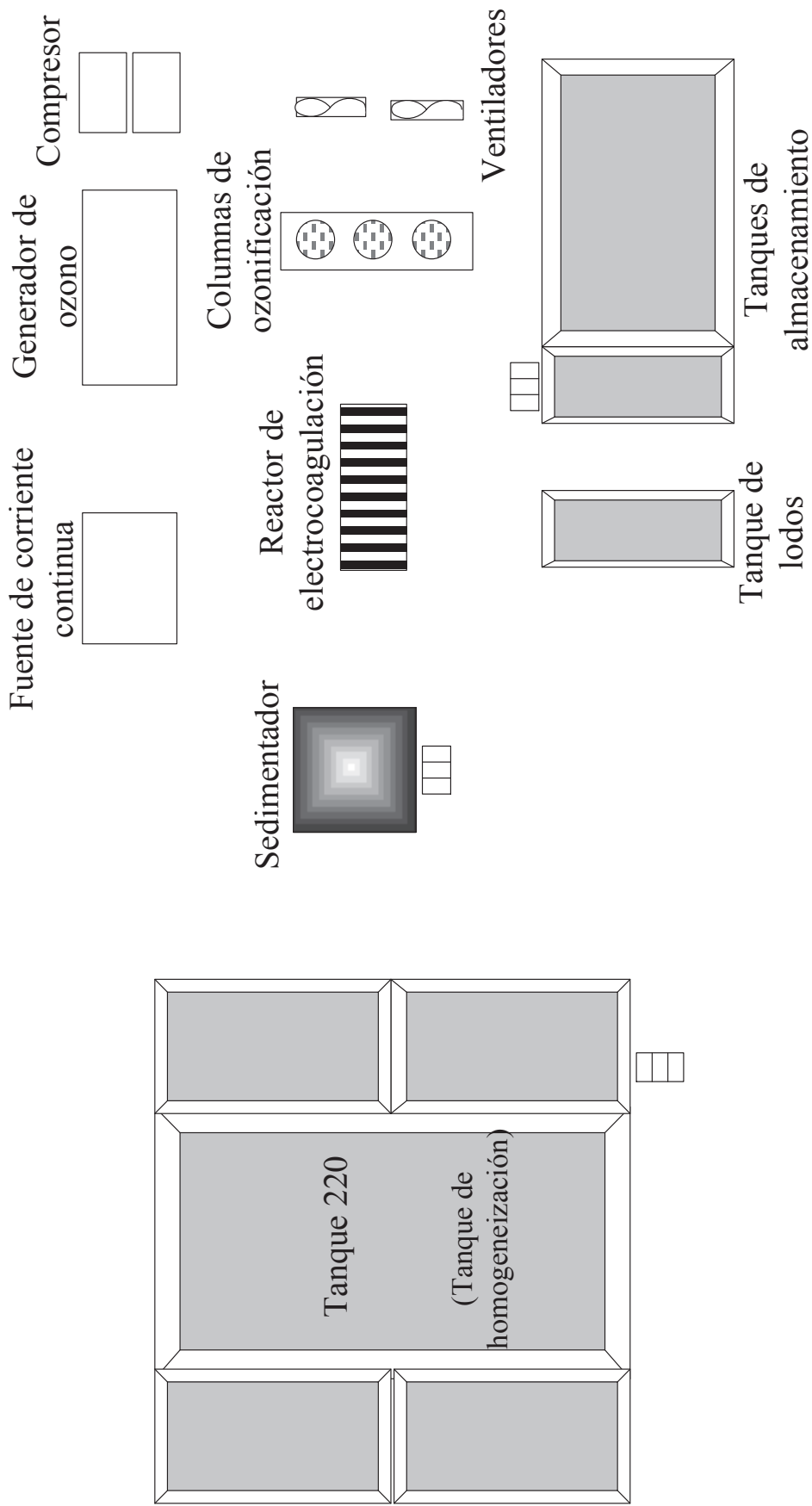


Figura 3.33. Distribución de los equipos diseñados para el tratamiento del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A.

3.8 EVALUACIÓN ECONÓMICA PRELIMINAR

3.8.1 PERFIL ECONÓMICO DEL PROCESO DE SEDIMENTACIÓN

Las características técnicas y los valores de los costos de los equipos y accesorios utilizados en la sedimentación se presentan en la Tabla 3.18.

Tabla 3.18. Características de los equipos utilizados en el proceso de sedimentación

Equipo	Cantidad	Característica técnica		Material	Costo total (USD)
		Capacidad	Potencia (kW)		
Sedimentador	1	3,3 m ³	-	Acero inoxidable	2 200
Bomba centrífuga	1	Hasta 5 m ³ /h	0,37	Acero inoxidable	190
Instalación					1 500
Costo total del proceso					3 890

Para el cálculo del capital de operación se consideró el costo de hidróxido de calcio para incrementar el pH del efluente. La dosis de Ca(OH)₂ para incrementar el pH del agua hasta 7,50 fue de 2,2 g/L, valor que se determinó mediante la curva de pH que se muestra en el Anexo V. El costo de 1 kg de Ca(OH)₂ es de 0,15 USD. En la empresa Aglomerados Cotopaxi S.A., la operación corresponde a 11 meses al año durante las 24 h del día, es decir, 720 h/mes, por lo que se calculó un costo mensual del tratamiento de sedimentación de 544,5 USD.

El consumo de energía eléctrica para el proceso de sedimentación se calculó con la potencia de la bomba centrífuga utilizada y con el costo de 0,056 USD/kWh; como se indica a continuación (CONELEC, 2013, p. 11):

$$\text{Costo energía eléctrica} = 0,37 \text{ kW} \times 720 \text{ h/mes} \times 0,056 \text{ USD/kWh}$$

$$\text{Costo energía eléctrica} = 14,91 \text{ USD/mes}$$

El costo anual de mantenimiento es el 10 % del costo total del proceso (Domingo, 2005, p. 2.12). En consideración de que la planta opera durante 11 meses al año, se determinó un valor de 35,36 USD/mes. El capital de trabajo mensual del proceso de sedimentación resulta de la suma del capital de operación, del costo de la energía eléctrica y del costo de mantenimiento durante el período antes mencionado, el mismo que fue de 594,77 USD, lo que implica un costo de 0,36 USD/m³ de efluente tratado.

3.8.2 PERFIL ECONÓMICO DEL PROCESO DE ELECTROCOAGULACIÓN

Las características técnicas y los valores de los costos de los equipos y utilizados en el proceso de electrocoagulación se presentan en la Tabla 3.19.

Tabla 3.19. Características de los equipos utilizados en el proceso de electrocoagulación

Equipo	Cantidad	Característica técnica		Costo total (USD)
		Capacidad	Potencia (kW)	
Reactor de electrocoagulación	1	3,3 m ³	-	800
Fuente reguladora de corriente	1	Hasta 5 m ³ /h	0 – 100	7 500
Tanque de lodos	1	3 m ³	-	500
Bomba centrífuga	1	Hasta 5 m ³ /h	0,37	190
Instalación y asesoría				4 000
Costo total del proceso				12 990

La Tabla 3.20 muestra el costo de los electrodos y de las placas de polimetilmetacrilato (PMMA) utilizadas para la instalación del sistema de electrocoagulación.

Tabla 3.20. Costo de las placas de aluminio, hierro y PMMA para el reactor de electrocoagulación

Material	Costo/área (USD/m ²)	Cantidad requerida (m ²)	Costo total (USD)
Aluminio	20	19,8	396,0
Hierro	28	19,8	554,4
PMMA	30	51,9	1 557,0
Costo total			2 507,4

El costo total de la instalación del sistema de electrocoagulación se calculó mediante la Ecuación [3.4].

$$C_{\text{instalación}} = C_{\text{total del proceso}} + C_{\text{materiales complementarios}} \quad [3.4]$$

$$C_{\text{instalación}} = 3\,890 \text{ USD} + 2\,507,4 \text{ USD}$$

$$C_{\text{instalación}} = 6\,397,4 \text{ USD}$$

El costo de operación del tratamiento se calculó a partir de la Ecuación [3.5].

$$C_{\text{operación}} = C_{\text{Al}} + C_{\text{energía eléctrica}} + C_{\text{mano de obra}} \quad [3.5]$$

El costo de reposición de las placas de aluminio (C_{Al}) se obtuvo mediante el empleo de la Ecuación [3.6].

$$W = \frac{I \times t \times M_{\text{Al}}}{V_{\text{W}} \times Z \times F} \quad [3.6]$$

$$W = \frac{79,9 \text{ A} \times 60 \text{ min} \times 26,98 \text{ g/mol}}{2,29 \text{ m}^3 \times 2 \times 96\,500 \text{ C/mol}}$$

$$W = 0,29 \text{ g/m}^3$$

El costo de 1 kg de aluminio se encuentra en aproximadamente 10 USD, relación que permitió la obtención del costo de aluminio desprendido en el tratamiento de 1 m³ de efluente:

$$C_{Al} = 0,29 \text{ g/m}^3 \times 10 \text{ USD/kg}$$

$$C_{Al} = 0,003 \text{ USD/m}^3$$

La Ecuación [3.7] permitió calcular el consumo de energía eléctrica en el proceso de electrocoagulación.

$$\text{Consumo de energía} = \frac{V \times I \times t}{V_w} \quad [3.7]$$

$$\text{Consumo de energía} = \frac{6,6 \text{ V} \times 79,9 \text{ A} \times 60 \text{ min}}{2,29 \text{ m}^3}$$

$$\text{Consumo de energía} = 0,23 \text{ kWh/m}^3$$

Con el costo del kWh de 0,056 USD para empresas ubicadas en la provincia de Cotopaxi (CONELEC, 2013, p. 11), se calculó el costo de la energía eléctrica necesaria para el tratamiento del efluente mediante el proceso de electrocoagulación.

$$C_{\text{energía eléctrica}} = 0,23 \text{ kWh/m}^3 \times 0,056 \text{ USD/kWh}$$

$$C_{\text{energía eléctrica}} = 0,012 \text{ USD/m}^3$$

El costo de mano de obra corresponde al salario de 3 operarios que trabajarían en toda la planta de tratamiento propuesta en turnos rotativos de 8 h, durante las 24 h del día, con un salario de 318 USD.

$$C_{\text{mano de obra}} = \frac{318 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \times 3 \times \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}}}{55 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$C_{\text{mano de obra}} = 0,58 \text{ USD/m}^3$$

Entonces, el costo de operación del proceso de electrocoagulación fue:

$$C_{\text{operación}} = C_{\text{Al}} + C_{\text{energía eléctrica}} + C_{\text{mano de obra}} \quad [3.5]$$

$$C_{\text{operación}} = 0,003 + 0,012 + 0,58 \text{ (USD/m}^3\text{)}$$

$$C_{\text{operación}} = 0,60 \text{ USD/m}^3$$

3.8.3 PERFIL ECONÓMICO DEL PROCESO DE OZONIFICACIÓN

Para el diseño del sistema de ozonificación se necesitó de un compresor de aire, un generador de ozono, tres columnas de ozonificación, tres difusores de poro de burbuja fina, una bomba centrífuga con un conjunto de válvulas y accesorios necesarios para realizar este tratamiento.

Las características técnicas (capacidad, potencia y material) y los valores de los costos de los equipos y accesorios utilizados en el proceso de ozonificación se muestran en la Tabla 3.21.

Tabla 3.21. Características de los equipos utilizados en el proceso de ozonificación

Equipo	Cantidad	Característica técnica		Material	Costo total (USD)
		Capacidad	Potencia (kW)		
Compresor de aire	1	100 m ³ aire/h	5,25	Acero inoxidable	2 500
Generador de ozono	1	22 a 24 kg O ₃ /h	20,0	Acero inoxidable 316L	220 000
Columnas de ozonificación	3	0,34 m ³	-	Acero inoxidable 316L	4 500
Difusor de poro de burbuja fina	3	-	-	Cerámica	180
Bomba centrífuga	1	Hasta 5 m ³ /h	0,37	Acero inoxidable	190
Válvulas y accesorios	-	-	-	-	1 500
Asesoría e instalación					7 500
Costo total del proceso					236 370

El consumo de energía eléctrica para el proceso de ozonificación se calculó con la potencia de los equipos utilizados y con el cargo tarifario de energía eléctrica estipulado por el Consejo Nacional de Electricidad (CONELEC) que corresponde a un valor de 0,056 USD/kWh (CONELEC, 2013, p. 11). El cálculo del costo de energía eléctrica como se detalla a continuación:

$$\text{Costo Energía eléctrica} = (5,25+20,00+0,37) \text{ kW} \times 720 \text{ h/mes} \times 0,056\text{USD/kWh}$$

Costo Energía eléctrica = 1 033,0 USD/mes

El costo anual de mantenimiento es el 10 % del costo total del proceso y en consideración de que la planta opere durante 11 meses al año, se determinó un valor de 2 148,7 USD/mes. El capital de trabajo mensual del proceso de ozonificación resultó de la suma del costo de la energía eléctrica y el costo de mantenimiento durante el período antes mencionado, el mismo que fue de 3 181,7 USD, lo que implica un costo tratamiento de 1,92 USD/m³ de efluente.

3.8.4 PERFIL ECONÓMICO DEL TRATAMIENTO GLOBAL

El costo total de la planta de tratamiento propuesta fue calculado mediante la suma de los costos de cada proceso, el mismo que fue de 255 757 USD.

Se obtuvo el precio del tratamiento global mediante la suma de los costos en cada etapa del proceso, donde se determinó un monto de 2,88 USD/m³ de efluente tratado.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

1. De la caracterización de la muestra compuesta del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A., se evidenció que los parámetros fisicoquímicos analizados (DQO, DBO₅, ST, SD, color, turbidez, conductividad) se encontraron sobre los límites permitidos de acuerdo con la normativa ambiental ecuatoriana (TULSMA, 2005, pp. 26-28).
2. Se obtuvo un porcentaje de remoción de sólidos suspendidos del 82,4 % en el proceso de sedimentación del efluente analizado en un tiempo de residencia de 20 min.
3. Las mejores condiciones de operación encontradas en el proceso de electrocoagulación estudiado fueron: una intensidad de corriente de 30 A, pH inicial de 7,5, un flujo del efluente a tratar de 200 mL/min, ánodos de aluminio, cátodos de hierro y una alimentación de 20 mL/min de una solución de poliamida con una concentración de 100 mg/L.
4. Se estableció un tiempo de residencia de 20 min como la mejor condición de operación del proceso de ozonificación con una producción de ozono de 2,5 g h⁻¹, un pH inicial del efluente de 7,4 y una presión de operación del generador de ozono de 0,5 bar.
5. No se realizó el segundo proceso de electrocoagulación, debido que al emplear los tratamientos de sedimentación, electrocoagulación preliminar y ozonificación se lograron obtener valores de pH, color, turbidez y sólidos suspendidos que se encuentran dentro del rango establecido por la normativa ambiental ecuatoriana.

6. Debido a la cantidad de nitrógeno amoniacal presente en la muestra sin tratamiento, se estableció que para oxidar dicho compuesto se requeriría una concentración aproximada de $2\,600\text{ mg O}_2\text{ L}^{-1}$, valor que limita la remoción de la DQO del efluente mediante los métodos propuestos para el tratamiento del efluente.
7. La combinación de los procesos de sedimentación, electrocoagulación y ozonificación aplicados a una muestra de efluente de una industria de producción de tableros MDF permitió obtener porcentajes de remoción de 90,9 % de DQO, 73,7 % de ST, 99,7 % de SS y 43,4 % de SD y un aumento total en la biodegradabilidad de 78,1 %.
8. El diseño de la alternativa de tratamiento propuesta consta de un tanque de sedimentación con capacidad de $3,1\text{ m}^3$, un reactor de electrocoagulación de volumen de $1,5\text{ m}^3$ que posee 54 celdas electrolíticas y tres columnas de ozonificación de $0,34\text{ m}^3$ equipadas con un difusor poroso de burbuja fina.
9. El costo total calculado para la implementación de la alternativa de tratamiento del efluente proveniente del tanque 220 de la PTAR de Aglomerados Cotopaxi S.A. fue de 255 757 USD, con un costo de $2,88\text{ USD/m}^3$ de efluente tratado.

4.2 RECOMENDACIONES

1. Realizar un tratamiento biológico anaerobio posterior al tratamiento con ozono y electrocoagulación, para remover la cantidad de nitrógeno amoniacal.
2. Optimizar el diseño del reactor de electrocoagulación con el sistema de recolección de los lodos flotantes y sedimentables producidos, con la finalidad de que no obstruyan el paso del efluente durante el proceso electroquímico.
3. Realizar un estudio para comparar la eficiencia de la transferencia de ozono/agua con el uso de difusores porosos de burbujas en relación con el uso de un mezclador tipo venturi.
4. Realizar una caracterización fisicoquímica de los lodos obtenidos de las muestras que provienen de la industria productora de tableros MDF, por la alta cantidad de materia orgánica que posee, con el fin de determinar la factibilidad de la realización de un abono orgánico sintético.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. APHA, AWWA y WEF. (2005). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. Washington, D, C, Estados Unidos de América: American Public Health Association.
2. Asaithambi, P., Susree, M., Saravanathamizhan, R. y Matheswaran, M. (2012). Ozone assisted electrocoagulation for the treatment of distillery effluent. *Desalination*, 297(1), 1-7. doi: 10.1016/j.desal.2012.04.011.
3. Asociación de Investigación Técnica de la Industria de la madera (AITIM) (2011). *Tableros de Fibras MDF*. Recuperado de http://www.infomadera.net/uploads/productos/informacion_general_430_Tableros_MDF_30.06.2011.pdf (Noviembre, 2013).
4. Barrera J. y Cuervo S. (2010). *Manual de Buenas Prácticas en Aserraderos de Comunidades Forestales*. Recuperado de http://www.inti.gob.ar/ambiente/pdf/mbp_aserraderos.pdf (Octubre, 2013).
5. Bataller, M., Véliz, E., Fernández, L. A., Hernández, C., Fernández, I., Alvarez C. y Sánchez, E. (2005). Influencia de la Ozonización en el Tratamiento de un Efluente Secundario. *Agua Latinoamérica*, 2(1), 12-14. Recuperado de <http://goo.gl/KkA629> (Diciembre, 2013).
6. Bernal-Martínez, L. A., Barrera-Díaz, C., Natividad, R. y Rodrigo, M. A. (2013). Effect of the continuous and pulse in situ iron addition onto the performance of an integrated electrochemical–ozone reactor for wastewater treatment. *Fuel*, 110(1), 133–140. doi:10.1016/j.fuel.2012.11.067.
7. Carrasco, L. (2009). *Contaminantes ambientales derivados del pulpaje y blanqueo de la pulpa de madera*. Recuperado de

http://www.rapaluruaguay.org/agrotoxicos/COPs/Prensa/Celulosa_Leonidas.pdf (Diciembre, 2013).

8. Chen, G. y Hung Y. T. (2007). Electrochemical Wastewater Treatment Processes. *Advanced Physicochemical Treatment Technologies*. 5(1), 57-95. Recuperado de <http://www.ebooksnsoftware.com/advanced-physicochemical-treatment-technologies/128818> (Noviembre, 2013).
9. Chen J. P., Chang, S. Y., y Hung, Y. T. (2005). Electrolysis. *Physicochemical treatment process*, 3(1), 359-378. doi:10.1226/1588293610.
10. Comisión Nacional del Agua. (2007). *Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento. Diseño de plantas potabilizadoras tipo de tecnología simplificada* Recuperado de <http://goo.gl/F5Se5T> (Febrero, 2014).
11. CONELEC. (2013). *Suplemento del Registro Oficial N° 107*. Recuperado de <http://www.cit.org.ec/files/RO-No.-107S-del-23-10-2013.pdf> (Febrero, 2014).
12. Corporación Financiera Internacional. (2007). *Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para tableros y productos de madera particulada*. Recuperado de <http://goo.gl/fTycPH> (Enero, 2014).
13. Crites, R. y Tchobanoglous, G. (2002). *Sistema de Manejo de Aguas Residuales para núcleos pequeños y descentralizados Tomo 2*. (1ra. Edición). Santa Fé de Bogotá, Colombia: Editorial McGraw – Hill.
14. Davies H., Demers P., Kauppinen T. y Teschk K. (2011). *Sectores basados en recursos biológicos: Industria de la Madera*. Recuperado de <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/TextosOnline/EnciclopediaOIT/tomo3/71.pdf> (Octubre, 2013).

