

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES
CONTAMINADOS CON COLORANTES AZOICOS DE UNA
INDUSTRIA TEXTIL, MEDIANTE LA APLICACIÓN DE
COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN COMBINADO CON PROCESOS
FENTON CONVENCIONAL Y FENTON HETEROGÉNEO**

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

DENISSE CAROLINA MORALES ANDRADE
de.ni.91@hotmail.com

DIRECTORA: ING. JADY PÉREZ, MSc.
jady.perez@epn.edu.ec

Quito, julio 2015

© Escuela Politécnica Nacional (2015)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Denisse Carolina Morales Andrade, 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.

Denisse Carolina Morales Andrade

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Denisse Carolina Morales Andrade, bajo mi supervisión.

Ing. Jady Pérez MSc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AUSPICIO

La presente investigación contó con el auspicio financiero del proyecto interno PII-EPN-DCN-2014-003: “Diseño de una planta de tratamiento de efluentes de una industria textil, mediante la aplicación de un proceso de coagulación-floculación y un proceso de oxidación avanzada: Fenton convencional o Fenton modificado con carbón activado”, que se ejecutó en el Departamento de Ciencias Nucleares.

AGRADECIMIENTOS

A Dios quien me ha brindado la sabiduría y fortaleza para lograr este gran objetivo personal.

A mi mami, quien me ha brindado ejemplo, sacrificio, amor y esfuerzo, Le agradezco porque todo lo que soy lo debo a ella. A toda familia, pues sin su apoyo no podría haber culminado esta larga pero gratificante etapa de mi vida.

Al Ing. Loyo le agradezco por haber sido una persona clave en mi vida, por los buenos momentos y por siempre escucharme. No creo que pueda conocer persona más buena y desinteresada en el mundo. También quiero expresar mi agradecimiento a sus padres por su bondad y apoyo desinteresado.

A la Dra. Florinella Muñoz, quien me recibió en el Departamento de Ciencias Nucleares, colaboró y aportó con su experiencia en este trabajo y me brindó muchos consejos invaluable para crecer profesional y personalmente.

A la Ing. Jady por su paciencia y el tiempo invertido en el proyecto y en mi persona.

Al Ing. Javy Coronel, quien me abrió las puertas de la industria textil en la cual se desarrolló parte del presente proyecto.

Al Departamento de Ciencias Nucleares y a sus integrantes, en especial a Paito, Edison, Ing. Marquito e Ing. Trajano, por su colaboración, amistad y apoyo incondicional durante todo el proyecto. También quiero agradecer a Ivancito, quien ayudó y aconsejó a lo largo del proyecto.

Quiero agradecer a Adrián, Anilú, Walas y Chino, quienes me enseñaron lo valiosa que es una verdadera amistad. Finalmente, a mis amigos y a todas las personas que he conocido a lo largo de estos siete años de universidad porque cada uno de ellos me sacó una sonrisa y enseñó algo.

DEDICATORIA

A mi mami y a mi abuelita,
las personas que más quiero en el mundo.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

		PÁGINA
GLOSARIO		xv
RESUMEN		xviii
INTRODUCCIÓN		xx
1	REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1	La contaminación ambiental por descargas líquidas de la industria textil	1
1.1.1	La industria textil	1
1.1.1.1	Procesamiento textil	2
1.1.1.2	Colorantes empleados en el procesamiento textil	8
1.1.2	Consumo de agua en el procesamiento textil	14
1.1.3	Origen de los efluentes textiles y sus características	16
1.1.3.1.	Origen de los efluentes textiles	16
1.1.3.2.	Características de los efluentes textiles	18
1.1.4	Impactos ambientales de los efluentes textiles	19
1.2	Procesos Fenton, como tecnologías de oxidación avanzada	21
1.2.1	Proceso Fenton	24
1.2.1.1	Mecanismo de reacción Fenton	25
1.2.1.2	Parámetros que influyen en el proceso	26
1.2.1.3	Ventajas del proceso Fenton convencional	32
1.2.1.4	Desventajas del proceso Fenton convencional	33
1.2.2	Catalizadores heterogéneos del proceso Fenton	34
1.2.2.1	Carbón activado	34
1.2.2.2	Mecanismo de reacción Fenton en un sistema heterogéneo con carbón activado	36
1.2.2.3	Ventajas del proceso Fenton heterogéneo	38
1.2.2.4	Desventajas del proceso Fenton heterogéneo	39
2	PARTE EXPERIMENTAL	40
2.1	Caracterización físico-química de los efluentes de una empresa textil	40
2.1.1.	Muestreo y caracterización del efluente	40
2.1.2.	Construcción de las gráficas de control	41
2.2	Evaluación de las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida en el proceso de coagulación-floculación	42
2.2.1.	Materiales, equipos y reactivos	42
2.2.2.	Diseño experimental aplicado en el proceso de coagulación-floculación	43
2.2.3.	Prueba de jarras para evaluar el proceso de coagulación-floculación	44

2.2.4.	Selección de las mejores concentraciones de coagulante y floculante	45
2.3	Selección del proceso Fenton más eficiente, de acuerdo con los porcentajes de remoción de los parámetros color real y DQO	46
2.3.1.	Materiales, equipos y reactivos	46
2.3.2.	Diseño experimental aplicado a los procesos Fenton convencional y heterogéneo	47
2.3.3.	Aplicación de los procesos Fenton convencional y heterogéneo	48
2.3.4.	Comparación técnico-económica de los procesos Fenton convencional y heterogéneo	50
2.4	Diseño y determinación de los costos de implementación de la planta de tratamiento que combina los procesos de coagulación-floculación y el proceso Fenton seleccionado	52
2.4.1.	Diseño de la planta de tratamiento	52
2.5.1.	Determinación de los costos de implementación de la planta de tratamiento	53
3	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	54
3.1	Caracterización físico-química de los efluentes de una empresa textil	54
3.1.1.	Construcción de las gráficas de control	54
3.1.2.	Caracterización físico-química del efluente	60
3.2	Evaluación de las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida en el proceso de coagulación-floculación	62
3.2.1.	Evaluación de la remoción de la turbidez del efluente	63
3.2.2.	Evaluación de la remoción del color real del efluente	67
3.2.3.	Evaluación de la remoción de la DQO del efluente	70
3.2.4.	Evaluación deL pH del efluente tratado	72
3.2.5.	Selección de las mejores concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L	75
3.3	Selección del proceso Fenton más eficiente, de acuerdo con los porcentajes de remoción de los parámetros color real y DQO	77
3.3.1.	Evaluación de los procesos Fenton convencional y heterogéneo según el porcentaje de remoción de DQO y color real	77
3.3.1.1.	Análisis de la remoción de DQO del efluente	77
3.3.1.2.	Análisis de la remoción de color real del efluente	83
3.3.2.	Comparación técnico-económica entre los procesos Fenton convencional y heterogéneo	92
3.4	Diseño y determinación de los costos de implementación de la planta de tratamiento que combina los procesos de coagulación-floculación y el proceso Fenton seleccionado	98

3.4.1.	Diseño de la planta de tratamiento que combina el proceso de coagulación-floculación y el proceso Fenton seleccionado	98
3.4.1.1.	Descripción del proceso	98
3.4.1.2.	Diagramas de proceso	99
3.4.1.3.	Dimensionamiento de los equipos	99
3.4.1.4.	Distribución en planta	105
3.4.2.	Costos de implementación de la planta de tratamiento diseñada	105
4	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	110
4.1	Conclusiones	110
4.2	Recomendaciones	112
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	113

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Estructuras químicas de diferentes tipos de colorantes azoicos	12
Tabla 1.2.	Consumo de agua en los procesos húmedos textiles de una industria algodonera	15
Tabla 1.3.	Porcentaje de colorantes no fijados en diferentes fibras textiles	17
Tabla 1.4.	Potenciales de oxidación de diferentes agentes oxidantes	22
Tabla 2.1.	Métodos estandarizados y equipos empleados para la determinación de los parámetros pH, temperatura, DQO, turbidez, color real y color aparente	41
Tabla 2.2.	Niveles estudiados de la variable relación molar entre el peróxido de hidrógeno y el sulfato de hierro heptahidratado en el proceso Fenton	48
Tabla 2.3.	Métodos estandarizados y equipos empleados para la determinación de los parámetros DBO ₅ y TOC	52
Tabla 3.1.	Caracterización físico-química de los efluentes textiles	61
Tabla 3.2.	Porcentajes de remoción promedio de turbidez, DQO y color real de los efluentes textiles tratados con diferentes concentraciones de coagulante y floculante	62
Tabla 3.3.	Valores de P según el análisis de varianza de las concentraciones de floculante y coagulante sobre los parámetros pH, turbidez, color real y DQO del efluente tratado	63
Tabla 3.4.	Índice de Willcomb que caracteriza los flóculos formados durante el proceso de coagulación-floculación	77
Tabla 3.5.	Porcentajes de remoción promedio de DQO de los efluentes textiles tratados con el proceso Fenton convencional y Fenton heterogéneo	78
Tabla 3.6.	Valores de P obtenidos por el análisis de varianza para las variables: tamaño de partícula del carbón activado aplicado, relación molar H ₂ O ₂ :FeSO ₄ .7 H ₂ O y su interacción sobre el parámetro porcentaje de remoción de DQO del efluente tratado mediante el proceso Fenton	80

Tabla 3.7.	Tiempos en los cuales se logró el 100 % de decoloración del sobrenadante del proceso de coagulación-floculación, en función del tamaño de partícula del carbón activado aplicado en la reacción y la relación $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$	89
Tabla 3.8.	Valores de P obtenidos por el análisis de varianza para las variables: tamaño de partícula del carbón activado aplicado, relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y su interacción sobre el tiempo de decoloración completa del efluente tratado mediante el proceso Fenton	91
Tabla 3.9.	Costos diarios de los reactivos empleados en los procesos Fenton convencional y heterogéneos catalizados con carbón activado para tratar $2 \text{ m}^3/\text{día}$ de efluente textil	93
Tabla 3.10.	Condiciones de operación del proceso Fenton seleccionado para un efluente textil tratado previamente por el proceso de coagulación-floculación	96
Tabla 3.11.	Valores promedios iniciales de los parámetros turbidez, color real, pH, DQO, DBO_5 y TOC en el efluente sin tratamiento, valores finales de los mismos parámetros del efluente tratado por los procesos de coagulación-floculación y Fenton seleccionado, porcentajes de remoción promedio alcanzados y límites máximos permisibles de descarga de efluentes en sistemas de alcantarillado	96
Tabla 3.12.	Listado de equipos con sus respectivas nomenclatura y área a la que pertenece dentro de la planta de tratamiento de efluentes textiles	102
Tabla 3.13.	Características y dimensiones del tanque de coagulación-floculación TK-101 y sus paletas, agitador e impulsor	102
Tabla 3.14.	Características y dimensiones del sedimentador S-101	103
Tabla 3.15.	Características y dimensiones de los tanques de homogeneización M-202 y M-303	103
Tabla 3.16.	Características y dimensiones del reactor Fenton R-201	104
Tabla 3.17.	Costos de implementación de los equipos diseñados y complementarios necesarios en la planta de tratamiento de $2 \text{ m}^3/\text{día}$ de efluente textil	105
Tabla 3.18.	Potencia y tiempo de operación diario de cada equipo que incluye el sistema de tratamiento de efluentes textiles diseñado	108

Tabla 3.19.	Costo, consumo mensual y costo mensual del capital de trabajo para tratar 2 m ³ /día de efluente textil	108
Tabla 3.20.	Costo total del proyecto y costo por m ³ de efluente tratado	109
Tabla AI.1.	Tipos de contaminantes gaseosos, efluentes líquidos y desechos sólidos generados durante el procesamiento textil de algodón	132
Tabla AVIII. 1.	Volumen de efluente, factor y número de gotas de inhibidor nitrificante que se deben añadir para efectuar el análisis de DBO ₅	1444
Tabla AXI.1.	Temperaturas del efluente textil de acuerdo con la hora y el día de muestreo	149
Tabla AXII.1.	Resultados de las mediciones de los parámetros pH, turbidez, color real y DQO del efluente textil tratado con diferentes concentraciones de coagulante y floculante en el proceso de coagulación-floculación	149
Tabla AXVI.1.	Porcentajes de remoción promedio de color real del sobrenadante del proceso de coagulación-floculación tratado con diferentes valores de relación molar H ₂ O ₂ :FeSO ₄ .7 H ₂ O y tamaños de partícula del carbón activado en función del tiempo de reacción del proceso Fenton	159
Tabla AXVII.1.	Valores iniciales de los parámetros medidos del efluente sin tratamiento, valores finales y porcentajes de remoción promedio de los parámetros analizados en el efluente tratado por los procesos de coagulación y reacción Fenton convencional	161
Tabla AXVIII.1.	Estado, temperatura, presión, flujo másico total y flujo másico de los componentes de cada corriente que se presenta en el diagrama PFD	168
Tabla AXIX.1.	Altura de la interfaz del efluente después del proceso de coagulación-floculación en función del tiempo de sedimentación.	176
Tabla AXX.1.	Hoja técnica de especificación del tanque TK-101	183
Tabla AXX.2.	Hoja técnica de especificación del sedimentador S-101	184
Tabla AXX.3.	Hoja técnica de especificación de los tanques M-202 y M-303	185
Tabla AXX.4.	Hoja técnica de especificación del reactor Fenton R-201	186

Tabla AXXI.1.	Costos de implementación de los equipos diseñados y complementarios necesarios en la planta de tratamiento de 30 m ³ /día de efluente textil	187
Tabla AXXI.2.	Costo, consumo mensual y costo mensual del capital de trabajo para tratar 30 m ³ /día de efluente textil	188
Tabla AXXI.3.	Costo total del proyecto y costo por m ³ de efluente tratado	188

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Diagrama general de procesos del sector textil	1
Figura 1.2.	Diagrama de bloques del subsector: preparación de las fibras	2
Figura 1.3.	Diagrama de bloques del subsector: tratamientos previos	4
Figura 1.4.	Colorante antraceno-9, 10-diona antraquinónico	13
Figura 1.5.	Porcentajes de consumo de agua en diferentes áreas de una industria textil	14
Figura 1.6.	Porcentajes de consumo de agua dentro del proceso húmedo seguido por una industria textil	15
Figura 1.7.	Etapas que incluye los POA's para tratar efluentes con componentes orgánicos tóxicos	23
Figura 1.8.	Mecanismo de oxidación del proceso Fenton	24
Figura 1.9.	Diferentes tipos de poros presentes en el carbón activado	35
Figura 2.1.	Diagrama de los equipos empleados en el proceso Fenton	49
Figura 3.1.	Variación del pH del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar las fechas 10/04/2014 y 13/05/2014	55
Figura 3.2.	Variación de temperatura promedio de las muestras compuestas del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar la fecha 10/04/2014	56
Figura 3.3.	Variación de la turbidez del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar la fecha 12/06/2014	57
Figura 3.4.	Variación de la DQO del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar la fecha 12/06/2014	58
Figura 3.5.	Variación del color aparente del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar las fechas 10/04/2014, 13/05/2014 y 12/06/2014	59
Figura 3.6.	Variación del color real del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar las fechas 10/04/2014, 13/05/2014 y 12/06/2014	60

Figura 3.7.	Porcentaje de remoción promedio de turbidez del efluente textil a diferentes concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L	64
Figura 3.8.	Variación de la turbidez residual del efluente después de la coagulación en función de la dosis de sulfato de aluminio aplicado como coagulante	66
Figura 3.9.	Porcentaje de remoción promedio de color real del efluente textil en función de las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L	68
Figura 3.10.	Porcentaje de remoción promedio de DQO del efluente textil en función de las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L	71
Figura 3.11.	Variación del pH del efluente tratado con diferentes concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L	73
Figura 3.12.	Diámetros de referencia para evaluar la calidad de flóculos formados en el proceso de coagulación-floculación	76
Figura 3.13.	Porcentaje de remoción promedio de DQO del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación, en función de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y el tamaño de partícula del carbón activado empleado en el proceso Fenton	79
Figura 3.14.	Porcentaje de remoción promedio de color real del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación en función de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y el tiempo de reacción, sin utilizar carbón activado en el proceso Fenton	83
Figura 3.15.	Porcentaje de remoción promedio de color real del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación en función de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y el tiempo de reacción, al emplear carbón activado granulado con un tamaño de partícula de 5 mm en el proceso Fenton heterogéneo	86
Figura 3.16.	Porcentaje de remoción promedio de color real del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación en función de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y el tiempo de reacción, al emplear carbón activado pulverizado con un tamaño de partícula de 38 μm en el proceso Fenton heterogéneo	87

Figura 3.17.	Comparación técnica y económica entre los procesos Fenton convencional y heterogéneo. a) Porcentaje de remoción promedio de DQO del efluente tratado; b) tiempo de decoloración del efluente de los procesos que cumplen con el límite máximo permisible de DQO para descargas del efluente en el alcantarillado; c) costo diario de los reactivos Fenton para tratar 2 m ³ /día de efluente de los mismos procesos	95
Figura 3.18.	Diagrama de bloques (BFD) del sistema de tratamiento de 2 m ³ /día de efluentes textiles	100
Figura 3.19.	Diagrama de flujo (PFD) del sistema de tratamiento de 2 m ³ /día efluentes textiles	101
Figura 3.20.	Layout de la planta de tratamiento de 2 m ³ /día de efluentes textiles mediante los procesos de coagulación-floculación y oxidación Fenton convencional	106
Figura AVII.1.	Pruebas preliminares para la selección de la concentración peróxido de hidrógeno con 50 y 80 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado	1411
Figura AVII.2.	Pruebas preliminares para la selección de la concentración de sulfato de hierro heptahidratado con 700 y 840 mg/l de peróxido de hidrógeno	141
Figura AVII.3.	Pruebas preliminares para la selección de la concentración de sulfato de hierro heptahidratado con 1 680 mg/l de peróxido de hidrógeno	1422
Figura AX.1.	Diagrama de caja y bigotes para el parámetro pH del efluente textil	146
Figura AX.2.	Diagrama de caja y bigotes para el parámetro temperatura del efluente textil	146
Figura AX.3.	Diagrama de caja y bigotes para el parámetro turbidez del efluente textil	147
Figura AX.4.	Diagrama de caja y bigotes para el parámetro DQO del efluente textil	14747
Figura AX.5.	Diagrama de caja y bigotes para el parámetro color aparente del efluente textil	1488
Figura AX.6.	Diagrama de caja y bigotes para el parámetro color real del efluente textil	1488

Figura AXIII.1.	Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de floculante sobre el porcentaje de remoción de turbidez del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación	151
Figura AXIII.2.	Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de coagulante sobre el porcentaje de remoción de turbidez del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación	1511
Figura AXIII.3.	Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de coagulante sobre el porcentaje de remoción de color real del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación	152
Figura AXIII.4.	Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de floculante sobre el porcentaje de remoción de color real del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación	152
Figura AXIII.5.	Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de coagulante sobre el porcentaje de remoción de DQO del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación	153
Figura AXIII.6.	Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de floculante sobre el porcentaje de remoción de DQO del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación	153
Figura AXIII.7.	Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de coagulante sobre el pH del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación	154
Figura AXIII.8.	Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de floculante sobre el pH del efluente tratado con el proceso de coagulación-floculación	154
Figura AXIV.1.	Equilibrio de las concentraciones de los complejos de aluminio (III) en una solución en contacto con el precipitado de $\text{Al(OH)}_{3(s)}$ reciente	155
Figura AXIV.2.	Equilibrio de las concentraciones de los complejos de aluminio (III) en una solución en contacto con el precipitado de $\text{Al(OH)}_{3(s)}$ no reciente	156
Figura AXV.1.	Gráfica de medias del porcentaje de remoción promedio de DQO del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación, en función del tamaño de partícula del carbón activado aplicado en los procesos Fenton	157
Figura AXV.2.	Gráfica de medias del porcentaje de remoción promedio de DQO del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación en función de la relación molar entre	

	H ₂ O ₂ :FeSO ₄ .7 H ₂ O para los procesos Fenton convencional y heterogéneo	157
Figura AXV.3.	Tiempo de decoloración completa del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación, en función del tamaño de partícula del carbón activado aplicado en los procesos Fenton	158
Figura AXV.4.	Tiempo de decoloración completa del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación, en función de la relación molar entre H ₂ O ₂ :FeSO ₄ .7 H ₂ O para los procesos Fenton convencional y heterogéneo	158
Figura AXIX.1.	Curva de asentamiento de lodos del proceso de coagulación-floculación	175

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Emisiones gaseosas, efluentes líquidos y desechos sólidos generados a lo largo del procedimiento textil	132
ANEXO II Determinación del pH según el método LAM/POE/34	134
ANEXO III Determinación de la temperatura según el método APHA 2550 B	135
ANEXO IV Determinación de turbidez según el método APHA 2130 B	136
ANEXO V Determinación de la DQO según el método LAM/POE/20	137
ANEXO VI Determinación de color según el método LAM/POE/13	139
ANEXO VII Pruebas preliminares para fijar las concentraciones y la relación entre H ₂ O ₂ y FeSO ₄ ·7 H ₂ O en el proceso Fenton	141
ANEXO VIII Determinación de DBO ₅ según el método LAM/POE/16	143
ANEXO IX Determinación de TOC según el método SM 5 310	145
ANEXO X Diagramas de caja y bigotes	146
ANEXO XI Valores de temperatura de las muestras puntuales de efluente textil recolectadas en diferentes días de muestreo	149
ANEXO XII Valores de los parámetros medidos después de tratar el efluente mediante el proceso de coagulación-floculación	150
ANEXO XIII Gráficas de medias para el proceso de coagulación-floculación	151
ANEXO XIV Diagramas PC-pH de los complejos de hidróxido de aluminio formados en el proceso de coagulación-floculación	155

ANEXO XV	
Gráficas de medias para los proceso Fenton	157
ANEXO XVI	
Porcentajes de remoción de color real resultantes del proceso Fenton	159
ANEXO XVII	
Porcentajes de remoción de los parámetros analizados en el efluente tratado con el proceso diseñado	161
ANEXO XVIII	
Balance de masa	162
ANEXO XIX	
Dimensionamiento de equipos	170
ANEXO XX	
Hojas técnicas de especificaciones de los equipos	183
ANEXO XXI	
Cálculo del costo de tratamiento por m ³ al producir 30 m ³ /día	187

GLOSARIO

Adsorción: Es un proceso por el cual uno o más componentes (adsorbatos) son retenidos en la capa superficial de otra sustancia (adsorbente) por acción de fuerzas superficiales. Generalmente existen dos tipos de adsorción: fisisorción y quimisorción. La fisisorción mantiene la estructura química del adsorbato; mientras que, la quimisorción transforma su estructura (Costa, 2005, p. 10; Sierra, 2011, p. 2).