15. Deininger, R.A., Skadsen J., Sanford, L. y Myers, A. (2002). *Ozono*. Recuperado de <http://goo.gl/50QbXU> (Diciembre, 2013).
16. Delgado, N., Ysambertt, F., Chávez, G., Bravo, B., Márquez, N. y Bullon, J. (2012). Síntesis asistida por microondas de Derivados Acilados de Lignina de diferentes masas con posible actividad superficial. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 3(3), 12-23. Recuperado de <http://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=4051421> (Octubre, 2013).
17. Derregibus M. T. (1997). Determinación rápida de lignina en efluentes de mataderos. *Revista Internacional de Contaminación Ambiental*, 13(2), 97-100. Recuperado de <http://www.redalyc.org/pdf/370/37013206.pdf> (Octubre, 2013).
18. Domènech, X., Jardim, W. F. y Litter, M. I. (2001). *Procesos Avanzados de Oxidación para la Eliminación de Contaminantes*. Recuperado de <http://www.cnea.gov.ar/xxi/ambiental/cyted/06cap01.pdf> (Diciembre, 2013).
19. Domingo, A. (2005). *Estimación de costes y rentabilidad de equipos*. Recuperado de http://web.usal.es/~tonidm/DEI_02_Costes.pdf (Febrero, 2014).
20. Durán G. y Kremerman M. (2007). *Industria Forestal y Procesos productivos*. Recuperado de <http://goo.gl/uNn9eD> (Noviembre, 2013).
21. EPA. (1999a). *Alternative Disinfectants and Oxidants Guidance Manual*. Recuperado de <http://goo.gl/54ulKs> (Diciembre, 2013).
22. EPA. (1999b). *Folleto informativo de tecnología de aguas residuales: Desinfección con ozono*. Recuperado de

http://water.epa.gov/aboutow/owm/upload/2004_07_07_septics_cs-99-063.pdf (Diciembre, 2013).

23. EPA. (2002). *Wood Products Industry: Medium Density Fiberboard Manufacturing*. Recuperado de <http://goo.gl/MoF3wY> (Octubre, 2013).
24. Fang J.M., Sun R.C., Tomkinson J. y Fowler P. (2000). Acetylation of wheat straw hemicellulose B in a new non-aqueous swelling system. *Carbohydrate polymers*, 41(1), 379-387. doi: 10.1016/S0144-8617(99)00102-2.
25. Feijoo G., Rivela B. y Moreira M.T. (2007). Life Cycle Inventory of Medium Density Fibreboard. *Int J LCA*, 12(3), 143–150. doi: 10.1065/lca2006.12.290.
26. Forero, J. E., Ortiz, O. P. & Ríos, F. (2005). Aplicación de Procesos de Oxidación Avanzada como Tratamiento de Fenol en Aguas Residuales Industriales de Refinería. *Ciencia, Tecnología y Futuro*, 3(1), 97-109. Recuperado de <http://www.scielo.org.co/pdf/ctyf/v3n1/v3n1a08.pdf> (Diciembre, 2013).
27. Freire C. S. R., Silvestre A. J. D., Neto C. P., Gandini A., Fardim P. y Holmbom B. (2006). Surface characterization by XPS, contact angle measurements and ToF-SIMS of cellulose fibers partially esterified with fatty acids. *Journal of Colloid and Interface Science*, 301(1), 205-209. doi: 10.1016/j.jcis.2006.04.074.
28. García L. (2002). *La Madera y su Tecnología: Tableros de Partículas y de Fibras*. (1ra. Edición). Madrid, España: Ediciones Mundi-Empresa Libros S.A.
29. García-García, P., López-López, A., Moreno-Baquero, J. M. y Garrido-Fernández, A. (2001). Treatment of Wastewaters from green table olive

packing industry using electro-coagulation. *Chemical Engineering Journal*, 170(1), 59–66. doi:10.1016/j.cej.2011.03.028.

30. Ghernaout, D., Ghernaout, B., Saiba, A., Boucherit, A. y Kellil, A. (2009). Removal of humic acids by continuous electromagnetic treatment followed by electrocoagulation in batch using aluminium electrodes. *Desalination*, 239(1), 295–308. doi: 10.1016/j.desal.2008.04.001.
31. Gonzáles, E. y Bueno, J. (2008). Influencia de la lignina residuales en las propiedades físico-mecánicas de la pulpa química al sulfato de huamansamana. *Revista Forestal del Perú*, 13(2), 1-13. Recuperado de [http://cedinfor.lamolina.edu.pe/Articulos_RFP/Vol13_no2_86_\(18\)/vol13_no2_art2.pdf](http://cedinfor.lamolina.edu.pe/Articulos_RFP/Vol13_no2_86_(18)/vol13_no2_art2.pdf) (Octubre, 2013).
32. Halvarsson S., Edlund H. y Norgren M. (2010). Wheat straw as raw material for manufacture of Medium Density Fibreboard (MDF). *Bioresources*, 5(2), 1215-1231. Recuperado de <http://goo.gl/WdKRYC> (Noviembre, 2013).
33. Hernández-Ortega, M., Ponziak, T., Barrera-Díaz, C., Rodrigo, M. A., Roa-Morales G. y Bilyeu, B. (2010). Use of a combined electrocoagulation-ozone process as a pre-treatment for industrial wastewater. *Desalination*, 125(1), 144-149. doi: 10.1016/j.desal.2008.11.021.
34. Instituto Ecuatoriano de Normalización. (2006). *Agua. Calidad del agua. Muestreo. Manejo y Conservación de muestras*. Recuperado de http://www.grupoquimicomarcos.com/downloads/medios_de_preservacion_de_muestras.pdf (Octubre, 2013).
35. Jackson, A. y Day, D. (1993). *Manual completo de la madera, la carpintería y la ebanistería*. Recuperado de <http://goo.gl/Edjlu6> (Octubre, 2013).

36. Ko, C. H., Hsieh, P. H., Chang, M. W., Chern, J. M., Chiang, S. M. y Tzeng, C. J. (2009). Kinetics of pulp mill effluent treatment by ozone-based processes. *Journal of Hazardous Materials*, 168(1), 875-881. doi: 10.1016/j.jhazmat.2009.02.111.
37. Kreetachat T., Damrongsri M. y Vaithanomsat P. (2006). Effects of ozonation process on lignin-derived compounds in pulp and paper mill effluents. *Journal of Hazardous Materials*, 142(1), 250-257. doi: 10.1016/j.jhazmat.2006.08.011.
38. Krzysik, A., Muehl, J., Youngquist, J. y Franca, F. (2001). Medium Density Fiberboard Made from Eucaliptus Saligna. *Forests Products Journal*, 51(10), 47-50. Recuperado de <http://goo.gl/Cprf6W> (Octubre, 2013).
39. Kumar, P., Teng, T.T., Chand, S. y Wasewar, K.L. (2011). Treatment of Paper and Pulp Mill Effluent by Coagulation. *International Journal of Civil and Environmental Engineering*, 3(3), 222-227. Recuperado de <http://www.waset.org/journals/ijcee/v3/v3-4-36.pdf> (Diciembre, 2013).
40. Linares-Hernández, I., Barrera-Díaz, C., Roa-Morales, G., Bilyeu, B. y Ureña-Núñez, F. (2009). Influence of the anodic material on electrocoagulation performance. *Chemical Engineering Journal*, 148(1), 97–105. doi: 10.1016/j.cej.2008.08.007.
41. Mansilla, H., Lizama, C., Gutarra, A. y Rodríguez, J. (2004). *Tratamiento de residuos líquidos de la industria de celulosa y textil*. Recuperado de <http://goo.gl/hJbLW> (Octubre, 2013).
42. Mansouri, K., Elsaid, K., Bedoui, A., Bensalah, N. y Abdel-Wahab, A. (2011). Application of electrochemically dissolved iron in the removal of tannic acid from water. *Chemical Engineering Journal*, 172(1), 970– 976. doi: 10.1016/j.cej.2011.07.009.

43. McCallum, D. (1999). *The Manufacturing Process Medium Density Fibreboard*. Recuperado de <http://goo.gl/PqXr3X> (Octubre, 2013).
44. METSO (2013). *Medite MDF, Clonmel, Ireland*. Recuperado de [http://www.metso.com/MP/marketing/Vault2MP.nsf/BYWID2/WID-100202-2256E-A29CB/\\$File/MFDU_R_2075_293-02.pdf?openElement](http://www.metso.com/MP/marketing/Vault2MP.nsf/BYWID2/WID-100202-2256E-A29CB/$File/MFDU_R_2075_293-02.pdf?openElement) (Noviembre, 2013).
45. Morán J. (2008). *Extracción de celulosa y obtención de nanocelulosa a partir de fibra sisal – Caracterización*. Recuperado de http://www.materiales-sam.org.ar/sitio/biblioteca/jovenesSAM08/Trabajos_completos/14.Materiales%20Nanoestructurados/14067MoranJ.pdf (Octubre, 2013).
46. Muñoz, J. F. y Orta, M. T. (2012). Efecto del ozono en la remoción de materia orgánica disuelta de un efluente secundario. *Revista EIA*, 18(1), 171-178. Recuperado de <http://goo.gl/kVaXSp> (Diciembre, 2013).
47. Nawrocki, J. y Kasprzyk-Hordern, B. (2010). The efficiency and mechanisms of catalytic ozonation. *Applied Catalysis B: Environmental*, 99(1), 27–42. doi: 10.1016/j.apcatb.2010.06.033.
48. Pajootan E., Arami M. y Mahmoodi N. M. (2012). Binary system dye removal by electrocoagulation from synthetic and real colored wastewaters. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 43(1), 282-290. doi: 10.1016/j.jtice.2011.10.014.
49. Pérez, M. M. (2012). *Tratamiento avanzado de aguas residuales para riego mediante oxidación con ozono: una alternativa ecológica*. Recuperado de http://www.cosemarozono.es/pdf/noticia_22.pdf (Diciembre, 2013).
50. Perng, Y. S., Wang, E., Yu, S. T., Hsieh, Y. C., Chen, P. R. y Chi, H. Y. (2007). Treatment of a Specialty Paper Mill Wastewater Using a Pilot-

scale Pulsed Electrocoagulation Unit. *Taiwan J For Sci*, 22(3), 355-66. Recuperado de <http://goo.gl/vMVU6r> (Noviembre, 2013).

51. Restrepo, A., Arango, A. y Garcés, L. (2006). La electrocoagulación: retos y oportunidades en el tratamiento de aguas. *Producción + Limpia*, 1(2), 58-77. Recuperado de <http://goo.gl/2Kxj3L> (Diciembre, 2013).
52. Rodríguez, T., Botelho, D. y Cleto, E. (2008). *Tratamiento de efluentes industriales de naturaleza recalcitrante usando ozono, peróxido de hidrógeno y radiación ultravioleta*. Recuperado de <http://www.scielo.org.co/pdf/rfiua/n46/n46a03.pdf> (Diciembre, 2013).
53. Rodríguez, A., Letón, P., Rosal, R., Dorado, M., Villar, S. y Sanz, J. (2006). *Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales*. Recuperado de <http://goo.gl/fMyseh> (Febrero, 2014).
54. Ruiz, P. (2008), *Máquinas Chipeadoras: Para utilizar la madera al 100 Por Ciento*. Recuperado de <http://goo.gl/iWkV2p> (Noviembre, 2013).
55. Sánchez, M. y Sepliarsky, F. (2005). *Tecnología de la madera de eucaliptos colorados: propiedades-usos-posibilidades*. Recuperado de <http://www.biblioteca.org.ar/libros/210075.pdf> (Noviembre, 2013).
56. Shamma N. K. y Wang, L. K. (2005). Ozonation. *Physicochemical treatment process*, 3(1), 315-358. doi:10.1226/1588293610.
57. Singhal, A. y Thakur, I. S. (2009). Decolourization and detoxification of pulp and paper mill effluent by *Cryptococcus* sp. *Biochemical Engineering Journal*, 46(1), 21–27. doi: 10.1016/j.bej.2009.04.007.
58. Spartan Environmental Technologies. (2004). *Fine Bubble Diffuser Contactors for Ozone Water Treatment*. Recuperado de <http://goo.gl/p4drss> (Diciembre, 2013).

59. Stanley, B. (2007). *Electrolytic ozone generation and its application in pure water systems*. Recuperado de <http://goo.gl/t5XOyi> (Diciembre, 2013).
60. Suchsland, O. y Woodson, G. E. (1991). *Fiberboard manufacturing practices in the United States*. Recuperado de <http://goo.gl/pBvw2Z> (Octubre, 2013).
61. Texto Unificado de Legislación y Saneamiento Medioambiental (TULSMA). (2005). *Norma de calidad ambiental y descarga de efluentes: Recurso agua*. Recuperado de <http://goo.gl/A1apHa> (Octubre, 2012).
62. Thoemen H., Irle M. y Sernek M. (2010). *Wood-Based Panels. An Introduction for Specialist*. (1ra. Edición). Londres, Inglaterra: Editorial Cost.
63. Von Gunten, U. (2003). Ozonation of drinking water: Part I. Oxidation kinetics and product formation. *Water research*, 37(1), 1443-1467. Recuperado de <http://goo.gl/M250ok> (Marzo, 2014).
64. Von Sonntag, C. (2006). The basics of oxidants in water treatment. Part A: OH radical reactions, *4th. International Conference on Oxidation Technologies for Water and Wastewater Treatment*, (pp. 37-40). Goslar, Alemania: CUTEC Serial Publication.
65. Walker, A. B., Tsuris, C., DePaoli, D. W. y Klasson, K. T. (2001). Ozonation of Soluble Organics in Aqueous Solutions Using Microbubbles. *Ozone Science & Engineering*, 23(1), 77-87.
66. Wang, L. K. y Shammas, N. K. (2007). Pressurized Ozonation. *Advanced Physicochemical Treatment Technologies*, 3(1), 1-56. Recuperado de <http://www.ebooksnsoftware.com/advanced-physicochemical-treatment-technologies/128818> (Noviembre, 2013).

67. Yannuzzi, H. (2011). *ABC del Ozono*. Recuperado de <http://fgingeneria.com.ar/downloads/publicaciones/es/el-abc-ozono.pdf> (Diciembre, 2013).
68. Zhou, H. y Smith, D. W. (2002). Advanced technologies in water and wastewater treatment. *Journal of Environmental Engineering and Science*, 1(4), pp. 247-264. doi:10.1139/S02-020.
69. Zodi S., Merzouk, B., Potier, O., Lopicque F. y Leclerc J. P. (2013). Direct Red 81 dye removal by a continuous flow electrocoagulation/flotation reactor. *Separation and Purification Technology*, 108(1), 215–222. doi: 10.1016/j.seppur.2013.01.052.

ANEXOS

ANEXO I

Métodos estándar adaptados al Laboratorio de Aguas y Microbiología del Acelerador de Electrones del DCN

- **Medición de pH**

1. Homogenizar la muestra codificada mediante la agitación del envase que la contiene y descargar una alícuota en un vaso de precipitación adecuado.
2. Encender el pH-metro HANNA 8521.
3. Sacar el electrodo de pH y la sonda de temperatura que se encuentran sumergidos en un vaso con agua destilada, enjuagar los mismos con agua destilada y sumergirlos en la muestra a ser medida el pH.

Nota: La pantalla pequeña muestra el símbolo E5 cuando los electrodos son lavados, es decir el pH-metro todavía marca pH = 7, pero espera por una nueva lectura. El símbolo desaparece cuando los electrodos se sumergen en la muestra a ser medida el pH.

- **Medición de Sólidos Sedimentables**

1. Homogenizar la muestra codificada mediante la agitación del envase que la contiene y descargar una alícuota en un vaso de precipitación adecuado.
2. Llenar la muestra a un cono hasta la marca 1 000 mL
3. Dejar la muestra contenida en el cono en reposo durante 45 min y agitar con una varilla para que se precipiten las partículas pegadas a las paredes.
4. Dejar otros 15 min hasta que se complete 1 h; y leer el volumen de partículas precipitadas en el fondo del cono.
5. Obtener el resultado final como mL/L de sólidos sedimentables.

- **Medición de DQO**

1. Homogenizar la muestra codificada mediante agitación del envase que la contiene
2. Transferir la muestra a un vaso de precipitación
3. Encender el reactor de DQO.
4. Pipetear 2 mL de la muestra contenida en el frasco a un vial preparado
5. Homogenizar la mezcla agitando unos segundos y colocar el vial en el reactor de DQO por un minuto.

Nota: La mezcla de reactivos en los viales preparados es muy sensible a la luz, por lo tanto mantener los viales que no se usen en un lugar opaco, refrigerado de ser posible. La cantidad de luz que reciben los viales preparados durante los análisis no afecta a los resultados.

6. Observar si cambia de color el vial.
7. Si el color del vial cambia, realizar una dilución de acuerdo al valor probable de DQO
8. Encender el espectrofotómetro HACH, establecer la longitud de onda a 600 nm
9. Limpiar un vial con papel higiénico, colocar el mismo en el porta viales con su marca frente al lente del equipo y cerrar la tapa (blanco).

Nota: El equipo debe marcar 0,000 de absorbancia

10. Sacar el vial considerado como blanco, limpiar otro vial con papel higiénico y colocar el mismo en el porta viales con su marca frente al lente del equipo y cerrar la tapa (muestra)
11. Presionar la tecla de lectura. El resultado de la muestra con respecto al blanco debe variar en $\pm 0,001$; caso contrario se debe buscar otros pares con el mismo blanco o con diferentes blancos. Los pares de viales deben estar etiquetados o marcados convenientemente

12. Pipetear 2 mL de agua destilada contenida en un vaso de precipitación a un vial etiquetado o identificado como blanco, mediante la utilización de una pipeta graduada de 2 mL. Homogenizar la mezcla unos segundos y colocar en el porta viales
13. Colocar el vial etiquetado o identificado como blanco y el vial etiquetado o identificado como par del blanco en el reactor de DQO
14. Establecer el cronómetro del reactor de DQO a 120 min y colocar los viales en el reactor de DQO a 150 °C para que se realice la reacción de oxidación
15. Retirar los viales del reactor de DQO y ubicarlos en un porta viales al tener temperatura ambiente
16. Encender el espectrofotómetro HACH e introducir el número de programa almacenado para DQO
17. Regular la longitud de onda a 600 nm
18. Limpiar el vial considerado como blanco con papel higiénico blanco e introducir el mismo en el porta vial del espectrofotómetro HACH con su marca frente al lente del equipo y cerrar la tapa

Nota: El equipo debe entregar una respuesta de 0,0 mg O₂/L de DQO para el blanco

19. Retirar el vial considerado como blanco, introducir el vial considerado como par del blanco en el porta vial del espectrofotómetro HACH con su marca frente al lente del equipo y cerrar la tapa.
20. Obtener el resultado en mg O₂/L de DQO, proporcionado por el espectrofotómetro HACH

Nota: El resultado multiplicar por el factor de la dilución, si se realizó el paso 7

21. Verificar que el resultado esté dentro del rango establecido por el equipo (0 – 1 000 mg O₂/L de DQO)
22. Comprobar si el resultado está dentro de lo esperado o si este resultado es razonable. Si no lo es, realizar una disolución a la muestra

- **Medición de DBO₅**

1. Homogenizar la muestra mediante la agitación del envase que la contiene y descargar una alícuota en un vaso de precipitación adecuado

Nota: Generalmente el DBO es la mitad del DQO. Primero determinar el DQO

2. Colocar la cantidad de volumen de muestra en una probeta graduada, según el requerimiento
3. Transferir la muestra contenida en la probeta a un frasco oscuro de análisis de DBO
4. Verificar si la muestra contenida en el vaso de precipitación está contaminada con bacterias nitrificantes
5. Agregar gotas de inhibidor de bacterias nitrificantes al capuchón negro de análisis de DBO de acuerdo al volumen de muestra seleccionado

Nota: Realizar esta actividad sin colocar el capuchón negro en el frasco

6. Pipetear 2 mL de la muestra contenida en el frasco a un vaso de precipitación adecuado con una pipeta graduada de 2 mL
7. Pipetear 2 mL de la muestra con microorganismos contenido en un vaso de precipitación adecuado al frasco de DBO

Nota: La muestra con microorganismos proviene de aguas contaminadas como el Río Machángara.

8. Ubicar el agitador magnético en el interior del frasco, colocar el capuchón negro y azul sobre el frasco y ajustar los mismos al frasco.
9. Encerar pulsando los dos botones del capuchón azul y anotar el número de capuchón.
10. Introducir el frasco en el termostato.

11. Retirar el frasco del termostato al término de 5 días, presionar el botón de lectura del capuchón azul y multiplicar la lectura del capuchón por el factor de la muestra seleccionada.

Nota: El capuchón azul de análisis de DBO lee la cantidad de CO₂ que se desprende de las bacterias al interior del frasco.

12. Expresar el resultado final como mg O₂/L de DBO.

- **Medición de Color real**

1. Homogenizar la muestra codificada mediante la agitación del envase que la contiene y descargar una alícuota en un vaso de precipitación adecuado
2. Realizar la filtración de la muestra contenida en un vaso de precipitación, sobre un embudo con papel filtro colocado en un porta embudos, a otro vaso de precipitación adecuado colocado bajo el embudo. Para mayor rapidez de filtrado realizar la filtración al vacío con papel filtro de porosidad adecuada y bombas de vacío si es necesario
3. Pipetear 25 mL de la muestra contenida en el vaso de precipitación o balón aforado a una celda de 25 mL
4. Pipetear 25 mL de agua destilada contenida en un vaso de precipitación a otra celda de 25 mL
5. Encender el espectrofotómetro HACH e ingresar el número de programa almacenado para color real
6. Regular la longitud de onda a 455 nm
7. Introducir el blanco en el porta celdas y cerrar la tapa.

Nota: Limpiar la celda con papel antes de introducir en el porta celdas del equipo.

8. Introducir la celda de 25 mL con la marca 25 mL frente al lente del equipo.
9. Retirar el blanco, introducir la celda con la muestra preparada en el porta celdas y cerrar la tapa.

10. Presionar la tecla de lectura, el resultado será indicado en platino-cobalto
11. Verificar que el resultado esté dentro del rango establecido por el equipo (0 – 500 unidades), en caso de no estar dentro del rango realizar la dilución respectiva y repetir el procedimiento.

- **Medición de Sólidos Totales**

1. Homogenizar la muestra codificada mediante la agitación del envase que la contiene y descargar una alícuota en un vaso de precipitación adecuado.
2. Pesar un crisol, que se encontraba dentro de un desecador, en la balanza analítica KERN, utilizando una pinza y etiquetar el mismo
3. Colocar el crisol en el baño maría, utilizando una pinza
4. Llenar 100 mL de la muestra contenida en el vaso de precipitación al crisol etiquetado que se encuentra en el baño maría, utilizando una probeta graduada adecuada hasta la marca 100 mL
5. Introducir el crisol en la estufa durante 2 h
6. Colocar los crisoles en el desecador 30 min

Nota: No dejar más tiempo en la estufa porque los bicarbonatos se destruyen, se convierten en CO₂ y se eliminan.

7. Sacar el crisol del desecador y pesar en la balanza analítica KERN
8. Sacar los crisoles del desecador y pesar.
9. Evaluar el resultado de sólidos totales mediante la Ecuación [AI.1].

$$ST = \frac{P_o - P_f}{V} \quad [AI.1]$$

Donde:

ST= Sólidos totales (mg L⁻¹)

P_o = Peso inicial del crisol (g)

P_f = Peso final del crisol (g)

- **Medición de Sólidos Disueltos**

1. Homogenizar la muestra codificada mediante la agitación del envase que la contiene y descargar una alícuota en un vaso de precipitación adecuado
2. Realizar la filtración descargando la muestra contenida en un vaso de precipitación, sobre un embudo con papel filtro colocado en un porta embudos, a otro vaso de precipitación adecuado colocado bajo el embudo. Para mayor rapidez de filtrado realizar la filtración al vacío con un papel filtro de porosidad adecuada y bombas de vacío si es necesario
3. Pesar un crisol que se encuentra en un desecador en la balanza analítica KERN y etiquetar el mismo. Colocar el crisol en el baño maría
4. Llenar 100 mL de la muestra contenida en el vaso de precipitación al crisol etiquetado que se encuentra en el baño maría
5. Introducir el crisol en la estufa durante 2 h
6. Colocar los crisoles en el desecador por 30 min

Nota: No dejar más tiempo en la estufa porque los bicarbonatos se destruyen, se convierten en CO₂ y se eliminan

7. Retirar el crisol del desecador y pesar en la balanza analítica KERN
8. Evaluar el resultado de sólidos disueltos mediante la Ecuación [AI.2].

$$SD = \frac{P_o - P_f}{V} \quad [AI.1]$$

Donde:

SD= Sólidos disueltos (mg L⁻¹)

P_o = Peso inicial del crisol (g)

P_f = Peso final del crisol (g)

ANEXO II

Procedimiento de operación de un Generador de Ozono BMT 802M

- **Previo a ozonificar**

1. Llenar el registro de uso del generador de ozono.
2. Medir volumen, temperatura y pH de la muestra de agua.
3. Llenar la unidad de contacto con el agua a tratar.
4. Sellar el sistema de burbujeo.
5. Instalar un frasco lavador a la salida de la unidad de contacto con solución de yoduro de potasio.
6. Abrir la puerta del ozonificador.
7. Abrir la válvula del tanque de oxígeno y calibrar el flujómetro al valor requerido.
8. Controlar la presión manométrica del equipo en un valor de 0,5 bar (recomendación del fabricante).
9. Una vez alcanzadas las condiciones de trabajo, esperar un minuto para que se estabilice el flujo.

- **Durante de ozonificación**

1. Prohibido fumar y acercarse con cualquier material que reaccione con el oxígeno.
2. Conectar el sistema a la fuente de energía eléctrica asegurando el trabajo del transformador para el generador y el ventilador.
3. Confirmar los valores de caudal y presión.
4. Activar la producción de ozono, oprimiendo el botón verde y encendiendo el cronómetro.
5. Observar que no baje la presión.
6. Una vez transcurrido el tiempo requerido según el tratamiento aplicado, apagar el equipo oprimiendo el botón rojo y desactivando el cronómetro.

7. Dejar burbujear oxígeno 1 min.
8. Desconectar el sistema que se burbujea previo a cerrar la válvula del tanque de oxígeno para evitar la generación de vacío y el entorno de líquido al generador de ozono.
9. Cerrar la válvula del Tanque de Oxígeno.

- **Posterior a la ozonificación**

1. Retirar la muestra tratada.
2. Colocar todo el material de vidrio en agua destilada y lavarlo.
3. Desconectar el equipo de la fuente de energía eléctrica.
4. Cerrar la puerta del ozonificador.
5. Comprobar que la válvula del tanque de oxígeno no esté abierta.

ANEXO III

Determinación de Producción y Consumo de Ozono

- **Procedimiento para la determinación de la producción de ozono**

Pasar el gas ozono generado por el equipo BMT 802 M a través de dos frascos lavadores colocado en serie, de 1 min. Cada frasco lavador contiene 80 mL de yoduro de potasio al 2 %.

Culminada la ozonificación verter cuidadosamente el contenido de cada frasco lavador en un vaso de precipitación, añadir 10 mL de ácido sulfúrico 2 N y titular con el tiosulfato de sodio hasta que el color amarillo del yodo casi desaparezca. Añadir 2 mL del indicador de almidón y continuar titulado hasta que desaparezca el color azul.

- **Determinación del consumo de ozono**

Colocar un volumen conocido de muestra en un frasco lavador, ozonificar la muestra por un tiempo determinado, burbujear la corriente de gas de salida del primer frasco lavador sobre un frasco lavador B, el cual contiene 80 mL de yoduro de potasio al 2 %.

Verter el contenido del frasco lavador B en un vaso de precipitación, añadir 10 mL de ácido sulfúrico 2 N y titular con el tiosulfato de sodio 0,1 N como se describió anteriormente.

- **Cálculos**

- a. Producción de Ozono**

$$\text{Producción (g/h)} = \left[\frac{V_{\text{titulante}}(\text{mL}) \times C_{\text{titulante}}(\text{N}) \times 0,024(\text{g / mL} \times \text{N})}{t_{\text{ozonificación}}(\text{h})} \right] \quad [\text{AIII.1}]$$

Donde:

$V_{\text{titulante}}$ = Volumen del titulante

$C_{\text{titulante}}$ = Concentración del titulante

$t_{\text{ozonificación}}$ = tiempo de ozonificación

0,024 (g/mL x N) = factor de conversión de unidades

- b. Consumo de ozono**

Se calcula con la Ecuación [AIII.1], con la aclaración de que el volumen de titulante consumido se refiere al volumen de titulante (mL) utilizado sobre el frasco lavador B.

ANEXO IV

Datos obtenidos en las pruebas preliminares de electrocoagulación

Tabla AIV.1. Remoción de DQO con respecto a la variación de pH del efluente

	pH				
	6	6,5	7	7,5	8
DQO (mg O₂/L)	14 400	11 500	9 300	6 920	6 200
DQO₀ (mg O₂/L)	21 500	19 900	18 400	16 300	14 800
% de remoción de DQO	33,02	42,21	49,46	57,55	58,11

Tabla AIV.2. Remoción de DQO con respecto a la variación de intensidad de corriente eléctrica

Intensidad de Corriente (A)	DQO (mg O ₂ /L)	% de remoción de DQO
0	16 300	0,0
2	13 820	15,2
5	10 140	37,8
8	8 980	44,9
18	7 680	52,9
25	7 710	52,7
30	7 350	54,9

ANEXO V

Curva de pH del efluente para el proceso de sedimentación

La Figura AV.1 muestra la variación del pH del efluente con respecto a la adición de $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

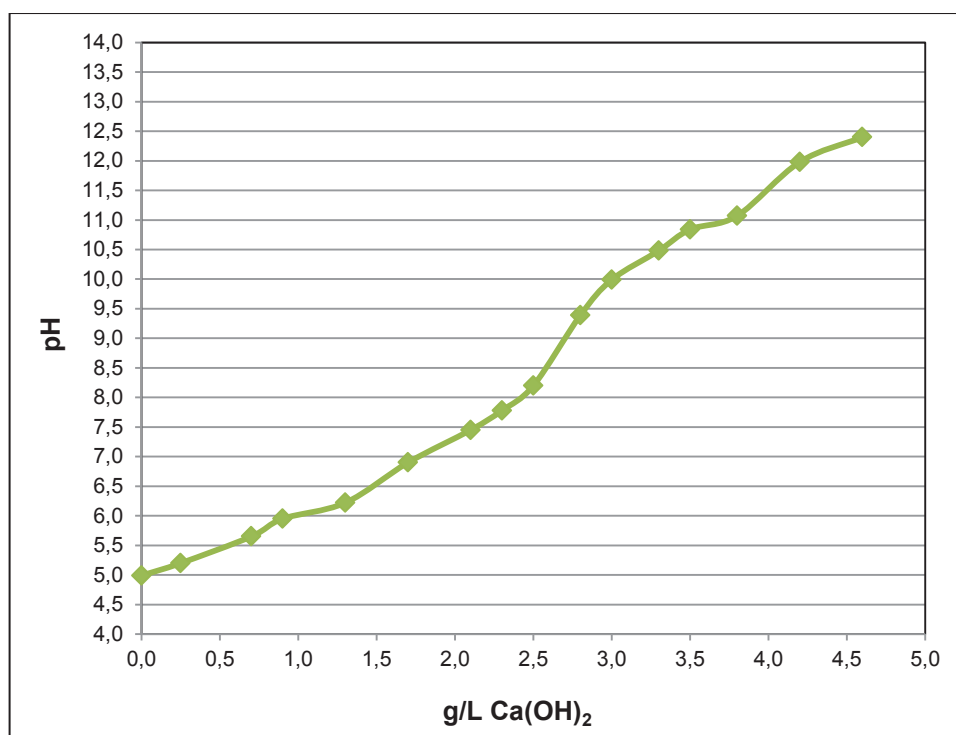


Figura AV.1. Comportamiento del pH del efluente con respecto a la adición de $\text{Ca}(\text{OH})_2$

ANEXO VI

Repeticiones realizadas para los ensayos de electrocoagulación

Tabla AVI.1. Comportamiento de ST, SS, SD, pH, color, DQO, oxígeno disuelto, turbidez y conductividad del efluente en los distintos ensayos de electrocoagulación

E.	R.	Parámetro								
		Sólidos totales	Sólidos disueltos	Sólidos suspend.	pH	Color real	DQO	Oxígeno disuelto	Turbidez	Conduct.
		(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	-	(Un. Pt-Co)	(mg O ₂ /L)	(ppm)	(NTU)	(μS/cm)
1	1	7 356	7 212	144	7,41	597	8 980	4,6	107	6 630
	2	7 174	6 996	178	7,48	520	8 710	4,7	87	6 840
	3	7 136	6 906	230	7,33	555	8 700	4,0	94	6 890
2	1	6 651	6 429	221	8,67	166	7 680	4,5	4	5 810
	2	6 554	6 296	258	8,80	185	7 850	5,0	3	5 820
	3	6 646	6 412	234	8,69	181	7 920	4,8	4	5 950
3	1	6 432	6 396	36	7,19	101	7 350	1,8	3	6 040
	2	6 606	6 558	48	7,24	103	7 480	1,9	3	6 040
	3	6 294	6 256	38	7,30	108	7 440	1,8	3	5 910
4	1	6 951	6 765	186	7,38	645	8 450	3,9	39	5 360
	2	6 958	6 744	213	7,41	650	8 600	3,8	44	5 310
	3	6 982	6 759	223	7,35	610	8 650	4,3	48	5 240
5	1	5 876	5 784	92	7,18	110	6 920	4,9	3	5 190
	2	6 002	5 909	93	7,23	118	6 890	4,8	4	5 150
	3	6 028	5 967	61	7,35	104	6 870	5,1	4	5 100
6	1	6 422	6 338	84	7,43	59	5 400	6,0	4	4 590
	2	6 366	6 290	76	7,35	55	5 250	6,3	3	4 460
	3	6 232	6 158	74	7,38	52	5 320	6,3	3	4 500

Donde:

E.: Número de ensayo

R.: Repetición

ANEXO VII

Análisis estadístico de las condiciones del proceso de electrocoagulación

Para determinar las diferencias significativas entre las distintas condiciones de los tratamientos, se aplicó un análisis estadístico mediante la utilización del software Stat Graphics. A continuación se presentan las gráficas de interacción entre las variables de diseño, así como también las gráficas que representan el efecto de la variación de densidad de corriente y adición de poliamida con respecto al comportamiento de los parámetros fisicoquímicos analizados en el proceso. Los resultados obtenidos del análisis estadístico realizado en el programa Stat Graphics, permiten determinar las diferencias significativas de al menos un 5%, entre datos estudiados.

- **Análisis estadístico del comportamiento de sólidos totales**

La Figura AVII.1 indica el comportamiento de los sólidos totales del efluente con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

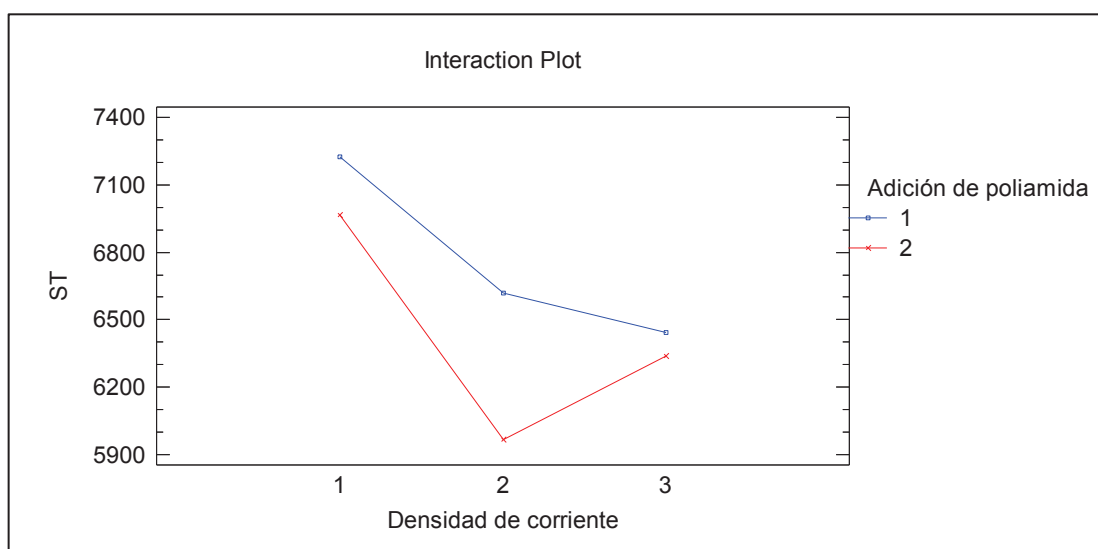


Figura AVII.1. Comportamiento de sólidos totales con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Donde los valores (1), (2) y (3) de densidad de corriente corresponden a 57 A/m^2 , 129 A/m^2 y 214 A/m^2 , respectivamente. A su vez, la condición (1) de adición de poliamida corresponde cuando no se adiciona poliamida al proceso de electrocoagulación, mientras que la condición (2) corresponde cuando se añaden 20 mL/min de una solución de poliamida con una concentración de 100 mg/L .

A continuación se adjunta el análisis estadístico realizado en el programa Stat Graphics, donde se muestra el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida para la remoción de sólidos totales en las Figuras AVII.2 y AVII.3, respectivamente.