Biodegradable: Es una propiedad de una sustancia que puede descomponerse en elementos químicos más simples como dióxido de carbono, agua, metano, etc. por acción biológica debido a la presencia de microorganismos (Costa, 2005, p. 44).

Carbono orgánico total (COT): Es un parámetro que permite cuantificar el carbono de las sustancias orgánicas presentes en la muestra (Ramalho, 2008, p. 48).

Catalizador heterogéneo: Es una sustancia que se encuentra en una fase diferente a la de los reactivos y productos y aumenta la velocidad de reacción química sin afectar la energía libre de Gibbs de la misma (Costa, 2005, p. 65).

Coloide: Es una suspensión polimolecular estable que se encuentra dispersa en un medio líquido. Su tamaño puede variar entre 1 nm y 1 μ m. Puede ser separado físicamente, por adsorción o intercambio iónico; debido a que, no sedimenta naturalmente. Además, aporta con turbidez y color a un efluente (Andía, 2010, pp. 6-7; Costa, 2005, p. 82).

Color aparente: Es el color de una muestra de agua que contiene sustancias en solución, partículas finamente divididas y sustancias suspendidas (American Public Health Association, 1992a, p. 1).

Color real: Es el color que presenta una muestra de agua que no contiene sustancias suspendidas o partículas finamente divididas, debido a que la muestra ha sido sometida a filtración o centrifugación (American Public Health Association, 1992a, p. 1).

Demanda bioquímica de oxígeno (DBO): Es la cantidad de oxígeno molecular requerida para degradar la materia orgánica biodegradable presente en una muestra de efluente, mediante su oxidación biológica con una población microbiana después de un período específico de incubación a 20 °C. Se abrevia DBO₅ si el período de incubación es igual a 5 días (Mata, 2005, p. 132; Standard Methods Committee, 2014, p. 2).

Demanda química de oxígeno (DQO): Es la cantidad de oxígeno requerida para la degradación del contenido orgánico presente en una muestra de agua, sin distinción entre la materia orgánica biodegradable y no biodegradable, mediante un oxidante fuerte, como el dicromato de potasio (American Public Health Association, 1997, p. 2; Mata, 2005, p. 133).

Desorción: Es el fenómeno inverso a la adsorción y permite separar el adsorbato de la capa superficial de una sustancia adsorbente. Esta operación generalmente se emplea para recuperar el adsorbato (Costa, 2005, p. 129).

Desviación estándar: Es una “medida de la dispersión y corresponde a la raíz cuadrada positiva de la varianza” (Costa, 2005, p. 131).

Diagrama de bloques: Es una gráfica que describe el proceso completo de manera simplificada mediante el uso de bloques y flechas. Los bloques encierran las operaciones unitarias incluidas en el proceso; mientras que, las flechas indican el flujo del proceso. Se abrevia BFD por su nombre en inglés *block flow diagram* (Páez, 2013, p. 25).

Diagrama de flujo: Es una gráfica que describe el proceso completo de una manera más detallada. Este diagrama presenta los equipos principales y auxiliares

representados por símbolos y también un resumen de corrientes que incluye información asociada con cada corriente que forma parte del proceso como temperatura, presión y flujo másico de sus componentes. Se abrevia PFD por su nombre en inglés “process flow diagram” (Páez, 2013, pp. 25-28).

Índice de Willcomb: Es un número que describe cualitativamente los flóculos formados en el proceso de coagulación-floculación, con base en dos criterios: tamaño y facilidad de sedimentación. Este índice puede tomar valores entre 0 y 10 (Giordani, Gonzáles, Morales, Quijano y Tejada, 2008, p. 102).

Mineralización: Es la descomposición de materia hasta su transformación en CO₂, H₂O y compuestos inorgánicos (Mata, 2005, p. 312).

“Scavenger”: Es una palabra que proviene del inglés, cuya traducción al español es “barredor” y corresponde a una sustancia captadora y consumidora de radicales libres. Su presencia reduce la eficiencia de un proceso que utiliza radicales libres para degradar contaminantes (Repetto y Repetto, 2009, p. 178).

Turbidez: “Es una propiedad óptica que causa que la luz sea absorbida y dispersada en lugar de transmitirse en línea recta a través de la muestra. Es causada por materia suspendida, materia orgánica o inorgánica finamente dividida, componentes orgánicos solubles coloreados, plancton y otros microorganismos” (American Public Health Association, 1992b, p. 1).

Varianza: “Es una medida de la variabilidad calculada como el cuadrado de la desviación típica” (StatPoint Technologies Inc., 2010, p. 181).

RESUMEN

El objetivo del presente estudio fue diseñar una planta de tratamiento de efluentes contaminados con colorantes azoicos de una industria textil, mediante la aplicación de coagulación-floculación combinado con procesos Fenton convencional y Fenton heterogéneo. En primer lugar, se caracterizó el efluente; los valores de los parámetros pH, temperatura, turbidez, DQO, color real y aparente del efluente caracterizado fueron 7,76, 43,42 °C, 117,45 NTU, 1 604 mg O₂/L, 2 093 y 1 692 unidades Pt-Co, respectivamente. Los valores de temperatura, DQO y color real no cumplieron los límites máximos permisibles establecidos por la normativa nacional.

A continuación, se evaluaron tres concentraciones de sulfato de aluminio, como coagulante, y tres concentraciones de poliacrilamida QC1-L, como floculante, para el proceso de coagulación-floculación mediante la prueba de jarras. Se concluyó que las mejores concentraciones de coagulante y floculante fueron 600,0 y 2,8 mg/L, respectivamente. Este proceso removió en promedio el 95,62 % de turbidez, el 31,99 % de color aparente, el 20,26 % de color real y el 45,79 % de DQO del efluente tratado.

Se compararon técnica y económicamente el proceso Fenton convencional y el proceso Fenton que utilizó dos tamaños de partícula (5 mm y 38 µm) de carbón activado como catalizador heterogéneo para tratar el efluente. Los criterios de comparación fueron cuatro: el tiempo de decoloración, el porcentaje de remoción de DQO del efluente, el cumplimiento de los límites máximos permisibles para descargas al alcantarillado y el costo de los reactivos Fenton.

De acuerdo con la aplicación de los cuatro criterios, se seleccionó al proceso Fenton convencional que empleó la relación molar H₂O₂:FeSO₄.7 H₂O igual a 22,89:1 como el mejor tratamiento oxidativo porque decoloró el efluente en 30 min, removió el 80,98 % de DQO del efluente, permitió que los parámetros pH, DQO y DBO₅ cumplan los límites máximos permisibles que constan en la normativa nacional y fue el proceso menos costoso.

Finalmente, se diseñó y se determinaron los costos de implementación de la planta para tratar 2 m³/día de efluente. La mezcla, el proceso de coagulación-floculación, la sedimentación, la reacción Fenton convencional, la neutralización y la filtración se consideraron como operaciones unitarias dentro del proceso diseñado. Además, se realizaron los diagramas BFD, PFD y layout. Los costos de implementación de la planta determinaron que el costo de tratamiento por m³ de efluente fue de 25,08 USD. Se consideró que el proyecto tendría una vida útil de 10 años.

INTRODUCCIÓN

Nemerow y Dasgupta (1998) mencionan que la industria textil es conocida como consumidora y contaminadora del agua (p. 411). Según Rashedul (2008), se consumen entre 25 y 120 L de agua/kg de tejido producido (p. 34). Además, se descargan aproximadamente 167 L de efluentes contaminados para producir 1 kg de tela acabada (Lawrence, 2006, p. 41). Tales efluentes contienen sustancias químicas difícilmente biodegradables que ocasionan un potencial riesgo para el ambiente y la salud humana (Darbra et al., 2011, pp. 85-88).

Los procesos de coagulación-floculación son tradicionales para tratar efluentes textiles, especialmente en descargas que contienen colorantes dispersos (Pereira y Alves, 2012, p. 130). El proceso de coagulación da lugar a la formación de flóculos mediante la adición de reactivos que neutralizan las cargas que rodean a las partículas coloidales en suspensión (Andía, 2010, p. 11; Ghaly, Ananthashankar, Alhattab y Ramakrishnan, 2014, p. 15). Por su lado, el proceso de floculación agrupa los flóculos y las partículas suspendidas, mediante el establecimiento de fuerzas de Van Der Waals y puentes de hidrógeno (Johnson, Ratnayaka y Brandt, 2009, p. 280).

A pesar de que el proceso de coagulación-floculación consiste en una simple operación que remueve simultáneamente varias sustancias de naturalezas distintas, presenta ciertos inconvenientes como la elevada producción de lodos y las altas cantidades requeridas de coagulantes, floculantes y reguladores de pH. Esto motiva la búsqueda de nuevas técnicas con mayores eficiencias, como los procesos de oxidación avanzada (POA's). Los POA's son procesos químicos que emplean agentes oxidantes para generar especies altamente reactivas e inestables como el radical hidroxilo (Andía, 2010, p. 9; Pereira y Alves, 2012, pp. 130,132).

El Fenton forma parte de los POA's y emplea la combinación de sales de hierro con peróxido de hidrógeno, en condiciones de pH ácidas, como agentes para generar el radical hidroxilo (Benjamin, Ameta, Punjabi y Ameta, 2013, p. 228; Muñoz, 2011, p. 18). De acuerdo con Blanco (2009), el proceso Fenton consiste en una mejor

alternativa para el tratamiento de aguas residuales textiles porque logra degradar los contaminantes presentes en los efluentes, permite decolorar aguas residuales e incluso, en algunos casos, permite obtener un agua apta para su reutilización (p. 93). Sin embargo, según Bouasla, El-Hadi e Ismail (2010), el proceso Fenton presenta dos inconvenientes asociados con la difícil remoción de los lodos contaminados resultantes y las condiciones ácidas necesarias (p. 40). Por esta razón, el proceso Fenton catalizado heterogéneamente mediante sólidos porosos y con gran área superficial, constituye otra alternativa de tratamiento para este tipo de efluentes (Benjamin y Lawler, 2013, p. 124; Soon y Hameed, 2011, pp. 3-4). Los fenómenos que se presentan en este proceso son la adsorción en el catalizador y la degradación superficial en los sitios activos del mismo (Hartmann, Kullmann y Keller, 2010, pp. 9 004, 9 006, 9 009-9 011).

Por otro lado, Karthikeyan, Ezhil, Boopathy, Velan, Mandal y Sekaran (2011) concluyeron que el proceso catalizado con carbón activado requiere menor energía de activación para la oxidación de compuestos orgánicos que el proceso Fenton convencional (p. 1 839).

La relevancia de este proyecto radica en el tratamiento de efluentes reales de una industria textil, ubicada en la ciudad de Quito, dedicada a la tinción de telas de algodón y poliéster con colorantes azoicos de dos tipos: dispersos y reactivos, mediante el proceso de coagulación-floculación y un método Fenton. La combinación de estos procesos surge de la conclusión dada por Gulkaya, Surucu y Dilek (2006) quienes establecen que la coagulación junto con el proceso Fenton remueven mayores cantidades de contaminantes que cada proceso por separado (p. 769). Adicionalmente, la empresa en estudio cuenta con una planta de tratamiento que incluye el proceso de coagulación-floculación.

Como objetivo general del estudio propuesto se planteó diseñar una planta para el tratamiento de 2 m³/día de efluentes textiles reales contaminados con colorantes azoicos, mediante la combinación de los procesos mencionados. Este caudal corresponde a la descarga actual de efluentes por parte de la empresa.

1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 LA CONTAMINACIÓN AMBIENTAL POR DESCARGAS LÍQUIDAS DE LA INDUSTRIA TEXTIL

1.1.1 LA INDUSTRIA TEXTIL

Según Lawrence (2006), el procesamiento textil varía de una empresa a otra, los procesos cambian de orden e, incluso, algunas operaciones no se realizan porque el procesamiento seguido depende de la fibra, de los productos auxiliares que se utilizan y de las propiedades físico-químicas que se desean en el producto acabado (p. 40).

La Figura 1.1 muestra un diagrama general de los procesos en una industria textil que utiliza como materia prima lana, algodón y alguna fibra sintética. Según Ghaly et al. (2014) las fibras mencionadas son las más usadas por el sector textil (p. 2).

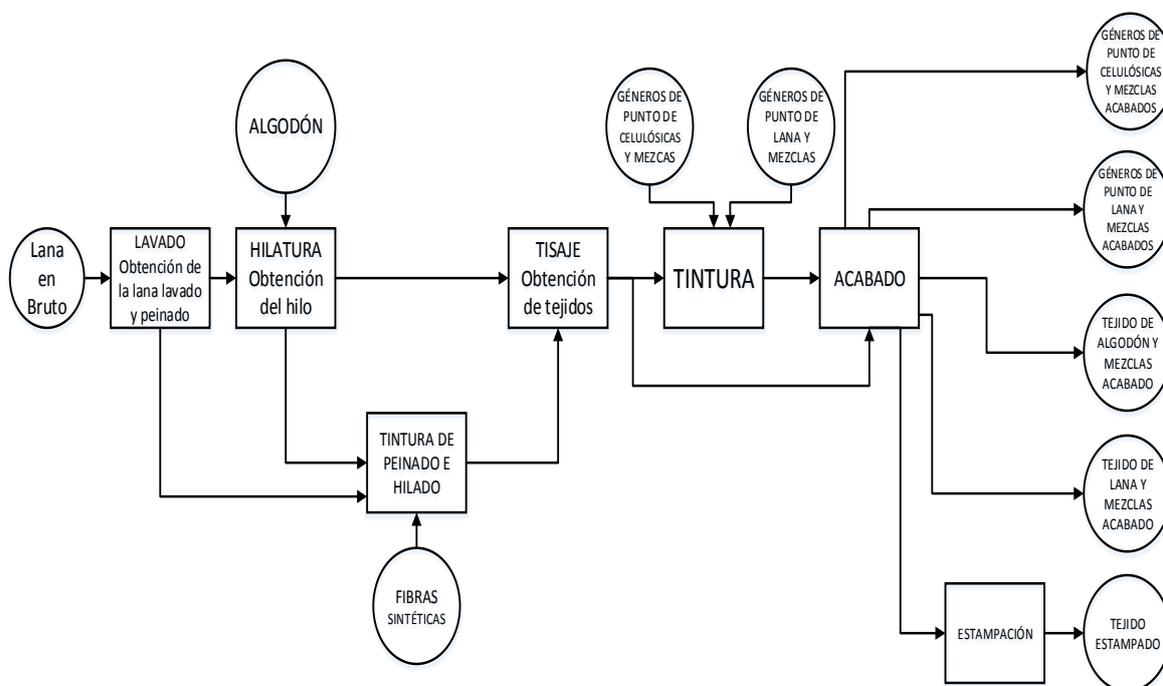


Figura 1.1. Diagrama general de procesos del sector textil
(Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 25)

1.1.1.1 Procesamiento textil

En general, en una empresa del sector textil se distinguen dos tipos de procesos: secos y húmedos. Además, de acuerdo con la etapa del procesamiento, se pueden identificar los siguientes subsectores: la preparación de las fibras, la tejeduría, los tratamientos previos, la tintura y estampación y los acabados y aprestos (Ghaly et al., 2014, p. 2; Walters, Santillo y Johnston, 2005, p. 4).

En la etapa de preparación de las fibras se forma el hilo. La Figura 1.2 muestra un diagrama de bloques con las principales operaciones que engloba este subsector.

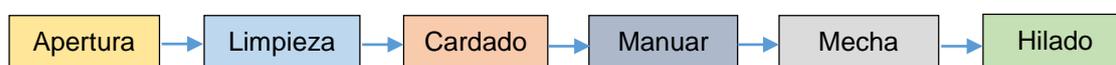


Figura 1.2. Diagrama de bloques del subsector: preparación de las fibras
(Raso, 2008, p. 7)

Una vez que se reciben las fibras naturales, se procede con la apertura de pacas. Enseguida, se separan las impurezas presentes entre las fibras (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 28).

A continuación, sigue el cardado. Esta operación abre y desenreda las fibras de algodón mediante máquinas cardadoras. El cardado también elimina partículas de polvo presentes en las fibras. Después sigue el peinado que organiza las fibras, las alinea y paraleliza mediante acción mecánica (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 28).

Luego, las fibras atraviesan los manuales, que las estiran y retuercen para formar cuerdas. Las cuerdas pasan por mecheras. Una vez que la mecha consigue el grosor indicado se continúa con la hilatura. La hilatura toma la mecha y la tuerce a elevadas velocidades hasta que el hilo alcance las especificaciones requeridas por el cliente como el grosor, la regularidad, la torsión, la flexibilidad, la resistencia, etc. (Raso, 2008, p. 7; Walters et al., 2005, p. 7).

Algunos filamentos sintéticos requieren un proceso adicional denominado texturizado, para incrementar el volumen de los mismos y conseguir una apariencia semejante a la de las fibras naturales (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 28; Lawrence, 2006, p. 46).

Después de la preparación de la fibra está la tejeduría. El objetivo de este subsector es formar el tejido crudo. La tejeduría incluye los siguientes procesos: bobinado, urdido, encolado, secado y tisaje (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 27). Las bobinadoras hacen que el hilo pase de los husos y madejas a las bobinas. Luego se continúa con el urdido. Esta operación facilita el tisaje al lograr que los hilos estén tensos y paralelos, se ordenen y formen una especie de huso gigante para tejer grandes superficies de telas; tal ordenamiento evita el rompimiento del hilo al momento de tejer (Lawrence, 2006, p. 55; Walters et al., 2005, p. 8).

Posteriormente sigue el encolado, mediante el cual se sumergen los hilos de urdimbre en cola por algunos segundos para provocar la impregnación del producto. Luego, los hilos son escurridos entre dos rodillos. Esta operación añade resistencia al hilo sin que pierda elasticidad y también permite disminuir la fricción ocasionada por los contactos abrasivos en el proceso de tisaje. El algodón es la fibra que requiere mayor cantidad de cola, alrededor de 200 g/kg de fibras de urdimbre (Walters et al., 2005, p. 8).

El almidón es comúnmente utilizado como cola, sin embargo, se pueden emplear productos sintéticos como el polialcohol vinílico (PVA), el polivinil acetato, el ácido poliacrílico, copolímeros acrílicos o resinas poliéster (Lawrence, 2006, p. 50). También se puede modificar químicamente al almidón para generar productos semi-sintéticos como ésteres, galactomananos o derivados de la celulosa; un ejemplo es la carboximetil celulosa (Escuela de Organización Industrial, 2012, pp. 2, 28).

Después del encolado, los hilos de urdimbre se secan mediante contacto directo con cilindros calientes, por convección o por combustión de alcohol para que la cola

logre una adecuada impregnación en las fibras. A continuación, viene el tisaje (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 28).

El tejido puede formarse por un proceso de entrecruzamientos entre los hilos de urdimbre, dispuestos verticalmente en el tejido, y los hilos de trama, dispuestos horizontalmente. Este tipo de tejido se denomina “de calada”. Para su tisaje, se monta el cilindro con el hilo de urdimbre y el hilo de trama se engancha a una lanzadera que atraviesa el hilo de urdimbre a gran velocidad, de un extremo al otro. Pero también, el tejido puede obtenerse por formación de una malla en tejedoras especializadas. Este tipo de tejido se llama “de punto” (Raso, 2008, p. 9).

Cuando se tiene la tela cruda, se realizan tratamientos preparativos con la finalidad de relajar las tensiones generadas durante el tisaje y retirar impurezas, que evitan que las fibras tengan buena afinidad con los tintes. Estos tratamientos permiten lograr una tinción uniforme porque el colorante es absorbido por todas las fibras. Además, tienen mayor importancia para las fibras naturales porque contienen impurezas que los filamentos sintéticos no poseen (Walters et al., 2005, p. 11).

Este subsector incluye los siguientes procesos: chamuscado, descrude, mercerizado, desengrasado, blanqueo y lavado. En la Figura 1.3 se muestra un diagrama de los tratamientos previos para diversos tipos de fibras. Lawrence (2006) afirma que no todos los procesos se emplean en las industrias y el procesamiento depende del tipo de producto acabado (p. 55).

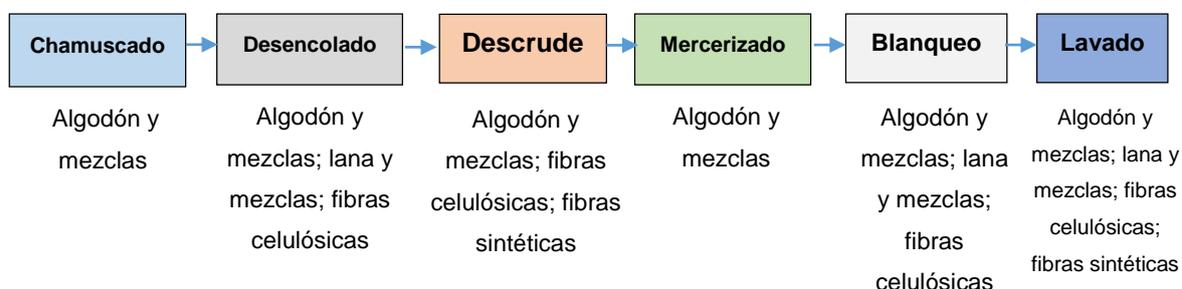


Figura 1.3. Diagrama de bloques del subsector: tratamientos previos (Raso, 2008, p. 12)

El chamuscado o gaseado quema las fibras sobresalientes del hilo o del tejido, mediante el contacto directo con una llama de gas; enseguida, se lavan las fibras con agua fría. Al final de esta operación se obtiene un tejido uniforme y con mayor suavidad al tacto (Raso, 2008, p. 13; Walters et al., 2005, p. 11).

El desencolado es un proceso húmedo que remueve la cola de la tela mediante degradación química o enzimática. Esta degradación logra la hidrólisis de la molécula de almidón en azúcares; debido a que los azúcares son solubles en agua, pero el almidón no lo es (Lawrence, 2006, p. 55). La degradación química utiliza agentes oxidantes como el peróxido de hidrógeno con hidróxido de sodio, surfactantes y estabilizadores; mientras que, la degradación enzimática emplea amilasas, surfactantes y estabilizadores (Walters et al., 2005, pp. 11-12).