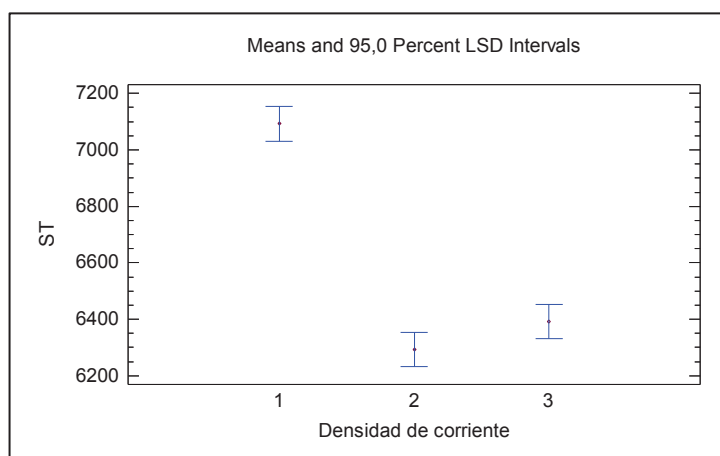


Figura AVII.2. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente para la remoción de sólidos totales en el proceso de electrocoagulación

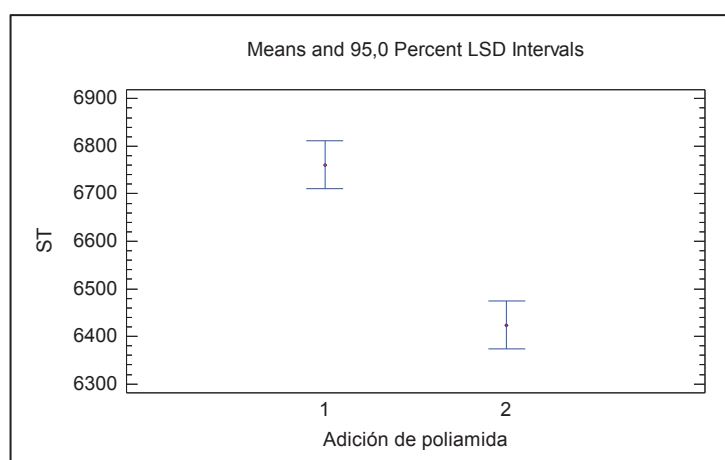


Figura AVII.3. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida para la remoción de sólidos totales en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico del comportamiento de Sólidos Disueltos**

La Figura AVII.4 indica el comportamiento de los sólidos disueltos con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

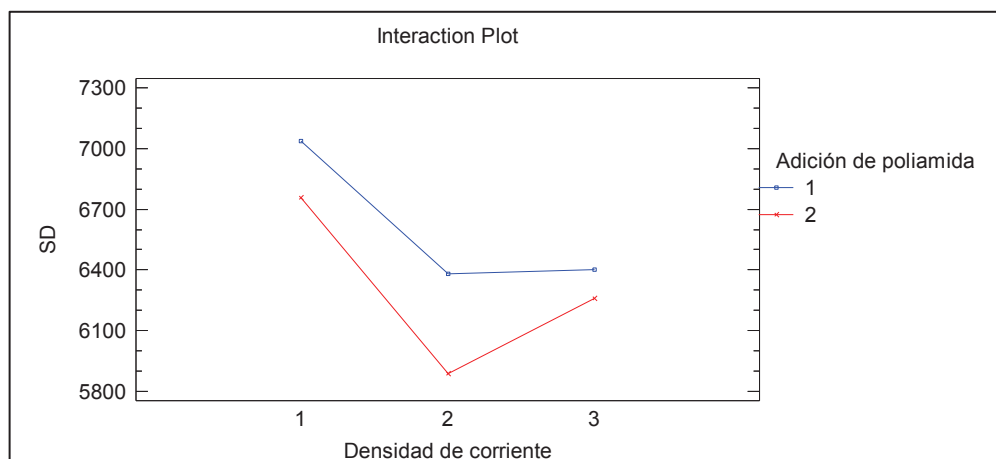


Figura AVII. 4. Comportamiento de sólidos disueltos con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Las Figuras AVII.5 y AVII.6 indican el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida para la remoción de sólidos disueltos en el efluente en el proceso de electrocoagulación.

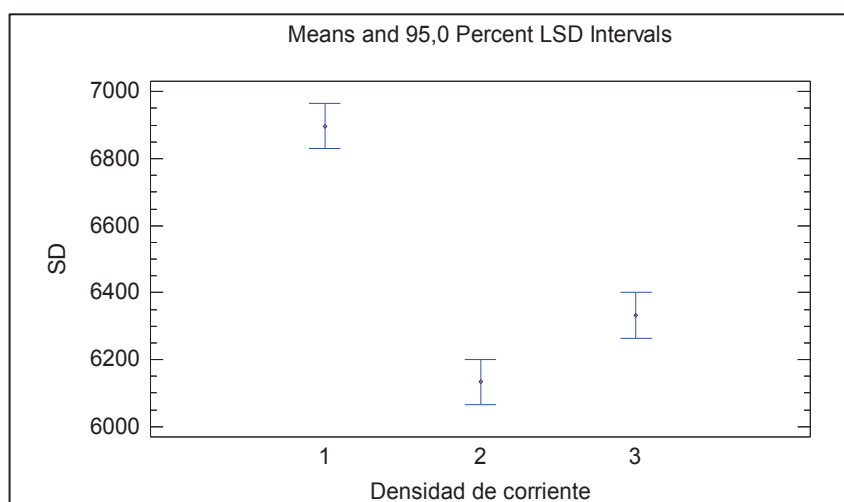


Figura AVII.5. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente para la remoción de sólidos disueltos en el proceso de electrocoagulación

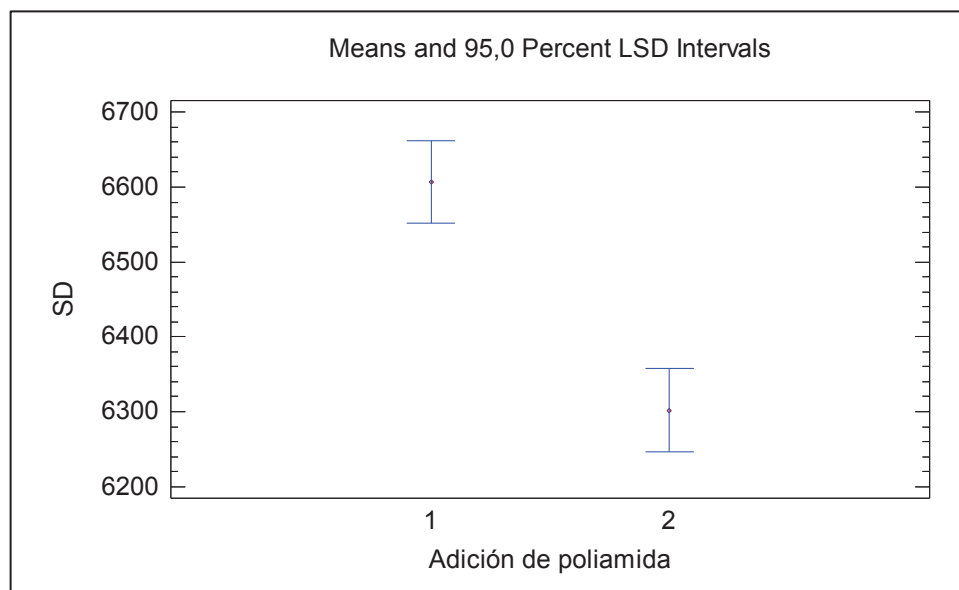


Figura AVII.6. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida para la remoción de sólidos disueltos en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico del comportamiento de Sólitos Suspendidos**

La Figura AVII.7 indica el comportamiento de los sólidos suspendidos con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

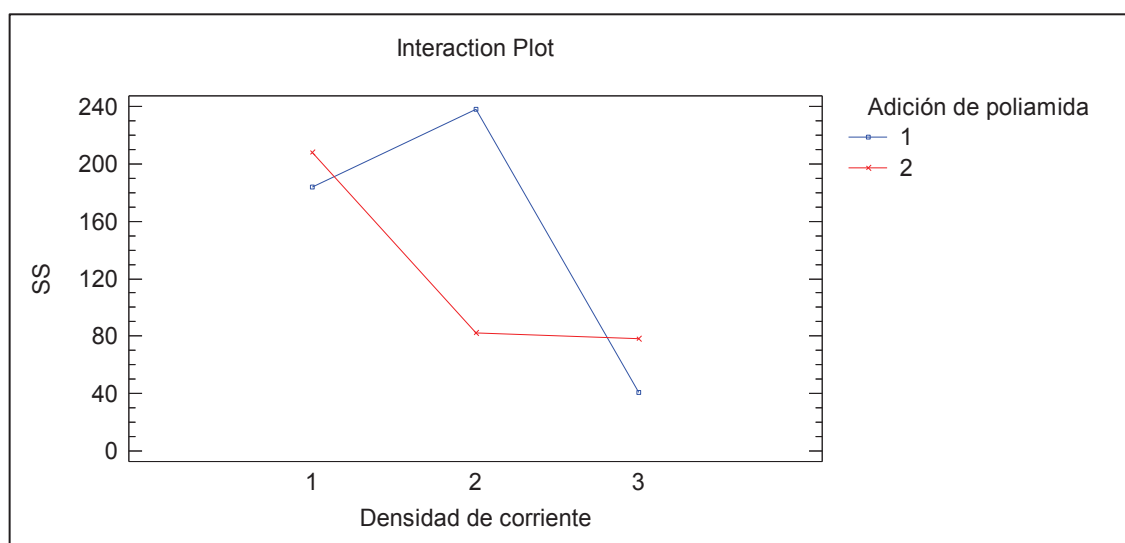


Figura AVII.7. Comportamiento de sólidos suspendidos con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Las Figuras AVII.8 y AVII.9 indican el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida para la remoción de sólidos suspendidos del efluente en el proceso de electrocoagulación.

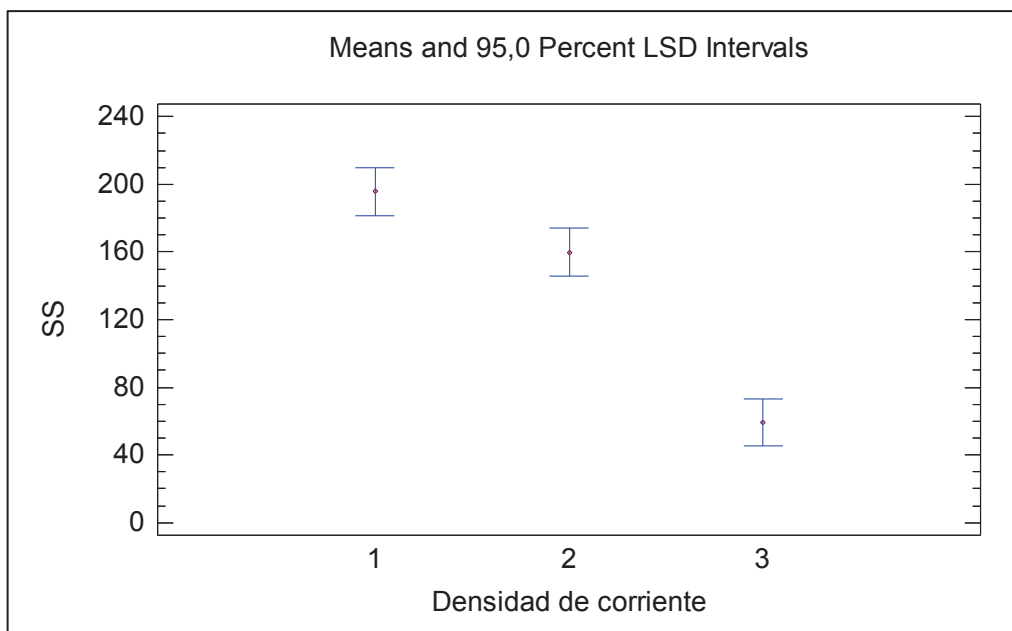


Figura AVII.8. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente para la remoción de sólidos suspendidos en el proceso de electrocoagulación

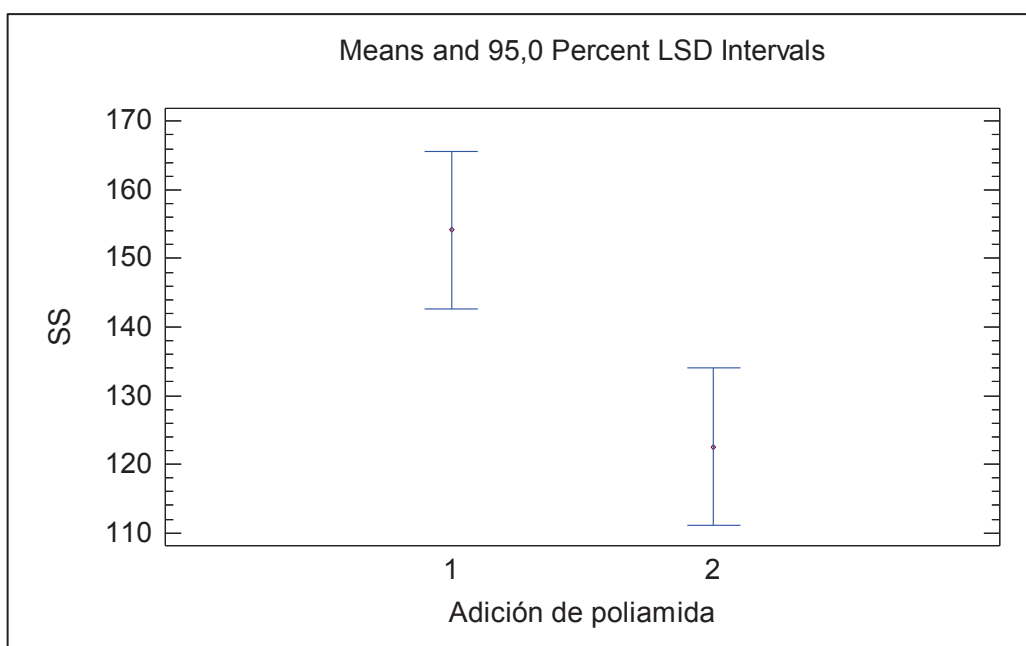


Figura AVII.9. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida para la remoción de sólidos suspendidos en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico del comportamiento del pH**

La Figura AVII.10 muestra el comportamiento del pH del efluente con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

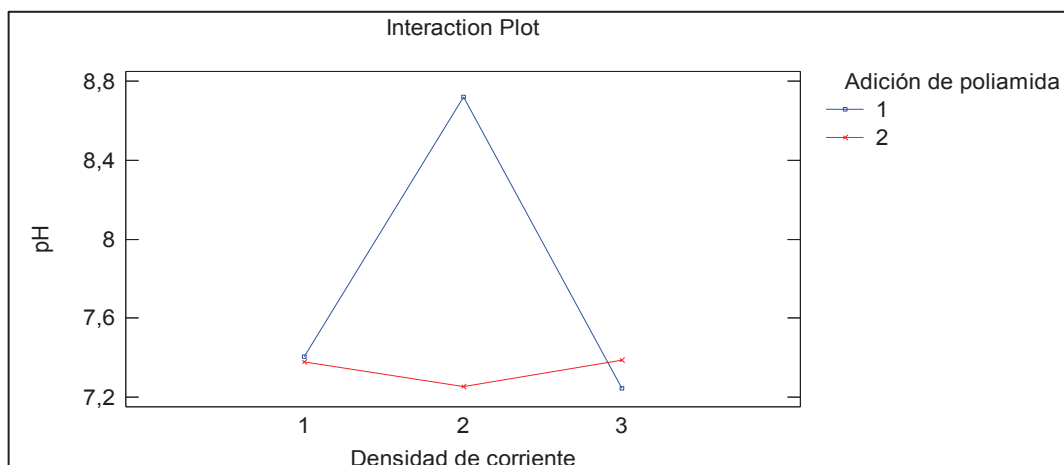


Figura AVII.10. Comportamiento del pH del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Las Figuras AVII.11 y AVII.12 muestran el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el comportamiento del pH del efluente en el proceso de electrocoagulación, respectivamente.

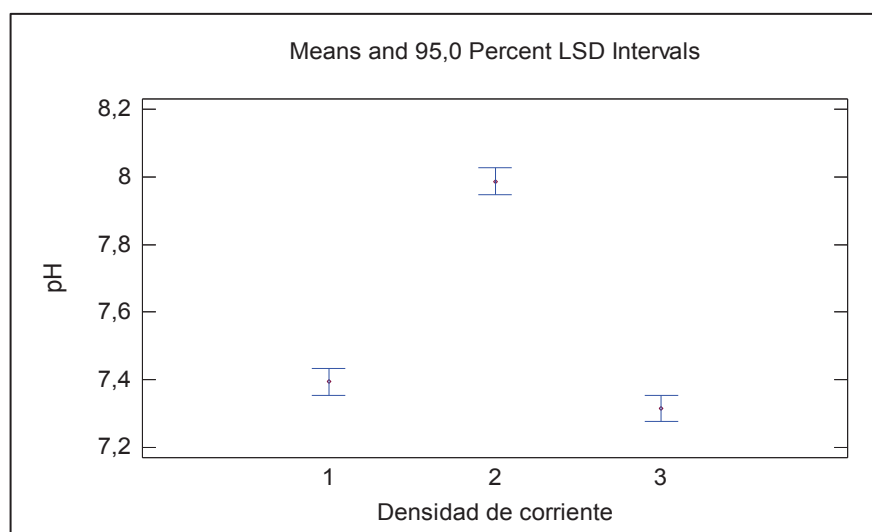


Figura AVII.11. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento del pH del efluente en el proceso de electrocoagulación

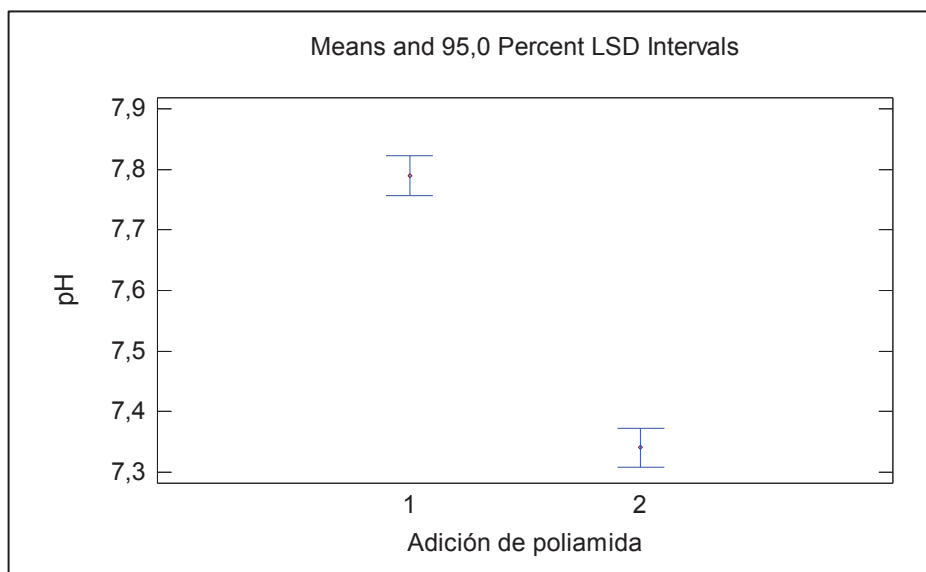


Figura AVII.12. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento del pH del efluente en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico del color real**

La Figura VII.13 muestra el comportamiento del color del efluente con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

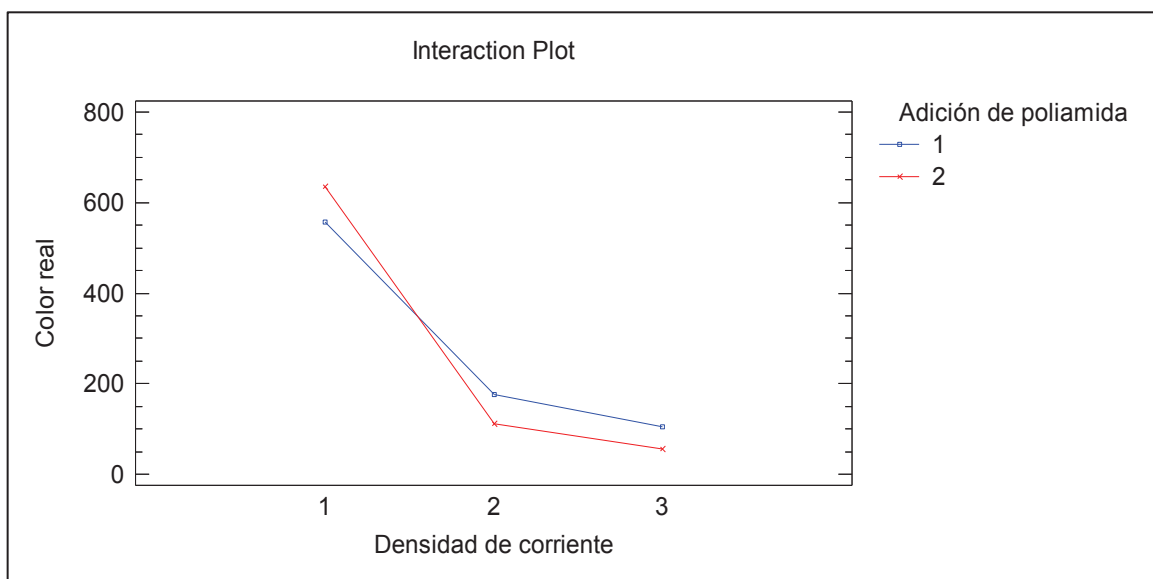


Figura AVII.13. Comportamiento del color del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Las Figuras AVII.14 y AVII.15 muestran el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el comportamiento del color del efluente en el proceso de electrocoagulación, respectivamente.