El descruce y desengrasado remueve las impurezas naturales presentes en la tela cruda como ceras, pectinas, proteínas, gotas de aceite, polvo, agentes antiestáticos, entre otras. Para descruce fibras de algodón se emplean surfactantes, estabilizadores y una solución caliente de un álcali, comúnmente hidróxido de sodio (cuya temperatura se encuentra entre 130 y 140 °C), mientras que para desengrasar fibras sintéticas se utilizan detergentes o enzimas (Lawrence, 2006, p. 55; Walters et al., 2005, pp. 12-13).

El mercerizado es un proceso químico, previo al blanqueo, utilizado en fibras de algodón. Este proceso estabiliza la tela con el uso de soluciones concentradas de hidróxido de sodio, de alrededor del 18 al 24 %, para conseguir mayor suavidad, resistencia, capacidad de absorción de colorantes y brillo (Ramesh, Parande, Raghu y Prem, 2007, p. 144; Walters et al., 2005, p. 13). El mercerizado se realiza en modo continuo. Luego se lava al tejido de 1 a 3 min, mientras se lo mantiene bajo tensión. La tensión evita el encogimiento de la tela. Finalmente, se neutraliza al tejido con ácido clorhídrico o sulfúrico y se continúa con el blanqueo (Escuela de Organización Industrial, 2012, pp. 34, 42; Lawrence, 2006, pp. 55-56).

Generalmente, el blanqueo es aplicado a tejidos de algodón cuando se quieren teñir de blanco o de colores claros. El color natural del algodón es amarillento, pardo o

rojizo, y para remover su color natural existen dos tipos de tratamiento: el reductor y el oxidativo (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 42).

El blanqueo reductor utiliza hidrosulfito sódico y se aplica en fibras de poliamida y lana. Por otro lado, 95 % de las operaciones de blanqueo oxidativo utilizan como reactivo al peróxido de hidrógeno, junto con estabilizantes para evitar cualquier ataque a la celulosa de las fibras; mientras que el 5 % restante emplea como agente blanqueador algún derivado del cloro como el hipoclorito de calcio o de sodio (Ramesh et al., 2007, p. 144; Walters et al., 2005, pp. 13-15).

Adicionalmente, para tinturar un tejido de color blanco se realiza el blanqueo óptico. Para ello se utilizan agentes blanqueadores como el blanqueador fluorescente C.I. 220, utilizado en fibras celulósicas (Walters et al., 2005, p. 15). El tejido tratado con cualquier tratamiento previo se debe lavar para que ninguno de los reactivos empleados intervenga durante el proceso de tintura (Raso, 2008, p. 18).

Después se continúa con la tinción y el estampado del tejido. La tintura y estampación requieren grandes cantidades de agua y la aplicación de un colorante o pigmento (Lawrence, 2006, p. 68; Raso, 2008, p. 20).

Existen varios métodos para que un tejido, sea teñido pero la tinción con colorantes acuosos es la técnica más utilizada y el proceso seguido depende de la compatibilidad entre los colorantes y las fibras. Para efectuar adecuadamente el proceso de tintura también se utilizan químicos auxiliares como sales, surfactantes, niveladores, lubricantes, reguladores de pH, etc. (Martinuzzi, Kudlak, Faber y Wiman, 2011, p. 12).

El procesamiento de tinción incluye tres fases y puede realizarse en sistemas "batch", semi-continuos o continuos. La primera fase permite el transporte del colorante a la fibra, para lo cual el tejido pasa entre dos rodillos que se encuentran sumergidos en una solución de colorante. La segunda etapa logra la impregnación química del colorante, en la cual, este se transfiere hacia el interior de la fibra. Finalmente, en la tercera fase el colorante es fijado en las fibras (Drumond,

Rodrigues, Anastácio, Carvalho, Boldrin y Palma, 2013, p. 151; Lawrence, 2006, p. 68; Raso, 2008, p. 20).

Después, se elimina el exceso de agua del tejido teñido con la utilización de centrifugadoras. Luego, el tejido pasa por secadores o ramas termo fijadoras que ayudan a prevenir el encogimiento porque, mediante la evaporación del agua restante, se liberan las tensiones brindadas en el proceso de tisaje (Escuela de Organización Industrial, 2012, pp. 43 y 51).

El proceso de estampación difiere un poco de la tinción porque los pigmentos empleados son insolubles en agua; mientras que, los colorantes utilizados durante la tinción son solubles. La deposición del colorante en áreas definidas del tejido se puede realizar por varios métodos: pigmentaria, directa, por corrosión con el uso de agentes oxidantes o reductores, o por aerografía mediante aspersion de aire comprimido (Christie, 2001, p. 23; Lawrence, 2006, p. 89).

Entre el 75 y el 85 % de las operaciones de estampado emplean la técnica pigmentaria. Esta técnica aplica pastas de PVC empapadas de color sobre una plantilla. El pigmento se adhiere al tejido por la aplicación de un polímero autorreticulante como los acrilatos o de un plastificante como los ftalatos (Ramesh et al., 2007, p. 145; Raso, 2008, p. 26). Después de un tratamiento térmico se fija el estampado mediante secado, vaporizado o curado con aire caliente (Escuela de Organización Industrial, 2012, pp. 63-65; Walters et al., 2005, p. 22).

Finalmente, se encuentra el subsector de acabados y aprestos. En este subsector la tela mejora su calidad y adquiere propiedades específicas (Escuela de Organización Industrial, 2012, pp. 51-52). Existe una variedad de tratamientos físicos o acabados y tratamientos químicos o aprestos. Varios ejemplos de acabados son: el humectado, el calandrado, el prensado, el perchado, el tundido, el cepillado, el palmer, el doblado y el plegado (Raso, 2008, p. 29; Walters et al., 2008, p. 24).

Los aprestos permiten que los tejidos adquieran propiedades antibacteriales, impermeabilizantes, retardantes a la llama, etc. (Escuela de Organización Industrial, 2012, pp. 52-53; Walters et al., 2005, pp. 25-26). Los aprestos se aplican en continuo a través de técnicas de impregnación en medio acuoso, espumado, atomización, o por contacto con el baño. Luego se seca el apresto sobre el tejido y, finalmente, se da la fijación del producto con el uso de una rama termo fijadora. Al final de esta etapa se continúa con la confección del producto textil (Ramesh et al., 2007, pp. 146-147; Raso, 2008, p. 32).

1.1.1.2 Colorantes empleados en el procesamiento textil

Según Hartmann et al. (2010), existen más de 10 000 colorantes textiles que se utilizan industrialmente, en concentraciones que van desde 10 a 10 000 mg/L en función del proceso (p. 9 006).

Toda molécula de colorante cuenta con dos grupos: los cromóforos y los auxocromos. Los primeros son los responsables del color de la tintura y los otros incrementan la intensidad de color, aumentan la afinidad del colorante con la fibra, y cambian la absorción a mayores longitudes de onda de la luz visible. Existen importantes grupos cromóforos como el azo (N=N), el carbonilo (C=O), el metino (—CH=), el sulfuro (C=S), el nitroso (N—OH) y el nitro (—NO₂); mientras que, los comunes auxocromos incluyen a los grupos hidroxilo (—OH) y amino (—NR₂) (Christie, 2001, pp. 25-27; Pereira y Alves, 2012, p. 115).

La característica que se busca en cualquier colorante es el alto grado de fijación en la fibra, para que el elemento textil tenga uso prolongado sin presentar decoloración (Christie, 2001, p. 25).

Ciertos colorantes textiles son conocidos como naturales, ya que se extraen de plantas, animales o minerales. Otros son los colorantes textiles sintéticos, los cuales se producen químicamente en laboratorios (Drumond et al., 2013, p. 153).

Por otra parte, Lawrence (2006) categoriza a los colorantes según su compatibilidad con la fibra o su composición (p. 68). A continuación, se describen algunos colorantes textiles clasificados según su compatibilidad con fibras de algodón y poliéster.

- **Colorantes reactivos**

Más del 50 % de la producción de fibras celulósicas se tinturan con colorantes reactivos. Este tipo de colorantes son utilizados para tinturar tejidos de colores oscuros. Los colorantes reactivos presentan baja fijación con las fibras, debido a que forman enlaces covalentes débiles (Ghaly et al., 2014, pp. 3-4; Walters et al., 2005, p. 16).

La tintura con este tipo de colorantes debe realizarse a un pH entre 9,5 y 11,0, se utilizan alrededor de 100 g/L de colorantes y entre 10 y 50 g/L de cloruro de sodio para liberar el colorante del baño. Con estas condiciones, alrededor del 50 al 70 % de colorante con un grupo reactivo se fija en la fibra. Al utilizar colorantes que contienen dos grupos reactivos se fija el colorante en porcentajes entre el 80 y el 95 % (Ben y Masmoudi, 2013, p. 128; Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 43; Ramesh et al., 2007, p. 141).

- **Colorantes directos**

La mayoría de estos colorantes se aplican en fibras celulósicas en medio acuoso. Su nombre se debe al método de aplicación directo que se emplea, el cual no requiere adicionar procesos para que el colorante sea absorbido y se impregne en las fibras. Por el método de aplicación, el proceso de tintura con estos colorantes es rápido y fácil. Adicionalmente, el proceso no incluye ciertas etapas de lavado que son necesarios en los procesos de tinción de las mismas fibras con otros tipos de colorantes, como el lavado reductivo y el lavado con productos tensoactivos. Sin embargo, se deben emplear mayores cantidades de fijadores, electrolitos,

humectantes y colorantes en el proceso de tintura (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 43).

Las moléculas de estos colorantes no establecen enlaces fuertes con las fibras y, únicamente, se fijan mediante fuerzas de Van Der Waals y puentes de hidrógeno (Walters et al., 2005, p. 16).

- **Colorantes tina**

Son colorantes insolubles en agua, por lo que se emplea hidrosulfito sódico para reducir y solubilizar el colorante en el agua, mediante una reducción con la formación de leuco derivados hidrosolubles. De acuerdo con Gilabert (2011), su nombre se debe a que la operación descrita se realiza en un recipiente aparte del baño de tintura (p. 297).

Una vez que el leuco derivado se absorbe en las fibras, se añade un agente oxidante para que el colorante se vuelva insoluble en el agua. Finalmente, el tejido es lavado para que el colorante no adherido a la fibra sea retirado. Este tipo de colorantes se aplican en la tinción de fibras celulósicas (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 43; Rashedul, 2008, p. 25; Walters et al., 2005, p. 17).

- **Colorantes dispersos**

Estos colorantes se emplean para tinturar fibras de poliéster, pueden ser a su vez colorantes azoicos o antraquinonas insolubles en agua. El colorante interactúa con la fibra a través de fuerzas dipolo-dipolo, Van Der Waals y puentes de hidrógeno. Como las fuerzas establecidas no son de gran intensidad, el colorante fácilmente migra al baño (Walters et al., 2005, p. 20).

La tinción se realiza bajo presión, en un rango de temperatura desde 125 a 130 °C y en condiciones ácidas. Además, se agregan agentes químicos como “carriers” o

igualadores para favorecer la dispersión y la penetración del colorante en la fibra y evitar la absorción rápida del colorante por ciertas zonas del tejido, que provoca manchas (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 48).