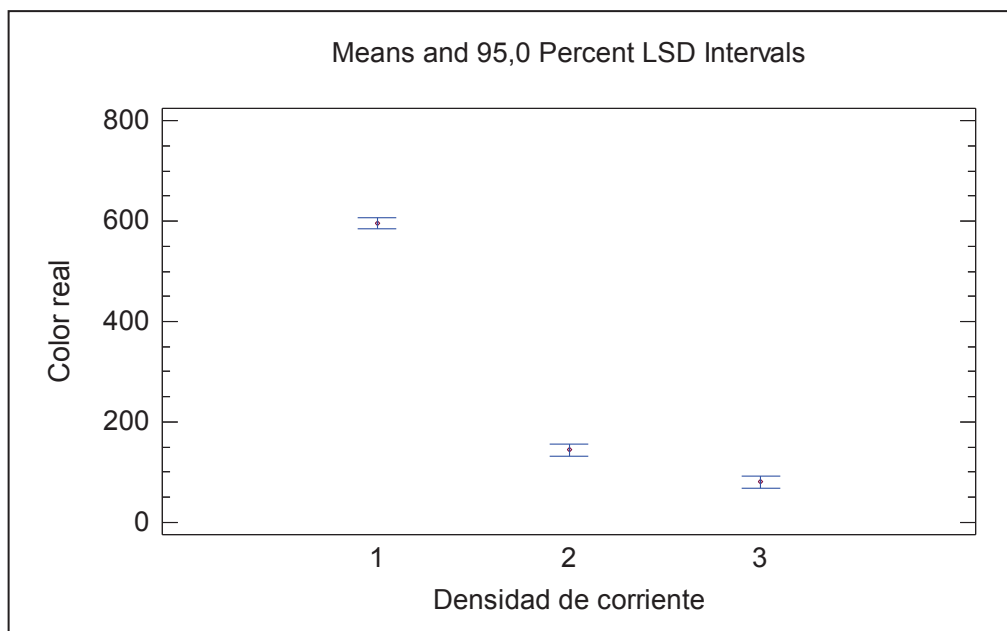


Figura AVII.14. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento del color del efluente en el proceso de electrocoagulación

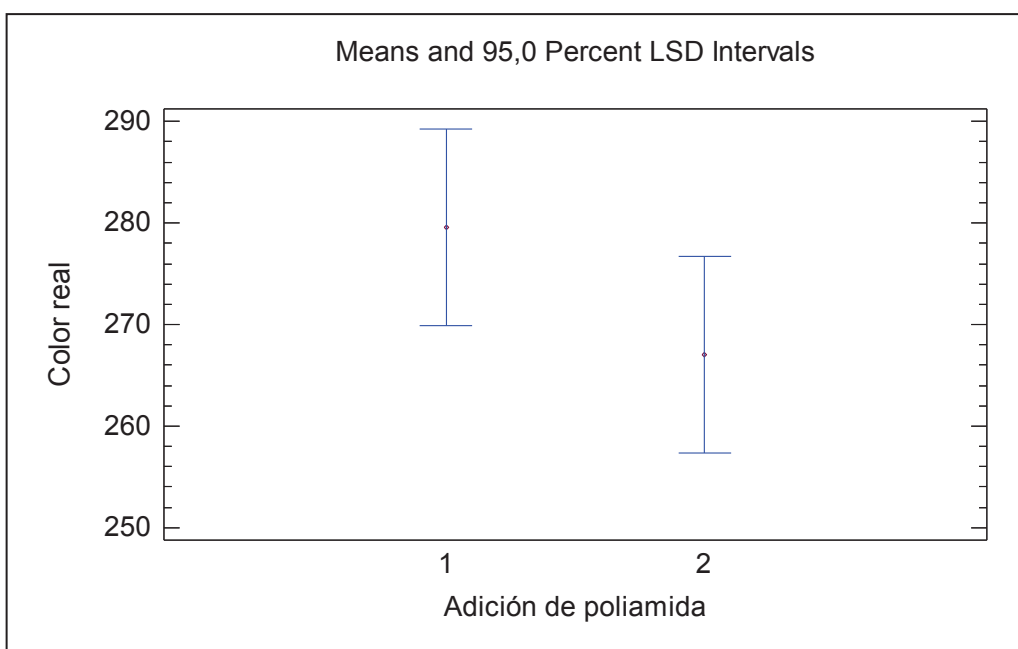


Figura AVII.15. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento del color del efluente en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico de la DQO**

La Figura AVII.16 muestra el comportamiento de la DQO del efluente con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

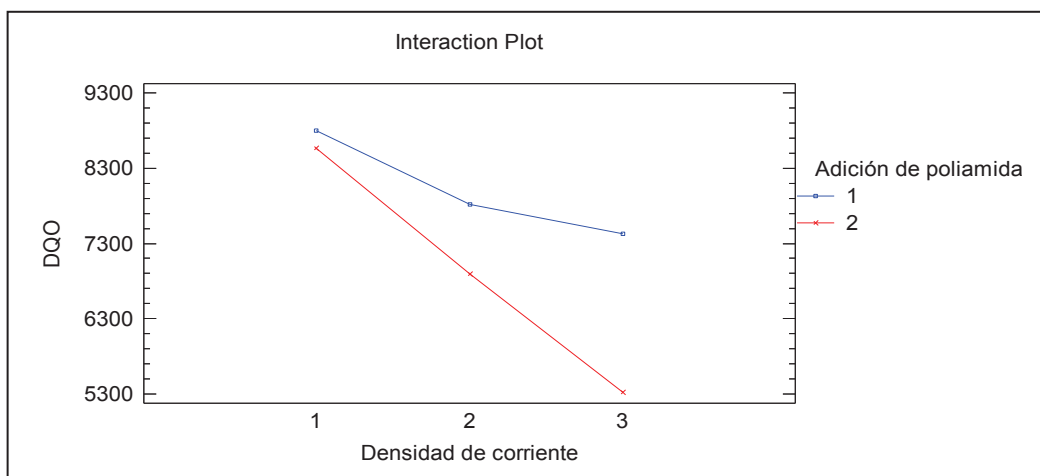


Figura AVII.16. Comportamiento de la DQO del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Las Figuras AVII.17 y AVII.18 muestran el efecto de la densidad de corriente y de la adición de poliamida en el comportamiento de la DQO del efluente en el proceso de electrocoagulación.

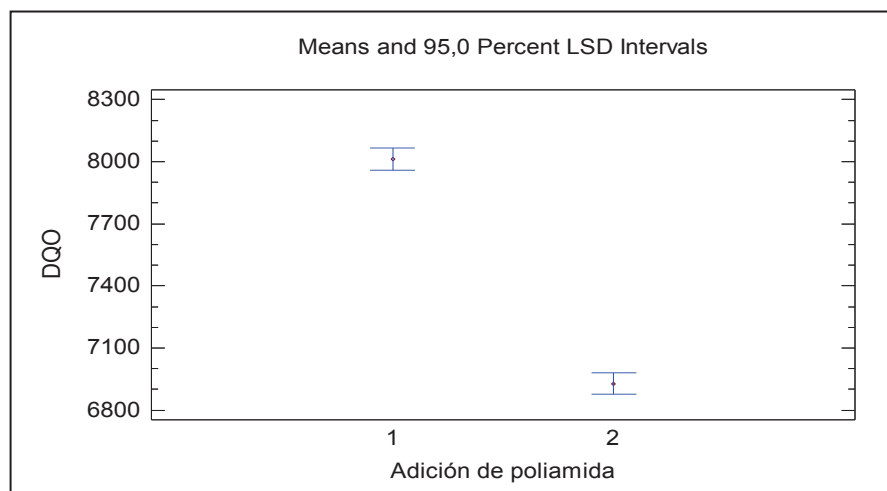


Figura AVII.17. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento de la DQO del efluente en el proceso de electrocoagulación

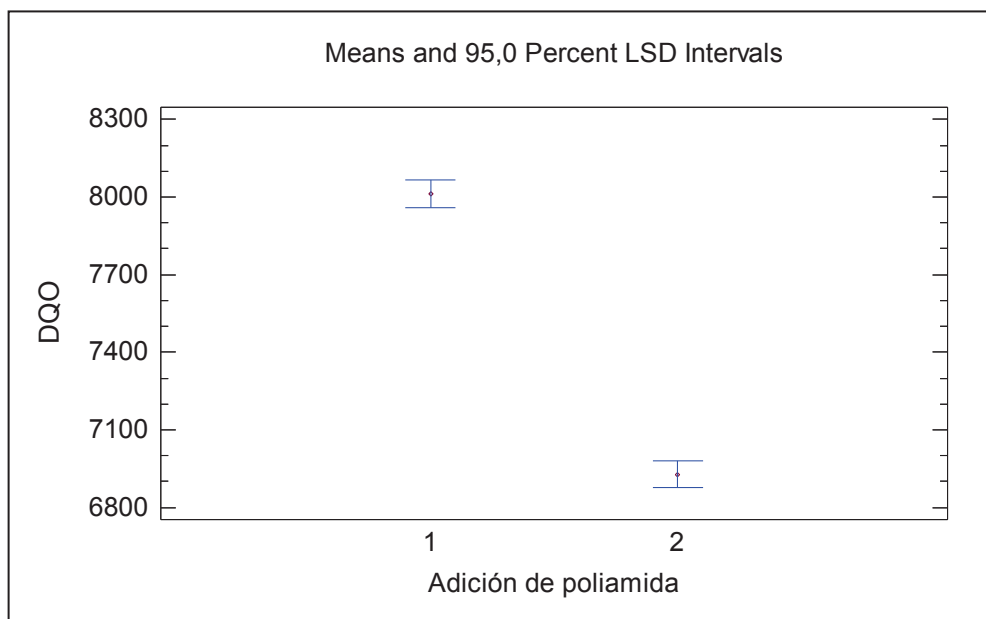


Figura AVII.18. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento de la DQO del efluente en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico de Oxígeno disuelto**

La Figura AVII.19 muestra el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

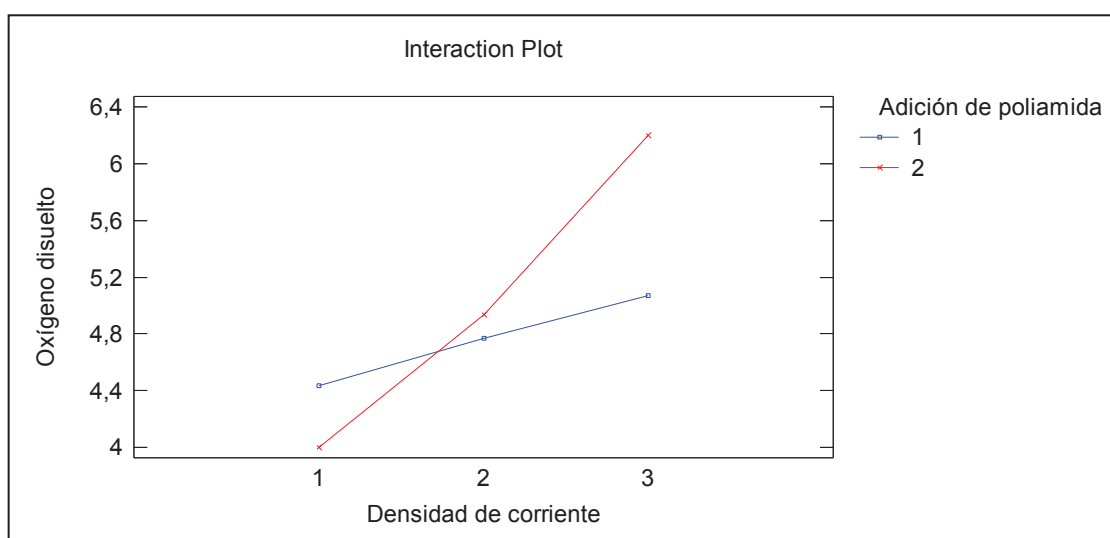


Figura AVII.19. Comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida

Las Figuras AVII.20 y AVII.21 muestran el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente en el proceso de electrocoagulación.

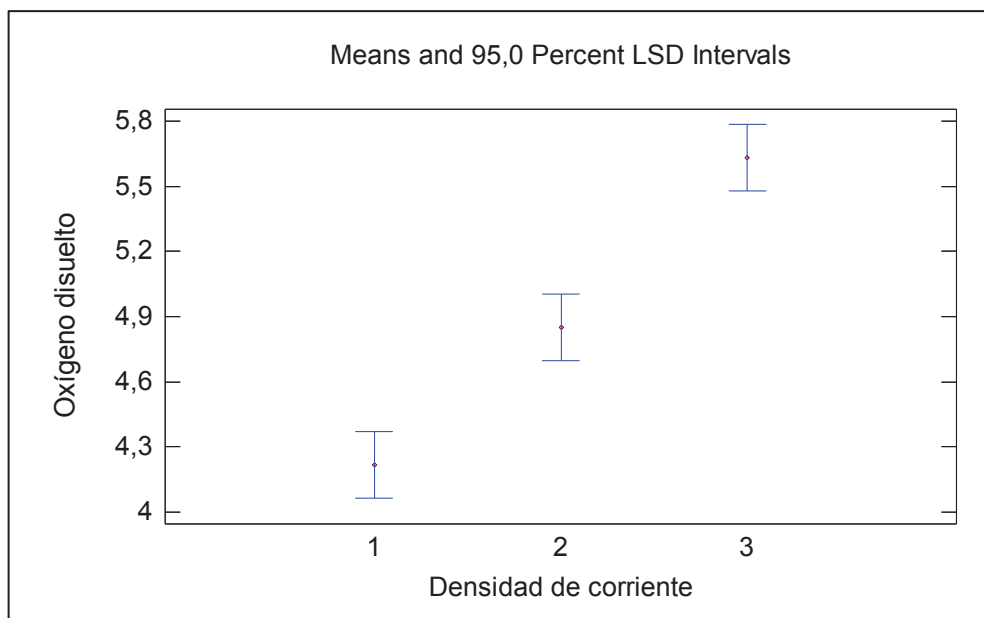


Figura AVII.20. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente en el proceso de electrocoagulación

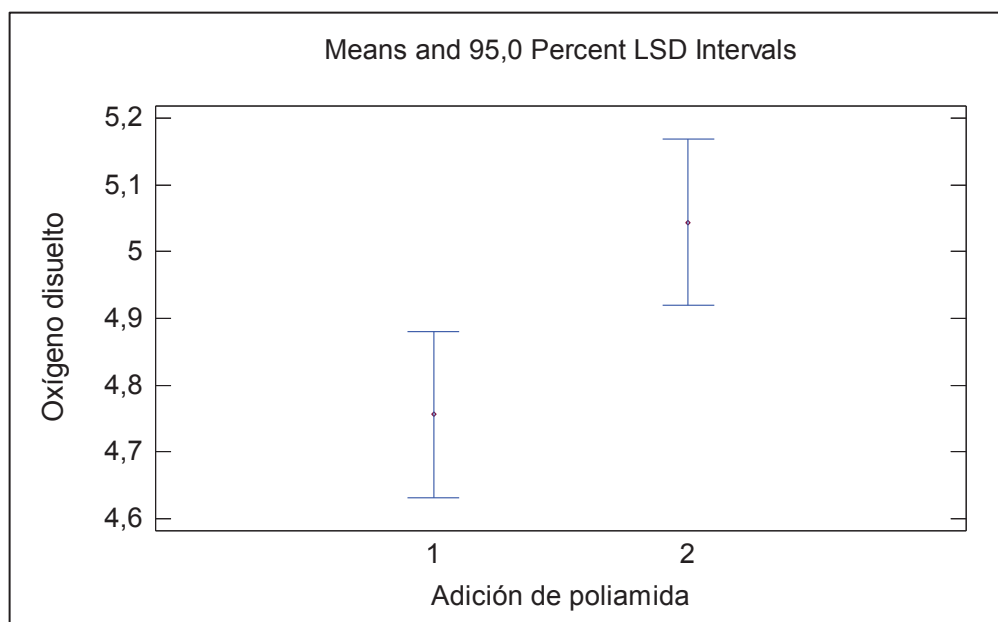


Figura AVII.21. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico de la turbidez**

La Figura AVII.22 muestra el comportamiento de la turbidez del efluente con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

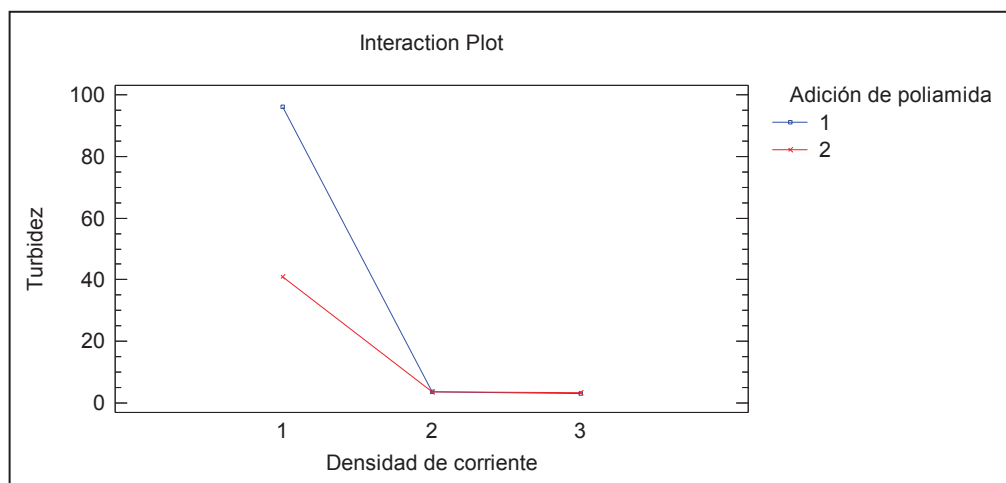


Figura AVII.22. Comportamiento de la turbidez del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Las Figuras AVII.23 y AVII.24 muestran el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el comportamiento de la turbidez del efluente.