Enseguida, se describen otros colorantes clasificados según su estructura. Muchos de ellos, a su vez, pueden pertenecer a los tipos de colorantes anteriormente descritos.

- **Colorantes azoicos**

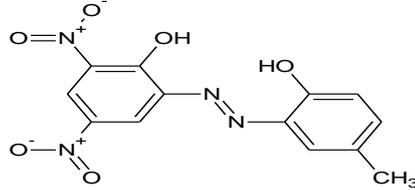
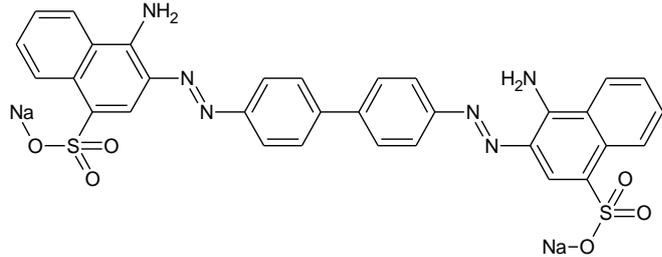
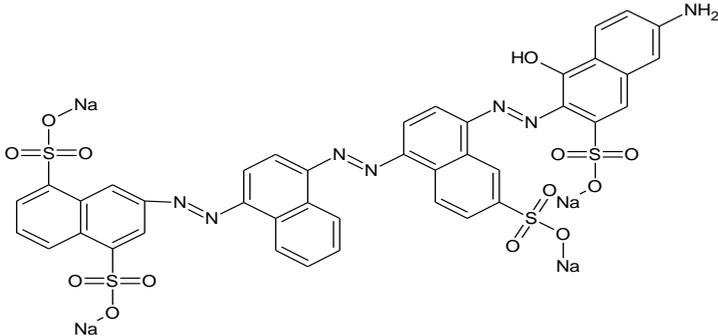
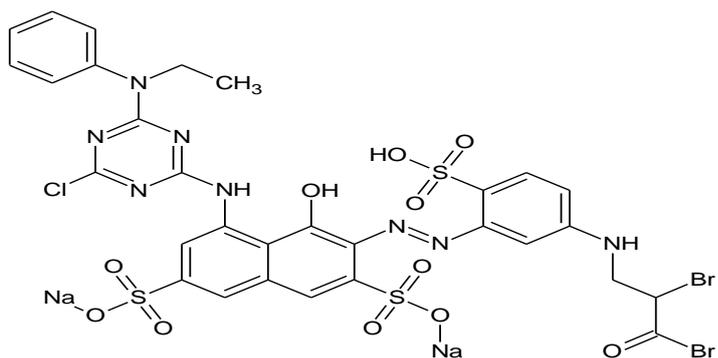
Una gran cantidad de colorantes sintéticos usados en la industria textil son azoicos. Estos colorantes presentan uno o más grupos azoicos ($N=N$) como grupos cromóforos, y moléculas insaturadas alifáticas, aromáticas o cíclicas como grupos auxocromos enlazados al grupo azoico (Christie, 2001, p. 45).

Este tipo de colorantes confieren a la fibra brillo y otras propiedades, como durabilidad y solidez al frote, a pesar de que los colorantes con grupos carbonilos ofrecen mejor solidez a la luz. La muestra diferentes estructuras químicas de colorantes azoicos (Ghaly et al., 2014, p. 5; Pereira y Alves, 2012, p. 115).

Cuando un colorante azoico tiene mayor cantidad de grupos azo en su estructura, la tonalidad del color se oscurece y, también, se intensifica su fijación sobre las fibras (Klages, 1968, pp. 152, 156).

Para el proceso de tintura con estos colorantes, el grupo azoico debe formar un pigmento coloreado insoluble en agua. Por lo tanto, es necesario que la fibra sea impregnada por naftolato y un compuesto diazotizado, generalmente en forma de sal estabilizada o sal diazonio, para que se produzca la correspondiente reacción y el colorante se fije a la fibra (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 43; Walters et al., 2005, p. 18).

Tabla 1.1. Estructuras químicas de diferentes tipos de colorantes azoicos

Clasificación	Ejemplos de colorantes azoicos con diferentes estructuras
Mono azo	 <p>Pardo oliva metacromo G</p>
Diazo o bi-azoicos	 <p>Rojo congo</p>
Tri-azoicos	 <p>Azul directo 71</p>
Tetrakis o poliazoicos	 <p>Rojo reactivo 272</p>

(Algaba, 2005, p. 189; Gonzáles y Escamilla, 2008, p. 416; Klages, 1968, pp. 149 y 155)

El naftolato es un desarrollador generado por la reacción entre el compuesto de naftol y el hidróxido de sodio; mientras que, el compuesto diazotizado se forma por una amina aromática o por la reacción entre el ácido clorhídrico y el nitrito sódico (Walters et al., 2005, p. 18).

- **Colorantes antraquinónicos**

Es el segundo grupo de colorantes más usado en la tintura de fibras celulósicas. Su estructura corresponde a uno o más grupos carbonilos enlazados a dos anillos aromáticos, como se presenta en la Figura 1.4. Este tipo de colorantes presentan mejores propiedades y son más brillantes que los colorantes azoicos, pero su fijación en la fibra es menor (Christie, 2001, pp. 69, 71; Pereira y Alves, 2012, p. 116).

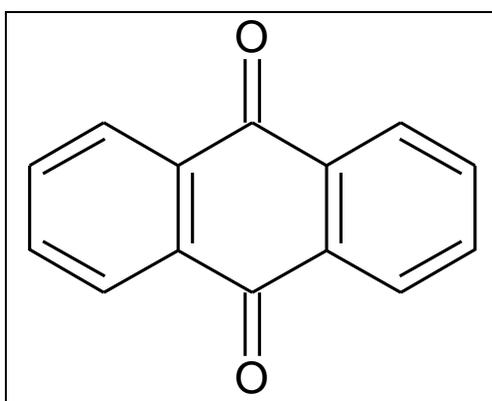


Figura 1.4. Colorante antraceno-9, 10-diona antraquinónico
(Pereira y Alves, 2012, p. 116)

- **Colorantes sulfurosos**

Se utilizan generalmente para tinturar con colores oscuros las fibras celulósicas. Son insolubles en agua y el azufre se presenta en su estructura, de tal manera que, puede ser fácilmente oxidado (Walters et al., 2005, p. 18).

Sus compuestos reaccionan a un pH básico con el monosulfuro sódico, para lograr su solubilización en agua. Para que el colorante se fije en la fibra se debe formar un leuco derivado soluble, la fibra celulósica debe absorber el leuco derivado soluble formado, y para que el colorante se insolubilice en la fibra debe ocurrir la oxidación del leuco derivado soluble (De Perinat, 2007; Walters et al., 2005, p. 18).

Para mejorar sus propiedades frente a la luz, se adicionan tratamientos con bases de cobre, y para mejorar la solidez al frote, se agregan tratamientos con bases de cromo (De Perinat, 2007).

1.1.2 CONSUMO DE AGUA EN EL PROCESAMIENTO TEXTIL

Nemerow y Dasgupta (1998) mencionan que la industria textil es conocida como consumidora y contaminadora del agua (p. 411).

El 72 % de la totalidad de agua consumida se usa en el procesamiento húmedo y el resto se emplea para limpiar, como agente de refrigeración, para la producción de vapor, etc. como muestra la Figura 1.5. Se consumen entre 100 y 120 L/kg de tejido con fibras celulósicas, mientras que para producir telas con fibras sintéticas se consumen entre 25 y 70 L/kg (Rashedul, 2008, p. 34). Además, se descargan aproximadamente 167 L de efluentes contaminados para producir 1 kg de tela acabada (Lawrence, 2006, p. 41).

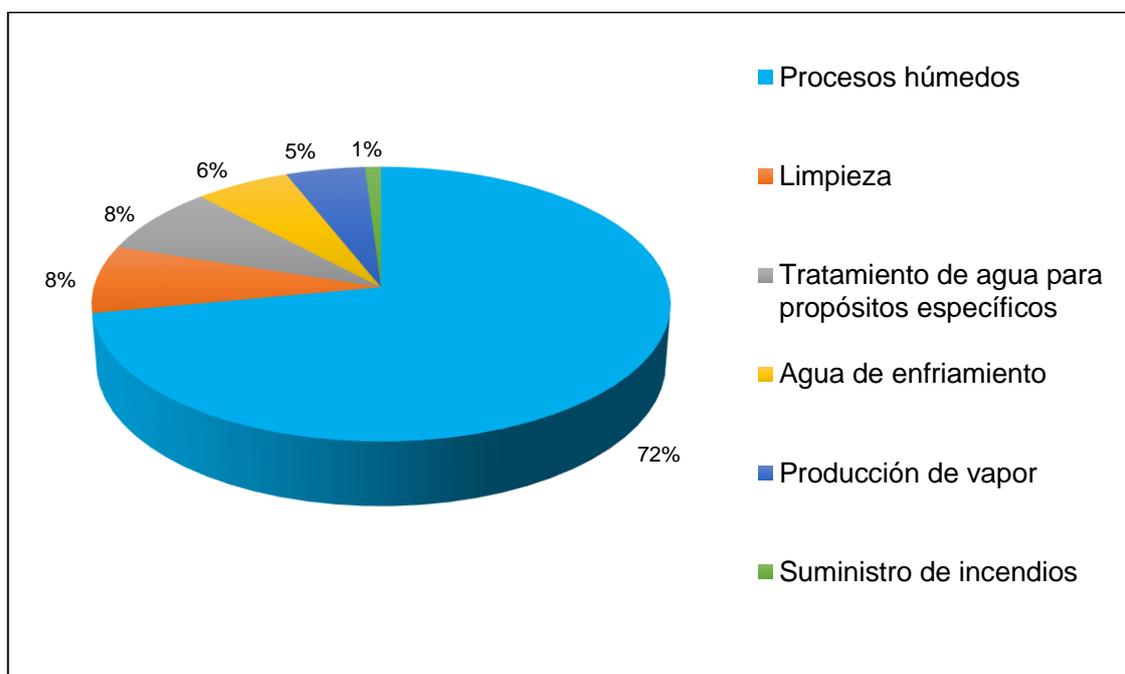


Figura 1.5. Porcentajes de consumo de agua en diferentes áreas de una industria textil (Rashedul, 2008, p. 34)

La Tabla 1.2 indica el volumen de agua consumida para producir 1 000 kg de tela acabada y la Figura 1.6 muestra el porcentaje de agua consumida en ciertos procesos húmedos.