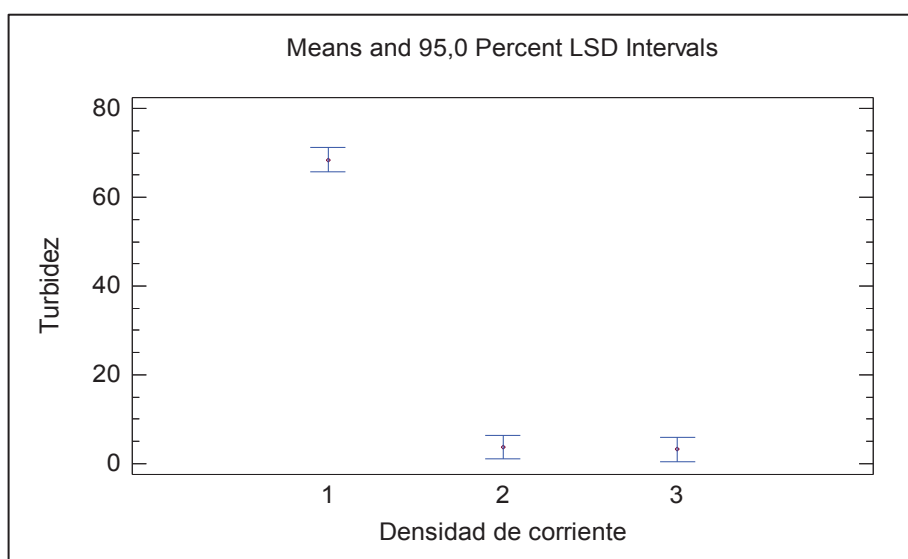


Figura AVII.23. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento de la turbidez del efluente en el proceso de electrocoagulación

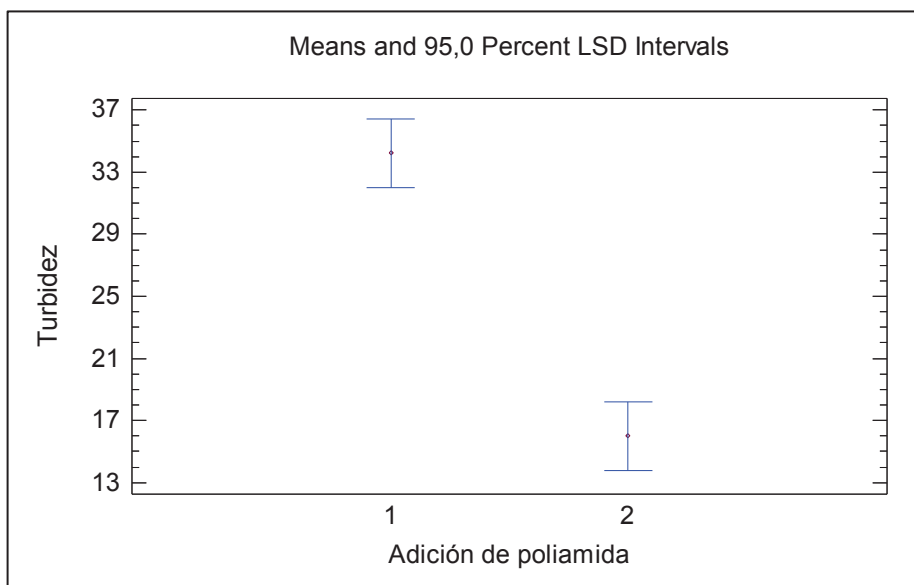


Figura AVII.24. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento de la turbidez del efluente en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico de la conductividad**

La Figura AVII.25 muestra el comportamiento de la conductividad del efluente con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

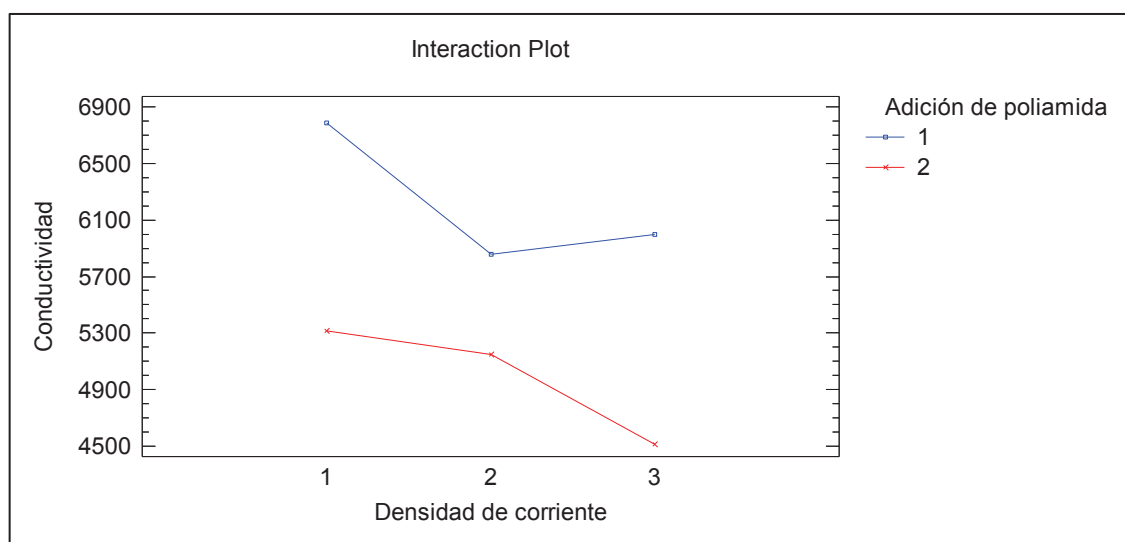


Figura AVII.25. Comportamiento de la conductividad del efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida

Las Figuras AVII.26 y AVII.27 muestran el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el comportamiento de la conductividad del efluente en el proceso de electrocoagulación.

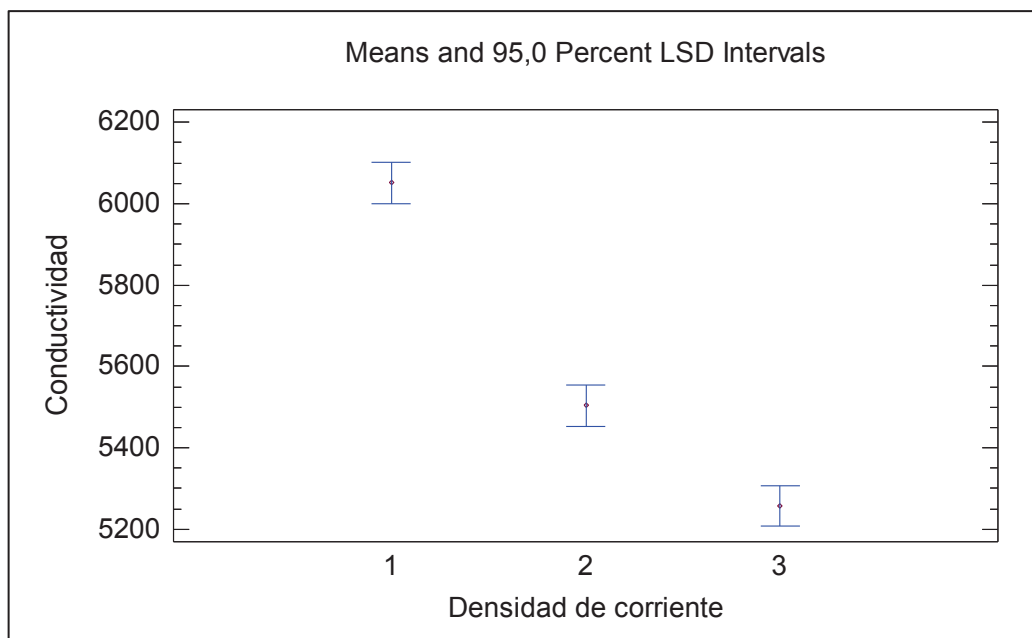


Figura AVII.26. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento de la conductividad del efluente en el proceso de electrocoagulación

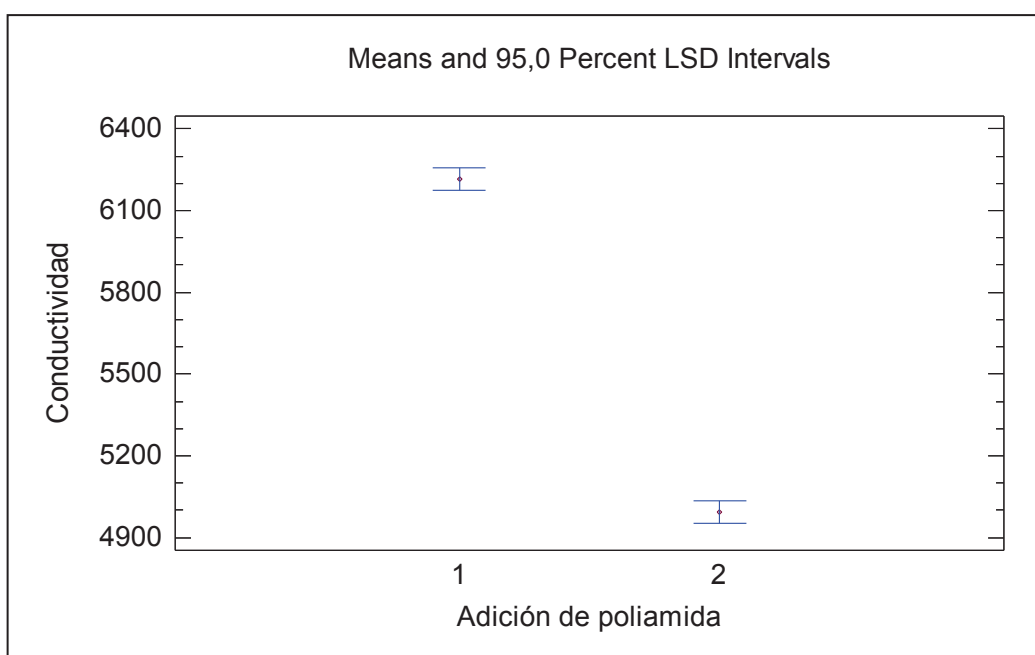


Figura AVII.27. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento de la conductividad del efluente en el proceso de electrocoagulación

- **Análisis estadístico del carbono orgánico total**

La Figura AVII.28 indica el comportamiento del carbono orgánico total presente en el efluente con respecto a la interacción entre la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación.

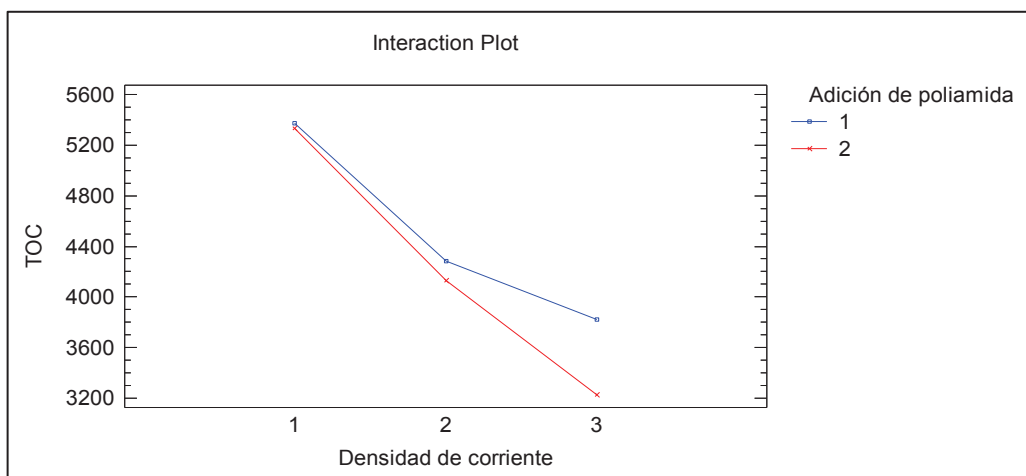


Figura AVII.28. Comportamiento del TOC en el efluente con respecto a la interacción de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el proceso de electrocoagulación

Las Figuras AVII.29 y AVII.30 muestran el efecto de la densidad de corriente y la adición de poliamida en el comportamiento del carbono orgánico total del efluente en el proceso de electrocoagulación.

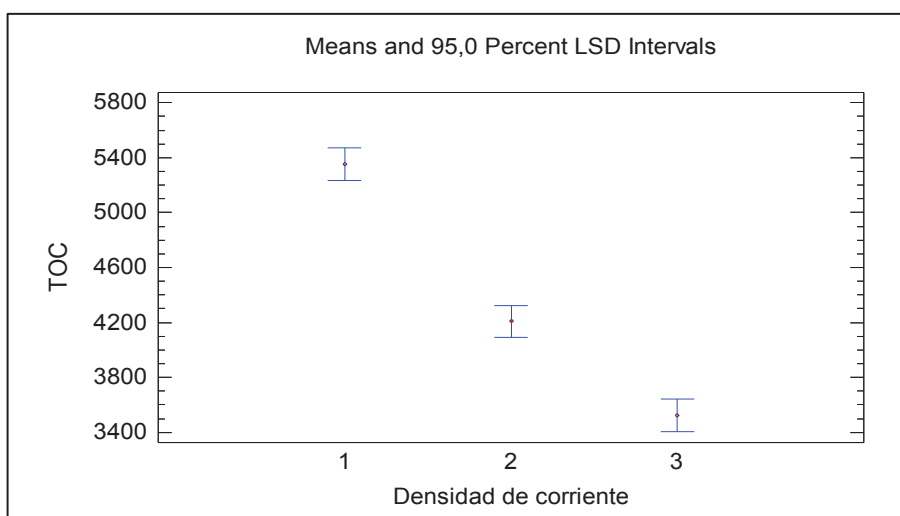


Figura AVII.29. Gráfico de medias del efecto de la densidad de corriente en el comportamiento del TOC del efluente en el proceso de electrocoagulación

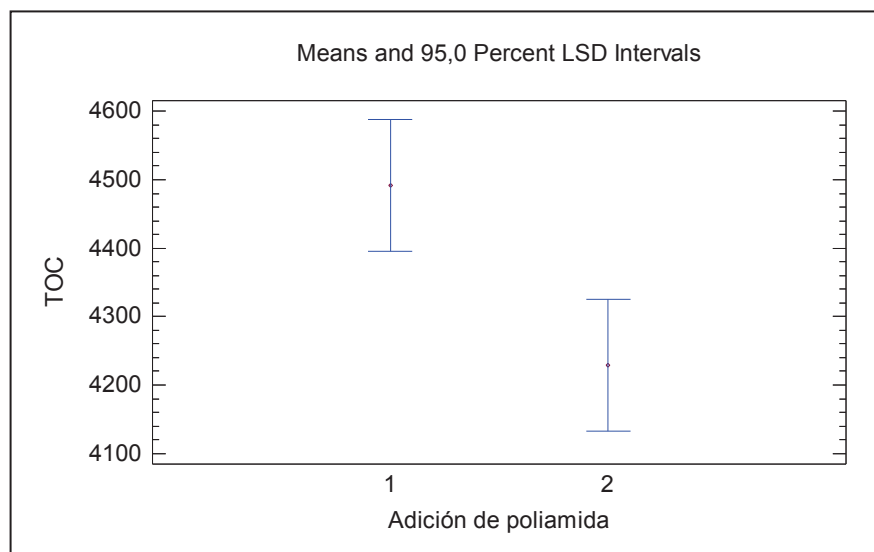


Figura AVII.30. Gráfico de medias del efecto de la adición de poliamida en el comportamiento del TOC del efluente en el proceso de electrocoagulación

ANEXO III

Repeticiones realizadas para los ensayos de ozonificación

Tabla AVIII.1. Comportamiento de ST, SS, SD, pH, color, DQO, oxígeno disuelto, turbidez y conductividad del efluente en los distintos ensayos de ozonificación

Tiempo (min)	*R.	Parámetro								
		Sólidos totales	Sólidos disueltos	Sólidos suspend.	pH	color	DQO	Oxígeno disuelto	Turbidez	Cond.
		(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	-	(Pt-Co)	(mg O ₂ /L)	(ppm)	(NTU)	(μS/cm)
1,0	1	6 233	6 161	72	7	239	5 081	6	10	3 160
	2	6 218	6 076	142	6	264	5 113	6	9	3 280
	3	6 183	6 053	130	7	275	5 187	6	8	3 450
2,5	1	6 147	6 024	123	7	267	4 936	7	7	3 150
	2	6 122	5 993	129	7	289	4 981	7	5	3 200
	3	6 094	5 981	113	6	296	5 023	7	7	3 360
5,0	1	5 785	5 696	89	7	174	4 727	7	6	3 160
	2	5 946	5 848	98	6	182	4 804	7	4	3 190
	3	5 854	5 757	97	6	201	4 876	7	5	3 240
10,0	1	5 756	5 704	52	7	113	3 875	7	2	3 150
	2	5 793	5 722	71	6	136	3 956	7	6	3 150
	3	5 757	5 686	71	6	124	4 204	7	5	3 190
15,0	1	5 703	5 659	44	7	88	3 637	7	4	3 130
	2	5 618	5 574	44	6	94	3 710	7	5	3 140
	3	5 587	5 521	66	6	96	3 865	7	4	3 170
20,0	1	5 674	5 635	39	7	67	3 497	8	4	3 170
	2	5 607	5 578	29	6	66	3 527	7	4	3 150
	3	5 576	5 534	42	6	71	3 615	8	3	3 170
25,0	1	5 652	5 619	33	7	65	3 518	8	4	3 150
	2	5 613	5 587	26	6	64	3 499	8	4	3 140
	3	5 598	5 553	45	6	67	3 574	8	3	3 150
30,0	1	5 683	5 643	40	7	59	3 387	8	4	3 160
	2	5 652	5 619	33	6	60	3 445	8	3	3 140
	3	5 611	5 576	35	6	61	3 520	8	3	3 140
45,0	1	5 702	5 658	44	7	57	3 415	8	4	3 140
	2	5 620	5 586	34	6	58	3 424	8	3	3 150
	3	5 602	5 573	29	6	59	3 489	8	3	3 160
60,0	1	5 643	5 611	32	6	56	3 376	8	4	3 140
	2	5 609	5 583	26	6	58	3 403	9	3	3 140
	3	5 575	5 545	30	6	59	3 479	8	3	3 150

*R: repeticiones

ANEXO IX

Análisis estadístico de las condiciones del proceso de ozonificación

Para determinar las diferencias significativas entre las distintas condiciones de los tratamientos de ozonificación, se aplicó un análisis estadístico mediante la utilización del software Stat Graphics. A continuación se muestran las gráficas que representan el efecto de la variación del tiempo de residencia del efluente en el reactor de ozonificación con respecto al comportamiento de los parámetros fisicoquímicos analizados en el proceso. Los resultados obtenidos del análisis estadístico realizado en el programa Stat Graphics, permiten determinar las diferencias significativas de al menos un 5%, entre datos estudiados. La Tabla AIX.1 indica las condiciones del tiempo de ozonificación estudiadas para el análisis.

Tabla AIX.1. Condiciones del tiempo de residencia del efluente en el reactor de ozonificación para el análisis estadístico

Condición	Tiempo de residencia (min)
1	1,0
2	2,5
3	5,0
4	10,0
5	15,0
6	20,0
7	25,0
8	30,0
9	45,0
10	60,0

- **Análisis estadístico del comportamiento de sólidos totales**

La Figura AIX.1 muestra el comportamiento de los sólidos totales del efluente con respecto al efecto del tiempo de residencia del mismo en el reactor de ozonificación.

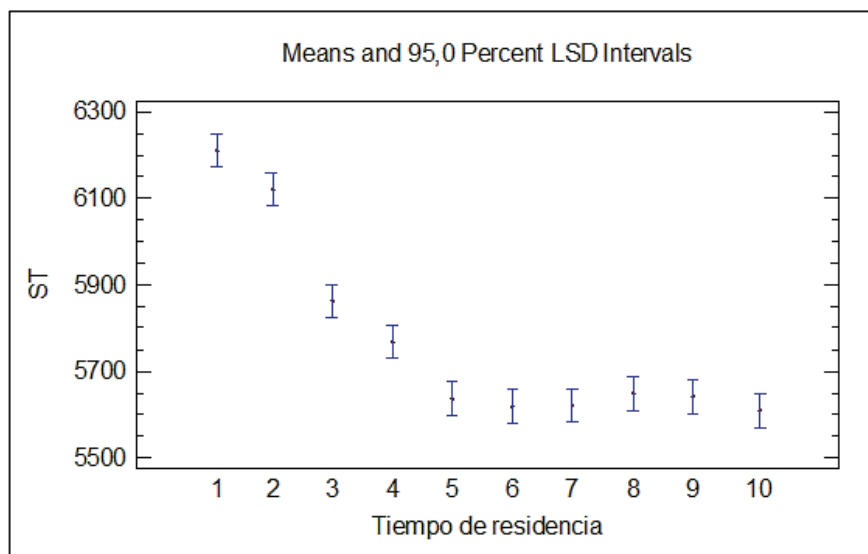


Figura AIX.1. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de los sólidos totales del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento de sólidos disueltos**

La Figura AIX.2 muestra el comportamiento de los sólidos disueltos en el efluente con respecto al efecto del tiempo de residencia del mismo en el reactor de ozonificación.