Tabla 1.2. Consumo de agua en los procesos húmedos textiles de una industria algodonera

Proceso	Consumo de agua (L/1 000 kg de producto textil)
Encolado	500 - 8 200
Desencolado	2 500 - 21 000
Descrude	20 000 - 45 000
Blanqueamiento	2 500 - 25 000
Mercerizado	17 000 - 32 000
Tintura	10 000 - 300 000
Estampado	8 000 - 16 000

(Ntuli, Ikhu-Omoregbe, Kuipa, Muzenda y Belaid, 2009, p. 5)

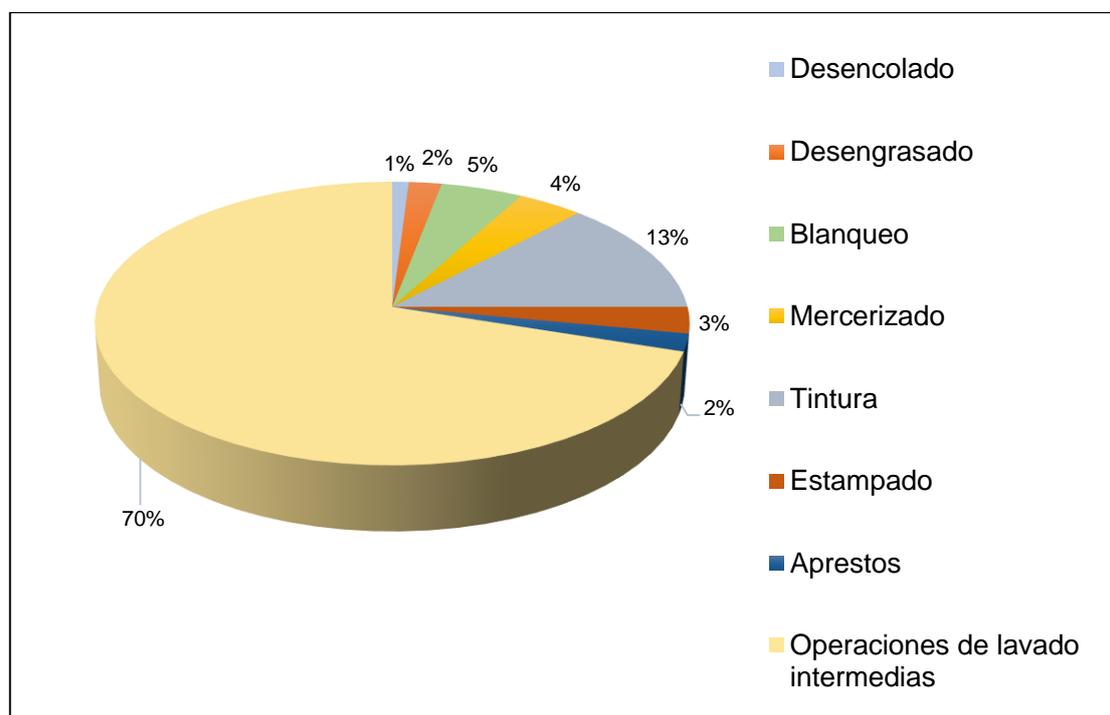


Figura 1.6. Porcentajes de consumo de agua dentro del proceso húmedo seguido por una industria textil
(Rashedul, 2008, p. 34)

1.1.3 ORIGEN DE LOS EFLUENTES TEXTILES Y SUS CARACTERÍSTICAS

La industria textil genera emisiones gaseosas, efluentes líquidos y desechos sólidos, como se muestra en el Anexo I (Ramesh et al., 2007, p. 144).

1.1.3.1. Origen de los efluentes textiles

La mayor cantidad de efluentes textiles se origina por los procesos húmedos que se realizan; por esta razón, el grado de contaminación del agua depende de los tipos y la cantidad de colorantes y auxiliares químicos empleados en estos procesos (Laxman, 2009, p. 2; Walters et al., 2005, p. 27). Los efluentes generados tienen una diversidad de aditivos químicos, que hacen que los vertidos textiles tengan una compleja composición (Durganshu y Pallavee, 2009, p. 2).

El encolado descarga sustancias que en su mayoría no son tóxicas, sin embargo, también puede descargar surfactantes no iónicos o biocidas. El 70 % del valor de la DQO de los efluentes textiles corresponde al efluente descargado del proceso de desencolado, pero además, este efluente contribuye con alcalinidad, sólidos totales y aporta con más del 50 % de la carga total de DBO₅ en las descargas textiles. Durante el desengrasado y descrude de los tejidos, se descargan estabilizadores, humectantes, hidróxido de sodio, detergentes e impurezas provenientes de la tela (Nemerow y Dasgupta, 1998, p. 412; Walters et al., 2005, p. 10).

En la mercerización se descargan elevadas cantidades de cloruro de sodio provenientes de la neutralización del álcali y también hidróxido de sodio (Walters et al., 2005, pp. 12-13). Los contaminantes de los procesos de descrude y mercerizado incrementan los valores de DBO₅, sólidos totales y alcalinidad de los efluentes textiles (Lawrence, 2006, pp. 51, 56; Raso, 2008, pp. 14-16).

La operación de blanqueo incorpora efluentes con hidróxido de sodio, surfactantes, carbonato de sodio y agentes oxidantes o reductores que pueden producir halógenos orgánicos absorbibles (AOX), después de una serie de reacciones.

Todos estos compuestos suponen un incremento de la DQO (Walters et al., 2005, pp. 13-14). Durante el lavado se descargan contaminantes que aumentan los parámetros de conductividad, alcalinidad, DBO₅, DQO, toxicidad, la presencia de AOX y metales pesados (Lawrence, 2006, p. 56; Raso, 2008, pp. 17-18).

Los subsectores de tintura y aprestos producen la mayor cantidad de efluentes tóxicos, debido al alto consumo de agua y a la variedad de aditivos químicos que se utilizan para producir telas acabadas (Drumond et al., 2013, p. 152; Walters et al., 2005, p. 27).

Pereira y Alves (2012) explican que la cantidad de colorante no fijado en el tejido depende del tipo de colorante utilizado; al emplear colorantes reactivos se puede perder alrededor del 50 % de estas sustancias en los efluentes textiles, porque el colorante hidrolizado no tiene afinidad con la fibra (p. 112). En la se muestran los porcentajes de colorantes no fijados en el proceso de tintura de diferentes fibras textiles.

Tabla 1.3. Porcentaje de colorantes no fijados en diferentes fibras textiles

Fibra	Tipo de colorante	Colorante no fijado (%)
Lana y nylon	Ácidos y reactivos para lana	7 - 20
	Pre-metalizados	2 - 7
Algodón y Viscosa	Azoicos	5 - 10
	Reactivos	20 - 50
	Directos	5 - 20
	Pigmentos	1
	Tina	5 - 20
	Sulfurosos	30 - 40
Poliéster	Dispersos	8 - 20
Acrílico	Básicos modificados	2 - 3

(Kolorjet Chemicals, 2010)

En el proceso de tintura, además de los colorantes no adheridos a las fibras, se pueden descargar aproximadamente 120 g/L de cloruro de sodio y sustancias orgánicas e inorgánicas como: detergentes, emulsificantes, ácido acético,

lubricantes, agentes dispersantes con formaldehído, metales (cobre, cromo, zinc y níquel) y sus complejos metálicos, agentes igualadores como ésteres carboxílicos o etoxilatos, agentes químicos como hidrocarburos aromáticos, ácidos carboxílicos o bencenos halogenados y compuestos cuaternarios de amonio (Ramesh et al., 2007, p. 145; Walters et al., 2005, pp. 16-23). Las descargas del proceso de tintura contribuyen con los valores de color, DQO, DBO₅, toxicidad, conductividad y AOX de los efluentes textiles (Kim, Park, Yang y Kim, 2009, p. 97; Raso, 2008, pp. 21-22).

Durante la estampación se descargan efluentes con pigmentos no fijados en los tejidos, solventes, surfactantes, grasas, y metales. El lavado de los tejidos con aprestos determina la presencia de descargas con compuestos no biodegradables, agentes tensoactivos, grasas e incluso AOX, que afectan la DQO de los efluentes textiles y promueven el crecimiento microbiano (Lawrence, 2006, p. 89; Raso, 2008, p. 30; Ramesh et al., 2007, pp. 146-147).

1.1.3.2. Características de los efluentes textiles

Los efluentes textiles se caracterizan por su alta carga orgánica, temperatura, sólidos suspendidos totales y DBO₅, también por sus bajas concentraciones de oxígeno y materias coloidales, fuerte color y olor. En algunas empresas, los valores de la DQO, la DBO₅, el pH, el color y la salinidad de los efluentes pueden presentar fluctuaciones muy extremas, puesto que las industrias textiles manejan diferentes tipos de fibras, colorantes y productos auxiliares a lo largo del procesamiento por lo que las descargas textiles tienen una diversa composición (Drumond et al., 2013, pp. 152, 161; Nemerow y Dasgupta, 1998, p. 411).

Estos vertidos también se caracterizan por tener una relación DBO₅/DQO entre 0,2 y 0,5, que es indicativo de la baja biodegradabilidad de los efluentes (Ntuli et al., 2009, p. 1).

1.1.4 IMPACTOS AMBIENTALES DE LOS EFLUENTES TEXTILES

Debido a la gran demanda de tejidos coloreados con mejores propiedades, se requiere mayor cantidad de sustancias químicas difícilmente biodegradables, las cuales repercuten en la contaminación ambiental y en la salud humana (Drumond et al., 2013, pp. 153, 161; Laxman, 2009, p. 9). Los contaminantes generados por la industria textil no ocasionan inmediatamente efectos adversos en el ser humano, sin embargo, 65 contaminantes se reconocieron como tóxicos para los seres vivos (United States Environmental Protection Agency's, 2006, p. 102).

Los efluentes textiles originan ciertos impactos sobre el medio ambiente y los seres vivos. La alta alcalinidad afecta la vida acuática y la calidad del suelo para cultivos, influye sobre el grado de toxicidad de ciertas sustancias y ocasiona incrustaciones en el alcantarillado y tuberías. Los sólidos suspendidos incrementan la turbidez, mientras que su apariencia coloidal interfiere con la oxigenación del agua y afecta la capacidad de absorción de agua del suelo, debido a la disminución en su porosidad. Los sólidos disueltos de los efluentes provocan incrustaciones y las sales de sodio evitan la aireación del suelo porque aumentan la dureza del mismo. La DQO afecta directamente la vida marina (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 91; Laxman, 2009, p. 4).

El color de las descargas no permite que exista una penetración de luz solar sobre la superficie del agua, esto evita la fotosíntesis, y por ello el agua no puede auto purificarse. Por otro lado, la presencia de los contaminantes de la industria textil disminuye la cantidad de oxígeno disuelto y afecta la fauna marina (Walters et al., 2005, pp. 23-24). Además, los colorantes dispersos, ácidos y reactivos, caracterizados por su pobre adhesión a las fibras, pueden causar dermatitis por contacto, alergias o sarcoma al ser humano expuesto (Laxman, 2009, p. 4; Pereira y Alves, 2012, pp. 113, 118). Se conoce adicionalmente, que muchos colorantes sintéticos azoicos y productos intermedios, como las aminas aromáticas, pueden formar metabolitos tóxicos carcinógenos (Hartmann et al., 2010, p. 9 007).

Cabe mencionar que los colorantes sintéticos comerciales cuentan con gran estabilidad; razón por la cual, su permanencia en los cuerpos de agua es de alrededor de 50 años (Durganshu y Pallavee, 2009, p. 2).

Los pigmentos y colorantes azoicos pueden liberar aminas aromáticas, al existir la partición azoica debido a una reducción química o enzimática, que afecta la vida microbiana. Enseguida, se indican colorantes que pueden producir aminas perjudiciales para la salud humana (Drumond et al., 2013, p. 153; Durganshu y Pallavee, 2009, pp. 3-4; Walters et al., 2005, p. 23):

- 4-amino difenil bencidina
- 2 naftil amina
- p-cloro anilina
- 2-amino, 4-nitro tolueno
- 2, 4-diaminoanisol
- 4, 4-diamino difenil metano
- 3, 3-dicloro bencidina
- 3, 3-dietoxi benceno
- 3, 3-dimetoxi bencidina
- 4, 4-oxidianilina
- 4,4-tiodianilina
- 2, 4, 5-trimetil anilina.