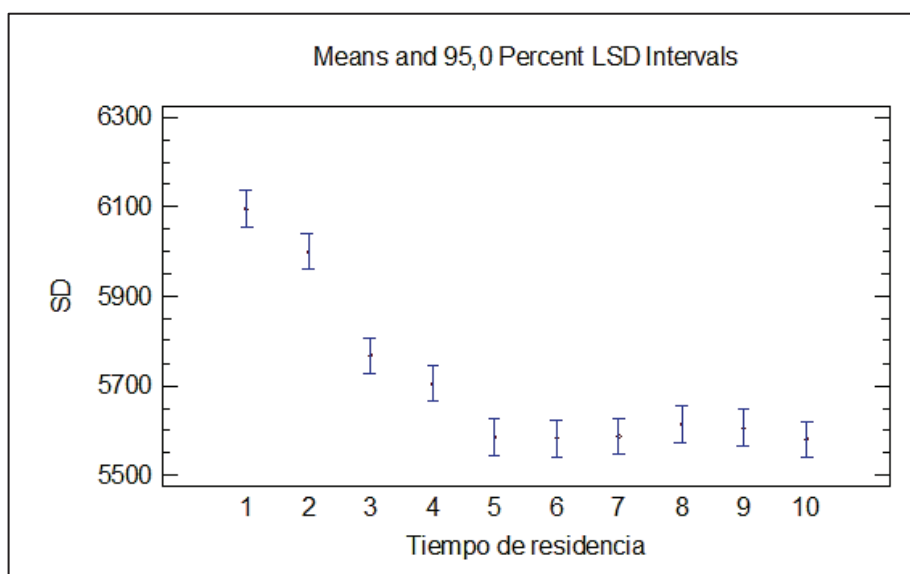


Figura AIX.2. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de los sólidos disueltos del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento de sólidos suspendidos**

La Figura AIX.3 muestra el comportamiento de los sólidos suspendidos en el efluente con respecto al efecto del tiempo de ozonificación.

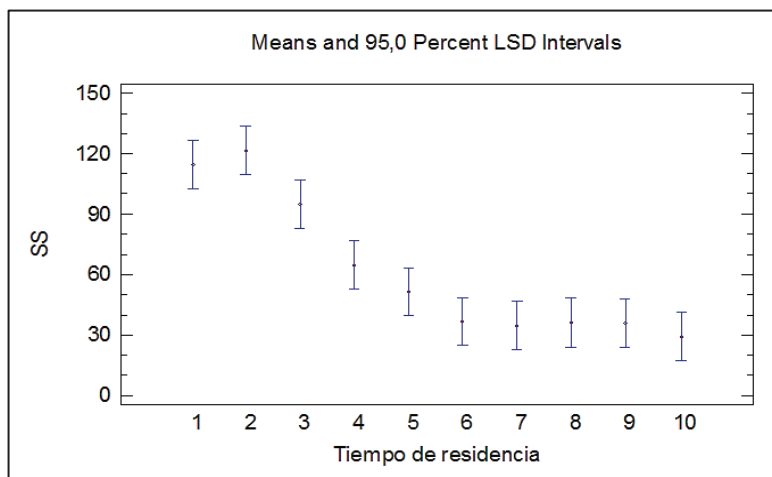


Figura AIX.3. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de los sólidos suspendidos del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento de la DQO**

La Figura AIX.4 muestra el comportamiento de la DQO del efluente con respecto al efecto del tiempo de residencia del mismo en el reactor de ozonificación.

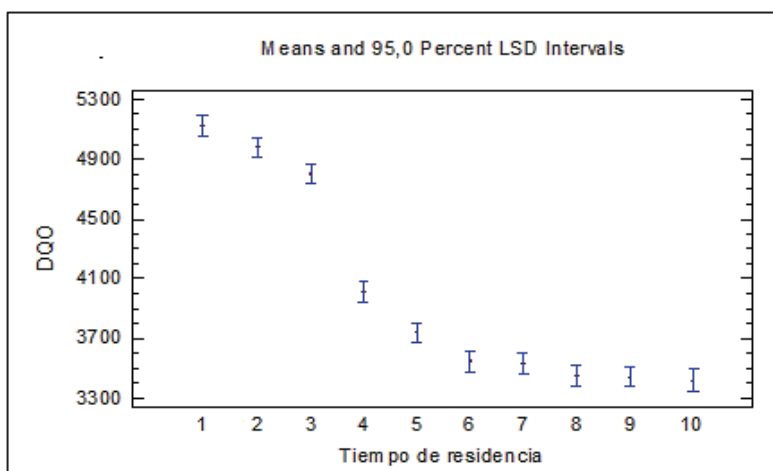


Figura AIX.4. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de la DQO del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento del pH**

La Figura AIX.5 muestra el comportamiento del pH del efluente con respecto al efecto del tiempo de residencia del mismo en el reactor de ozonificación.

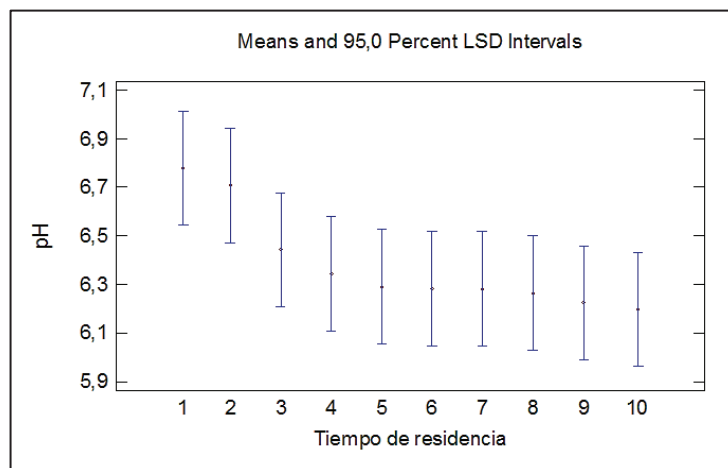


Figura AIX.5. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento del pH del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento del color**

La Figura AIX.6 muestra el comportamiento del color del efluente con respecto al efecto del tiempo de residencia del mismo en el reactor de ozonificación.

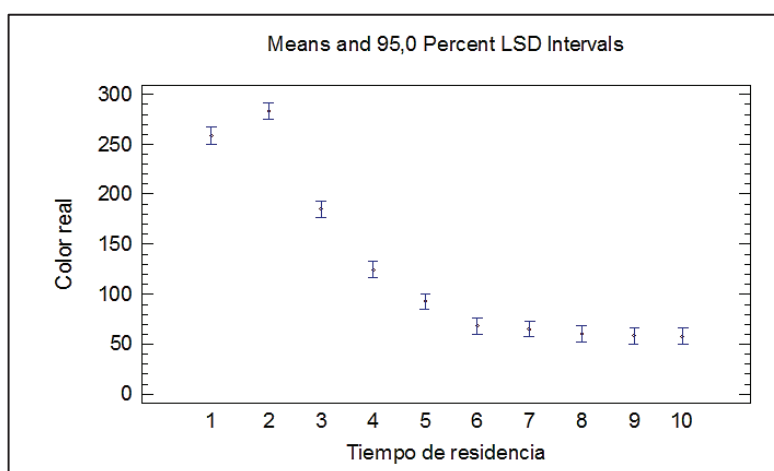


Figura AIX.6. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento del color del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento de la turbidez**

La Figura AIX.7 muestra el comportamiento de la turbidez del efluente con respecto al efecto del tiempo de ozonificación.

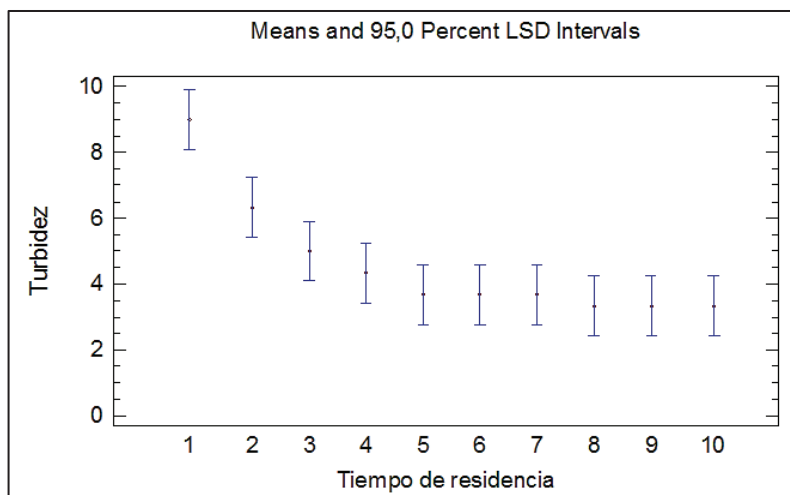


Figura AIX.7. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de la turbidez del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento de la conductividad**

La Figura AIX.8 muestra el comportamiento de la conductividad del efluente con respecto al efecto del tiempo de ozonificación.

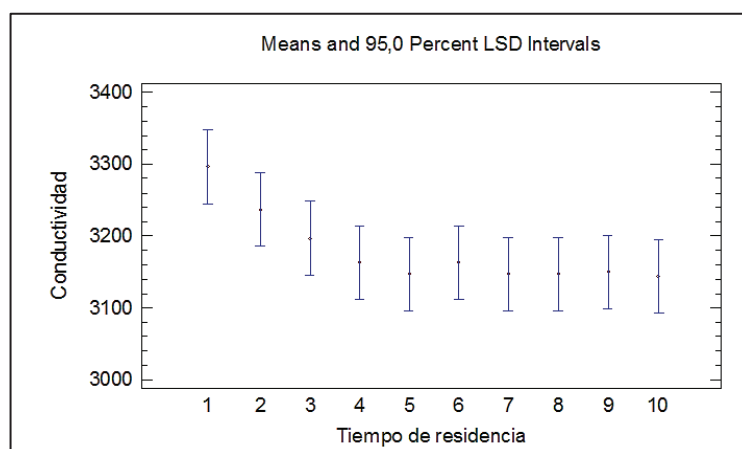


Figura AIX.8. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento de la conductividad del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento del TOC**

La Figura AIX.9 muestra el comportamiento del TOC en el efluente con respecto al efecto del tiempo de residencia del mismo en el reactor de ozonificación.

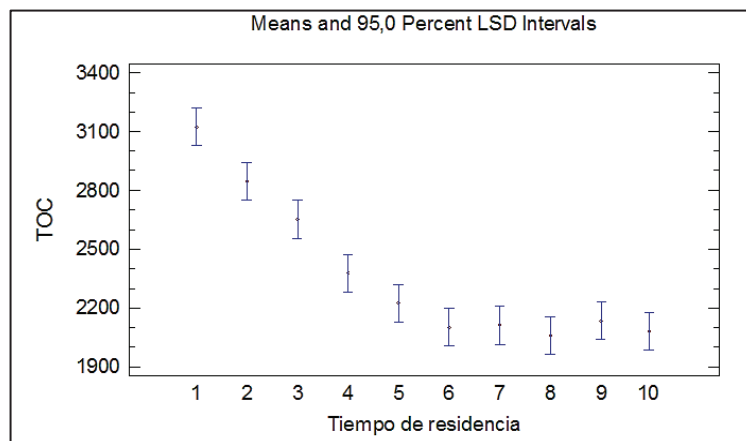


Figura AIX.9. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento del TOC del efluente

- **Análisis estadístico del comportamiento del oxígeno disuelto**

La Figura AIX.10 muestra el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente con respecto al efecto del tiempo de residencia del mismo en el reactor de ozonificación.

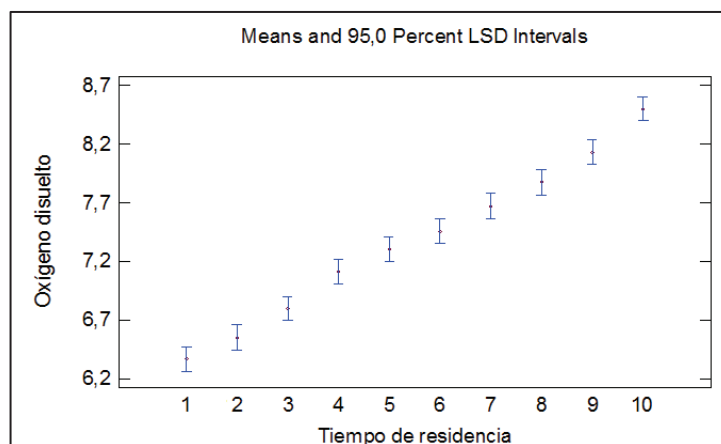


Figura AIX.10. Gráfico de medias del efecto del tiempo de ozonificación en el comportamiento del oxígeno disuelto en el efluente

ANEXO X

Cálculo para el dimensionamiento del reactor de sedimentación a escala industrial

A partir del tiempo de retención hidráulica (t_r), se calculó el volumen del sedimentador con la ecuación [AX.1].

$$V_s = Q \times t_r \times f \quad \text{[AX.1]}$$

Donde:

V_s : Volumen del sedimentador en (m^3)

Q : Caudal en ($\frac{m^3}{h}$)

t_r : Tiempo de retención hidráulica en (h)

f : Factor de seguridad

Para el dimensionamiento del sedimentador, se consideró un caudal de $2,29 \frac{m^3}{h}$, un tiempo de retención hidráulica de 1 h y factor de seguridad del 35 % (Crites y Tchobanoglous, 2002, pp. 229-230). Entonces:

$$V_s = 2,29 \frac{m^3}{h} \times 1 h \times 1,35$$

$$\mathbf{V_s = 3,09 m^3}$$

A partir del volumen del reactor de sedimentación obtenido en la sección 3.7.1, se determinaron las dimensiones del equipo, de manera que se eligió un tanque de sedimentación de flujo ascensional, cuya forma se indica en la Figura AX.1.

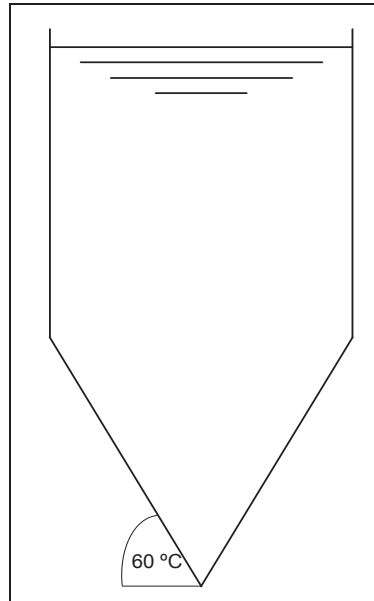


Figura AX.1. Forma del tanque de sedimentación tipo flujo ascensional

- **Cálculo de las dimensiones del reactor de sedimentación**

El volumen del reactor de sedimentación fue de:

$$V_s = 3,09 \text{ m}^3$$

Se consideró un sedimentador de área transversal cuadrangular de 1,20 m de lado para calcular las dimensiones del reactor, las mismas que se indican en la Figura AX.2.

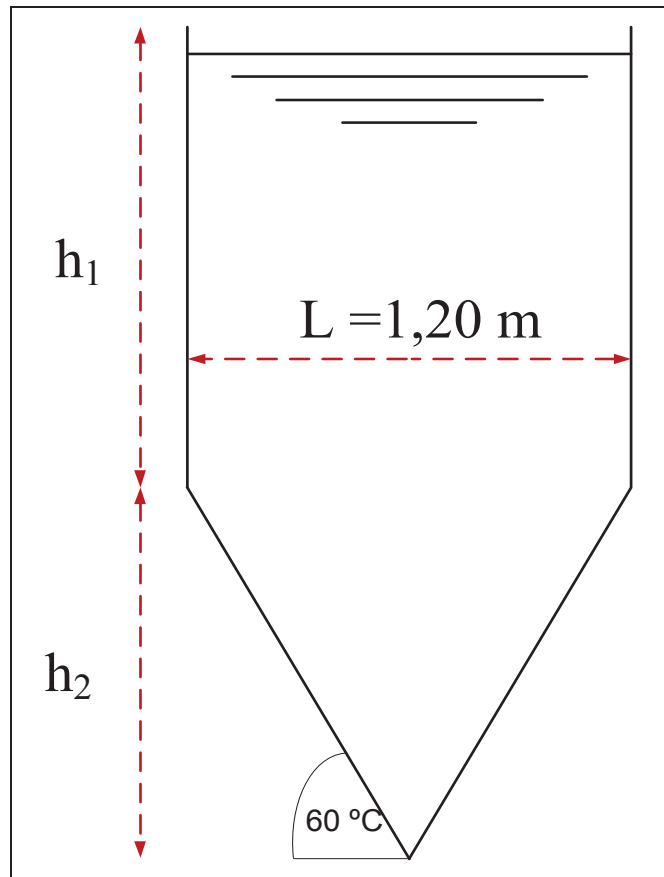


Figura AX.2. Dimensiones del sedimentador de tipo flujo ascensional

Para el cálculo de la altura de la pirámide cuadrangular ubicada en la base del sedimentador (h_2), se determinó la altura de la misma con un ángulo de inclinación de 60° , como se indica en la Ecuación [AX.2].

$$V = \frac{L}{2} \times \tan(60^\circ) \quad [\text{AX.2}]$$

$$V = \frac{1,20 \text{ m}}{2} \times \tan(60^\circ)$$

$$h_2 = 1,04 \text{ m}$$

El volumen de la pirámide cuadrangular se calculó con la Ecuación [AX.3].

$$V_{\text{pirámide}} = \frac{A_{\text{base}} \times h_2}{3} \quad [\text{AX.3}]$$

$$V_{\text{pirámide}} = \frac{(1,20 \text{ m})^2 \times 1,04 \text{ m}}{3}$$

$$V_{\text{pirámide}} = 0,5 \text{ m}^3$$

El volumen del prisma cuadrangular (V_{prisma}) que conforma el sedimentador se calculó mediante una resta del volumen total del reactor (V_s) y el volumen de la pirámide cuadrangular calculado con la Ecuación [AX.3], como se indica a continuación:

$$V_s = V_{\text{pirámide}} + V_{\text{prisma}} \quad [\text{AX.4}]$$

Entonces:

$$V_{\text{prisma}} = 3,09 \text{ m}^3 - 0,5 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{prisma}} = 2,59 \text{ m}^3$$

El volumen del prisma cuadrangular que conforma el sedimentador puede calcularse a partir de las dimensiones del mismo, como se indica en la Ecuación [AIX.5]

$$V_{\text{prisma}} = A_{\text{base}} \times h_1 \quad [\text{AX.5}]$$

$$h_1 = \frac{2,59 \text{ m}^3}{(1,20 \text{ m})^2}$$

$$h_1 = 1,80 \text{ m}$$

ANEXO XI

Cálculo para el dimensionamiento del reactor de electrocoagulación a escala industrial

- **Cálculo del volumen total del reactor (V_T)**

El volumen total del reactor (V_T) se calculó a partir de la Ecuación [AXI.1] con las dimensiones detalladas en la tabla 3.10.

$$V_T = L \times H \times a \quad \text{[AXI.1]}$$

$$V_T = 0,310 \text{ m} \times 0,172 \text{ m} \times 0,138 \text{ m}$$

$$V_T = 7,36 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

- **Cálculo del volumen efectivo del reactor (V_{ef})**

El volumen efectivo (V_{ef}) corresponde a una parte del volumen total del reactor de electrocoagulación que está ocupado por el efluente a tratar (V_w) y el volumen que ocupan los electrodos de las celdas de electrocoagulación (V_e), de las placas inferiores (V_{pi}) y las placas superiores (V_{ps}).

El volumen efectivo del reactor (V_{ef}) se calculó a partir de la Ecuación [AXI.2] con las dimensiones detalladas en la tabla 3.10.

$$V_{ef} = L \times h \times a \quad \text{[AXI.2]}$$

$$V_{ef} = 0,310 \text{ m} \times 0,152 \text{ m} \times 0,138 \text{ m}$$

$$V_{ef} = 6,50 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

- **Cálculo del volumen ocupado por los electrodos de hierro y aluminio y las placas de división superiores e inferiores**

El volumen ocupado por los electrodos se calculó a partir de la Ecuación [AXI.3], con las dimensiones detalladas en la tabla 3.11.

$$V_e = \text{esp}_e \times a_e \times h_e \times n_e \quad [\text{AXI.3}]$$

$$V_e = 0,003 \text{ m} \times 0,138 \text{ m} \times 0,100 \text{ m} \times 20$$

$$\mathbf{V_e = 8,28 \times 10^{-4} \text{ m}^3}$$

El volumen ocupado por las placas inferiores de división se calculó a partir de la Ecuación [AXI.4], con las dimensiones detalladas en la tabla 3.11.

$$V_{pi} = \text{esp}_{pi} \times a_{pi} \times h_{pi} \times n_{pi} \quad [\text{AXI.4}]$$

$$V_{pi} = 0,003 \text{ m} \times 0,138 \text{ m} \times 0,129 \text{ m} \times 5$$

$$\mathbf{V_{pi} = 2,67 \times 10^{-4} \text{ m}^3}$$

El volumen ocupado por las placas superiores de división se calculó a partir de la Ecuación [AXI.5], con las dimensiones detalladas en la Tabla 3.11.

$$V_{ps} = \text{esp}_{ps} \times a_{ps} \times h_{ps} \times n_{ps} \quad [\text{AXI.5}]$$

$$V_{ps} = 0,003 \text{ m} \times 0,138 \text{ m} \times 0,122 \text{ m} \times 6$$

$$\mathbf{V_{ps} = 3,03 \times 10^{-4} \text{ m}^3}$$

- **Cálculo del volumen del reactor ocupado por el efluente a tratar (V_w)**

El volumen ocupado por el efluente a tratar se calculó a partir de la Ecuación [AXI.6], con los valores obtenidos de V_{ef} , V_e , V_{pi} y V_{ps} en las Ecuaciones [AXI.2], [AXI.3], [AXI.4] y [AXI.5], respectivamente.

$$V_w = V_{ef} - V_e - V_{pi} - V_{ps} \quad [AXI.6]$$

$$V_w = 6,50 \times 10^{-3} \text{ m}^3 - 8,28 \times 10^{-4} \text{ m}^3 - 2,67 \times 10^{-4} \text{ m}^3 - 3,03 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

$$V_w = 5,10 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

- **Cálculo de las relaciones dimensionales del reactor de electrocoagulación a escala de laboratorio**

Para el dimensionamiento de un reactor de electrocoagulación a escala industrial se debe mantener la similitud geométrica del reactor a nivel de laboratorio, empleado en los ensayos para encontrar las mejores condiciones del proceso. Con el fin de realizar el escalado del reactor para el tratamiento del efluente por electrocoagulación, se obtuvieron las siguientes relaciones dimensionales:

a) Relación V_w/V_{ef}

La relación V_w/V_{ef} se calculó a partir de los valores obtenidos de V_w y V_{ef} en las ecuaciones [AXI.6] y [AXI.2], respectivamente; la misma que se indica en la Ecuación [AXI.7]

$$\frac{V_w}{V_{ef}} = \frac{5,10 \times 10^{-3} \text{ m}^3}{6,50 \times 10^{-3} \text{ m}^3}$$

$$\frac{V_w}{V_{ef}} = 0,78$$

$$V_w = 0,78 V_{ef} \quad [AXI.7]$$

b) Relación V_{ef}/V_T

La relación V_{ef}/V_T se calculó a partir de los valores obtenidos de V_{ef} y V_T en las Ecuaciones [AXI.2] y [AXI.1], respectivamente; la misma que se indica en la Ecuación [AXI.8].

$$\frac{V_{ef}}{V_T} = \frac{6,50 \times 10^{-3} \text{ m}^3}{7,36 \times 10^{-3} \text{ m}^3}$$

$$\frac{V_{ef}}{V_T} = 0,88$$

$$\mathbf{V_{ef} = 0,88 V_T} \quad \text{[AXI.8]}$$

a) Relación entre la longitud (L) y el ancho (a) del reactor de electrocoagulación

Se obtuvo la relación entre la longitud y el ancho del reactor de electrocoagulación utilizado en la experimentación, la misma que se indica en la Ecuación [AXI.9].

$$\frac{L}{a} = \frac{0,31 \text{ m}}{0,138 \text{ m}}$$

$$\mathbf{L = 2,25 a} \quad \text{[AXI.9]}$$

d) Relación entre la altura total (H) y el ancho (a) del reactor

Se obtuvo la relación entre la altura total y el ancho del reactor de electrocoagulación utilizado en la experimentación, la misma que se indica en la Ecuación [AXI.10].

$$\frac{H}{a} = \frac{0,172 \text{ m}}{0,138 \text{ m}}$$

$$\mathbf{H = 1,25 a} \quad \text{[AXI.10]}$$

e) Relación entre el nivel del agua (h) y el ancho (a) del reactor

Se obtuvo la relación entre el nivel del agua (altura ocupada por el volumen del agua dentro del reactor) y el ancho del reactor de electrocoagulación utilizado en la experimentación, la misma que se indica en la Ecuación [AXI.11].

$$\frac{h}{a} = \frac{0,152 \text{ m}}{0,138 \text{ m}}$$

$$\mathbf{h = 1,10 a} \quad \text{[AXI.11]}$$

a) Relación entre el espacio bajo el borde inferior de los electrodos (b) y el nivel de agua en el reactor (h)

Se obtuvo la relación entre el espacio bajo el borde inferior de los electrodos y el nivel de agua dentro del reactor de electrocoagulación utilizado en la experimentación, la misma que se indica en la Ecuación [AXI.12].

$$\frac{b}{h} = \frac{0,030 \text{ m}}{0,152 \text{ m}}$$

$$\mathbf{b = 0,20 h} \quad \text{[AXI.12]}$$

b) Relación del espacio sobre el borde superior de los electrodos (e) y el nivel de agua en el reactor (h)

Se obtuvo la relación entre el espacio sobre el borde superior de los electrodos y el nivel de agua dentro del reactor de electrocoagulación utilizado en la experimentación, la misma que se indica en la Ecuación [AXI.13].

$$\frac{e}{h} = \frac{0,023 \text{ m}}{0,152 \text{ m}}$$

$$\mathbf{e = 0,15 h} \quad \text{[AXI.13]}$$

- **Cálculo del volumen del reactor de electrocoagulación a escala industrial ocupado por el efluente a tratar**

Para determinar el volumen del reactor ocupado por el efluente a tratar se empleó la Ecuación [AXI.14].

$$V_w = Q \times t_R \times f \quad \text{[AXI.14]}$$

$$V_w = 2,29 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 0,23 \text{ h} \times 1,35$$

$$\mathbf{V_w = 0,72 \text{ m}^3}$$

- **Dimensionamiento del reactor de electrocoagulación a escala industrial**

A partir del volumen del reactor ocupado por el efluente tratado y con la relación obtenida de V_w/V_{ef} , a escala de laboratorio calculada con la Ecuación [AXI.7], se obtuvo el volumen efectivo del reactor de electrocoagulación a ser empleado en la alternativa de tratamiento a escala industrial.

$$V_w = 0,78 V_{ef} \quad \text{[AXI.7]}$$

$$V_{ef} = 1,28 \times 0,72 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{V_{ef} = 0,92 \text{ m}^3}$$

Con el V_{ef} determinado y con la relación obtenida en la Ecuación [AXI.8] se calculó el volumen total del reactor.

$$V_{ef} = 0,88 V_T \quad \text{[AXI.8]}$$

$$V_T = 1,14 \times 0,92 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{V_T = 1,05 \text{ m}^3}$$

Para determinar las dimensiones del reactor de electrocoagulación de un volumen de $1,05 \text{ m}^3$ se utilizaron las Ecuaciones [AXI.9], [AXI.10], [AXI.11], [AXI.12] y [AXI.13] y la ecuación [AXI.1].

Se reemplazaron las Ecuaciones [AXI.9] y [AXI.10] en la Ecuación [AXI.1], de manera que se obtuvo:

$$V_T = 2,25 \text{ a} \times 1,25 \text{ a} \times \text{a}$$

$$1,05 \text{ m}^3 = 2,81 \text{ a}^3$$

$$\mathbf{a = 0,72 \text{ m}}$$

El valor obtenido del ancho del reactor de electrocoagulación se reemplazó en las Ecuaciones [AXI.9], [AXI.10] y [AXI.11] para llegar a determinar las dimensiones restantes del equipo:

$$L = 2,25 \text{ a} \quad \text{[AXI.9]}$$

$$L = 2,25 \times 0,72 \text{ m}$$

$$\mathbf{L = 1,62 \text{ m}}$$

$$H = 1,25 \text{ a} \quad \text{[AXI.10]}$$

$$H = 1,25 \times 0,72 \text{ m}$$

$$\mathbf{H = 0,90 \text{ m}}$$

$$h = 1,10 \text{ a} \quad \text{[AXI.11]}$$

$$h = 1,10 \times 0,72 \text{ m}$$

$$\mathbf{h = 0,79 \text{ m}}$$

- **Dimensionamiento de los electrodos del reactor de electrocoagulación a escala industrial**

Las medidas del ancho (a_e) y altura (h_e) de los electrodos pueden estar relacionadas en función de las dimensiones del reactor, de manera que se

llegaron a relacionar matemáticamente, como se indica en las Ecuaciones [AXI.15] y [AXI.16].

$$h_e = h - e - b \quad \text{[AXI.15]}$$

$$a_e = a \quad \text{[AXI.16]}$$

Donde:

h_e : altura del electrodo (m)

a_e : ancho del electrodo (m)

b : espacio entre el borde inferior del electrodo y el reactor (m)

e : espacio entre el borde superior del electrodo y la altura que ocupa en agua dentro del reactor (m)

Las dimensiones de los electrodos fueron calculadas mediante la relación de las relaciones matemáticas [AXI.12] y [AXI.13], con el valor obtenido del nivel del agua en el reactor (h).

$$b = 0,20 h \quad \text{[AXI.12]}$$

$$b = 0,20 \times 0,79 \text{ m}$$

$$\mathbf{b = 0,16 \text{ m}}$$

$$e = 0,15 h \quad \text{[AXI.13]}$$

$$e = 0,15 \times 0,79 \text{ m}$$

$$\mathbf{e = 0,12 \text{ m}}$$

De manera que las dimensiones de los electrodos fueron:

$$\mathbf{a_e = 0,72 \text{ m}}$$

$$h_e = 0,79 \text{ m} - 0,12 \text{ m} - 0,16 \text{ m}$$

$$\mathbf{h_e = 0,51 \text{ m}}$$

- **Dimensionamiento de las divisiones plásticas superiores del reactor de electrocoagulación a escala industrial**

Las medidas del ancho (a_{ps}) y altura (h_{ps}) de las placas superiores se relacionan con las dimensiones del reactor, de manera que se llegaron a relacionar matemáticamente, como se indica en las Ecuaciones [AXI.17] y [AXI.18].

$$h_{ps} = H - b \quad [AXI.17]$$

$$h_{ps} = 0,90 \text{ m} - 0,16 \text{ m}$$

$$\mathbf{h_{ps} = 0,74 \text{ m}}$$

$$a_{ps} = a \quad [AXI.18]$$

$$\mathbf{a_{ps} = 0,72 \text{ m}}$$

- **Dimensionamiento de las divisiones plásticas inferiores del reactor de electrocoagulación a escala industrial**

Las medidas del ancho (a_{pi}) y altura (h_{pi}) de las placas inferiores se relacionan con las dimensiones del reactor, como se indica en las Ecuaciones [AXI.19] y [AXI.20].

$$h_{pi} = h - e \quad [AXI.19]$$

$$h_{pi} = 0,79 \text{ m} - 0,12 \text{ m}$$

$$\mathbf{h_{pi} = 0,67 \text{ m}}$$

$$a_{pi} = a \quad [AXI.20]$$

$$\mathbf{a_{pi} = 0,72 \text{ m}}$$

- **Determinación del número de compartimentos y celdas electroquímicas en el reactor de electrocoagulación**

Cada compartimento se encuentra conformado por dos celdas electroquímicas y una placa plástica de división superior. La longitud de cada compartimento está dada de acuerdo con la distancia de los electrodos, para el caso del trabajo se tiene una longitud de 6 cm. Para determinar el número de compartimentos se utilizó la Ecuación [AXI.21].

$$n_{\text{comp}} = \frac{L}{L_{\text{comp}}} \quad [\text{AXI.21}]$$

Donde:

n_{comp} : número de compartimentos

L: longitud del reactor

L_{comp} : longitud del compartimento

Con la longitud de cada compartimento y la Ecuación [AXI.21] se llegó a determinar el número de compartimentos.

$$n_{\text{comp}} = \frac{1,62 \text{ m}}{0,06 \text{ m}}$$

$$n_{\text{comp}} = 27 \text{ compartimentos}$$

El número de celdas electroquímicas se calculó a partir de la Ecuación [AXI.22].

$$n_{\text{celdas}} = 2 \times n_{\text{comp}} \quad [\text{AXI.22}]$$

$$n_{\text{celdas}} = 2 \times 27$$

$$n_{\text{celdas}} = 54$$

ANEXO XII

Cálculo de consumo y dosis de ozono requerida para el proceso de ozonificación

Como se explicó en el Anexo III, para la determinación del consumo de ozono en el proceso, se realizaron una serie de titulaciones con tiosulfato de sodio 0,1 N para calcular la producción de ozono y la cantidad de ozono presente en el gas de salida. La Tabla AXII.1 indica los valores obtenidos en las titulaciones para cada caso.

Tabla AXII.1. Volumen de titulante ocupado para la determinación de la producción de ozono en el proceso y el ozono en el gas de salida

Procedimiento	Producción de ozono	Ozono en el gas de salida
Tiempo de ozonificación (h)	V titulante (mL)	V titulante (mL)
0,02	20,1	13,2
0,02	20,0	13,1
0,02	20,1	13,1

A partir de los datos que se muestran en la Tabla AXII.1 y con la Ecuación [AIII.1] se calculó la cantidad de ozono producida para cada caso. Un ejemplo de cálculo de la producción de ozono se muestra a continuación:

$$\text{Producción de ozono } \left(\frac{\text{g}}{\text{h}}\right) = \frac{20,1 \text{ mL} \times 0,1 \text{ N} \times 0,024 \left(\frac{\text{g}}{\text{mL}} \times \text{N}\right)}{0,02 \text{ h}}$$

$$\text{Producción de ozono} = 2,89 \text{ g/h}$$

La cantidad de ozono en el gas de salida se calculó de manera similar que la producción de ozono, así:

$$\text{Ozono en el gas de salida } \left(\frac{\text{g}}{\text{h}}\right) = \frac{13,2 \text{ mL} \times 0,1 \text{ N} \times 0,024 \left(\frac{\text{g}}{\text{mL}} \times \text{N}\right)}{0,02 \text{ h}}$$

$$\text{Ozono en el gas de salida} = 1,91 \text{ g/h}$$

El consumo de ozono en el proceso se calculó con la Ecuación [AXII.1]

$$\text{Consumo de ozono} = \text{Producción de ozono-ozono en el gas de salida} \quad [\text{AXII.1}]$$

$$\text{Consumo de ozono} = 2,89 \text{ (g/h)} - 1,91 \text{ (g/h)}$$

$$\text{Consumo de ozono} = 0,98 \text{ (g/h)}$$

Para determinar el valor del consumo de ozono utilizado para tratar 1 L de efluente, se utilizó la Ecuación [AXII.2]:

$$\text{Consumo de ozono } \left(\frac{\text{g}}{\text{L}}\right) = \text{Consumo de ozono } \left(\frac{\text{g}}{\text{h}}\right) \times \frac{t_{\text{ozonificación}}}{V_{\text{efluente}}} \quad [\text{AXII.2}]$$

Entonces:

$$\text{Consumo de ozono} = 0,98 \frac{\text{g O}_3}{\text{h}} \times \frac{20 \text{ min}}{100 \text{ mL}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \times \frac{1000 \text{ mL}}{1 \text{ L}}$$

$$\text{Consumo de ozono} = 3,27 \frac{\text{g O}_3}{\text{L}}$$

Para el cálculo de la dosis de ozono requerida para el tratamiento se utilizó la Ecuación [AXII.3].

$$\text{Dosis de ozono} = \text{consumo de ozono} \times Q \times f \quad [\text{AXII.3}]$$

Donde se trabajaron con los siguientes valores:

- Consumo de ozono = 3,27 g O₃/L
- Caudal = 55 m³/día = 2,29 m³/h

- Factor de seguridad (f) = 35 %

Al aplicar los valores antes mencionados en la Ecuación [3.5] se obtuvo la dosis de ozono requerida para el proceso.

$$\text{Dosis de ozono} = 3,27 \text{ kg O}_3/\text{m}^3 \times 2,29 \text{ m}^3/\text{h} \times 1,35$$

Entonces:

$$\text{Dosis de ozono} = 10,11 \text{ kg O}_3/\text{h}$$

ANEXO XIII

Dimensionamiento de las columnas de ozonificación

Para determinar el volumen del reactor de ozonificación se utilizó la Ecuación [AXIII.1].

$$V_{R.O.} = t_o \times Q \times f \quad [AXIII.1]$$

Donde:

$V_{R.O.}$: Volumen del reactor de ozonificación

Q: caudal del efluente tratado

t_o : tiempo de ozonificación

f: factor de seguridad del 35 %

A partir de los valores de los parámetros indicados y con la aplicación de la Ecuación [3.6] se calculó el volumen del reactor de ozonificación.

$$V_{R.O.} = 0,33 \text{ h} \times 2,29 \text{ m}^3/\text{h} \times 1,35$$

$$V_{R.O.} = 1,02 \text{ m}^3$$

Se consideró la utilización de tres columnas de ozonificación de iguales medidas, a la vez que su altura correspondería a 3 m. El volumen de cada columna de ozonificación se calculó mediante la Ecuación [AXIII.2].

$$V_{C.O.} = \frac{V_{R.O.}}{3} \quad [AXIII.2]$$

Entonces:

$$V_{C.O.} = \frac{1,02 \text{ m}^3}{3}$$

$$V_{C.O.} = 0,34 \text{ m}^3$$

El diámetro de la columna se calculó con la Ecuación [AXIII.3], que se indica a continuación:

$$D_{C.O.} = \sqrt{\frac{V_{C.O.} \times 4}{h_{C.O.} \times \pi}} \quad [AXIII.3]$$

Donde:

$h_{C.O.}$: altura de la columna

$D_{C.O.}$: diámetro de la columna

π : número adimensional igual a 3,1416

El diámetro de las columnas de ozonificación fue:

$$D_{C.O.} = \sqrt{\frac{0,34 \times 4}{3 \times \pi}} = 0,38 \text{ m}$$