Por otro lado, los metales presentes en los vertidos pueden ocasionar serios problemas. El cromo hexavalente afecta el metabolismo de los glúcidos, provoca daños en las funciones respiratorias y osmorreguladoras de las especies marinas, e inhibe la nitrificación del suelo. Las sales de cobre modifican la actividad catalítica y las estructuras de enzimas y proteínas (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 91).

Otros contaminantes que suelen estar presentes en los vertidos textiles pueden ocasionar trastornos digestivos y nerviosos, fenómenos de eutrofización,

alteraciones en el equilibrio de las reacciones redox desarrolladas naturalmente, entre otros (Escuela de Organización Industrial, 2012, p. 91).

1.2 PROCESOS FENTON, COMO TECNOLOGÍAS DE OXIDACIÓN AVANZADA

Generalmente, los efluentes textiles se tratan por métodos físicos, físico-químicos, químicos, o biológicos. La compleja composición de dichos vertidos y la dificultad en el tratamiento de los mismos mediante métodos tradicionales han conducido a la aplicación de los procesos de oxidación avanzada (POA's) (Drumond et al., 2013, p. 167; Teng y Low, 2012, pp. 67-68).

Los POA's son métodos químicos basados en la generación de especies altamente reactivas e inestables como el radical hidroxilo ($\cdot\text{OH}$), mediante diversos mecanismos de reacción. Esta especie reactiva permite la oxidación de contaminantes orgánicos presentes en el medio (Klavarioti, Mantzavinos y Kassinos, 2009, p. 404; Pereira y Alves, 2012, pp. 132-133). Cabe mencionar que, el radical mencionado no se produce exclusivamente, pero sí en mayor proporción (Rodríguez, Casas, Mohedano, Zazo, Pliego y Blasco, 2010, p. 5).

De acuerdo con Pereira y Alves (2012), el mecanismo de reacción seguido para lograr la degradación de compuestos orgánicos se indica mediante las ecuaciones 1.1 a 1.4, una vez que el peróxido de hidrógeno sea añadido o generado "in situ" por diversos mecanismos (p. 133).





Donde:

R: componente orgánico reactivo

R[•]: radical orgánico inestable

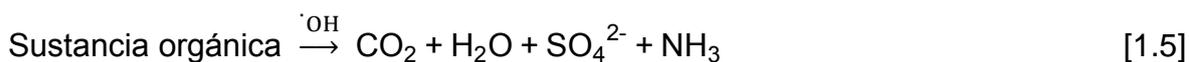
Como presenta la Tabla 1.4, el radical hidroxilo tiene uno de los más altos potenciales de oxidación (2,8 V), lo cual significa que posee una gran reactividad para oxidar varios componentes orgánicos, que podrían llegar a formar en etapas finales moléculas como dióxido de carbono, agua y sales inorgánicas (Drumond et al., 2013, p. 165).

Tabla 1.4. Potenciales de oxidación de diferentes agentes oxidantes

Agente oxidante	Potencial de oxidación (E ⁰) (V)
Flúor	3,03
Radical hidroxilo	2,80
Oxígeno atómico	2,42
Ozono	2,06
Peróxido de hidrógeno	1,78
Hipoclorito	1,49
Cloro	1,36
Oxígeno molecular	1,23

(Bacardit, Oller, Maldonado, Chamarro, Malato y Esplugas, 2007, p. 220; Ucko, 2013, p. 508)

La ecuación 1.5 representa la mineralización de la materia orgánica del efluente por acción de los radicales [•]OH (Dantas, José y Peralta, 2008, p. 93).



Un mecanismo descriptivo del proceso de los POA's puede especificarse según la Figura 1.7.

Uno de los importantes retos del tratamiento de efluentes textiles es la remoción de color, debido a que los colorantes y pigmentos resisten a la biodegradación por largos períodos y, además, son indicadores visibles de contaminación (Drumond et al., 2013, p. 153).

La oxidación es el método más empleado para decolorar efluentes. La cantidad de remoción en color de un efluente está relacionado con la cantidad de radicales $\cdot\text{OH}$ producidos en el POA aplicado, pero la eficiencia en la remoción de este parámetro también se ve afectada por otras características del efluente como el pH, la presencia de sales y las diferentes estructuras químicas de los contaminantes presentes en el mismo (Anjaneyulu, Sreedhara y Suman, 2005, pp. 245, 253-254, 265; Teng y Low, 2012, pp. 73, 75).

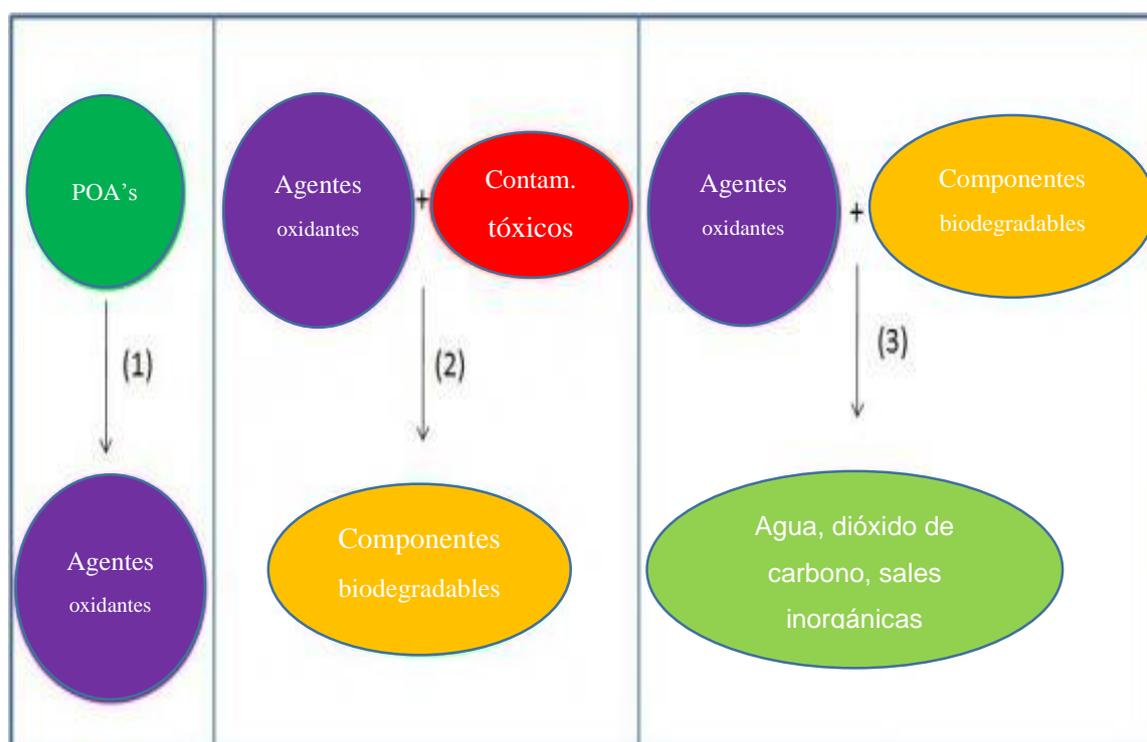


Figura 1.7. Etapas que incluyen los POA's para tratar efluentes con componentes orgánicos tóxicos (Mazille y Spuhler, 2011)

Un proceso que se incluye dentro de los POA's es el denominado Fenton, el cual comparado con otros procesos de oxidación, permite alcanzar una completa

decoloración y elevados rendimientos en la remoción de DQO en efluentes textiles (Balchioglu, Arslan y Sacan, 2007, p. 819).

1.2.1 PROCESO FENTON

El Fenton es un proceso no fotoquímico que emplea sales de hierro (II) y peróxido de hidrógeno para oxidar los contaminantes presentes en las aguas residuales, de acuerdo con las reacciones mostradas en la Figura 1.8 (Anjaneyulu et al., 2005, p. 253; Rodríguez et al., 2010, p. 5).

La aplicación de sales de hierro al peróxido de hidrógeno incrementa la eficiencia del proceso oxidativo, porque por sí solo el peróxido no produce radicales hidroxilo (Perkowski y Koss, 2012, p. 80).

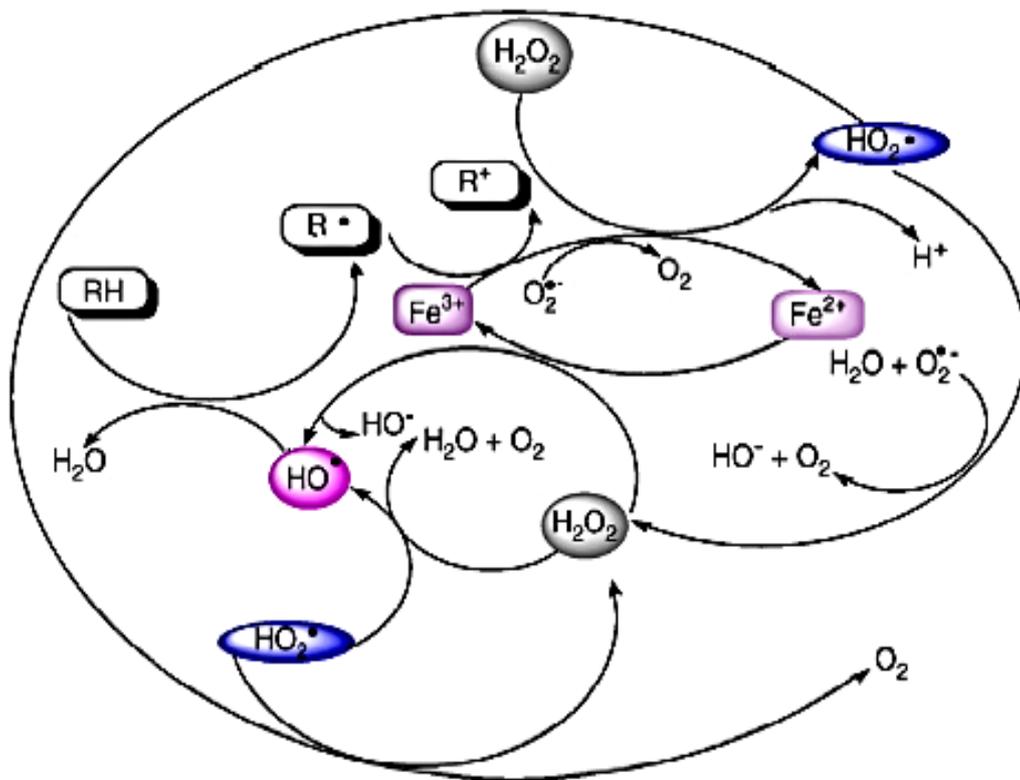


Figura 1.8. Mecanismo de oxidación del proceso Fenton
(Bouasla et al., 2010, p. 40)

1.2.1.1 Mecanismo de reacción Fenton

Al combinar las sales de hierro (II) y el peróxido de hidrógeno se producen las reacciones 1.6 a 1.9 (Pereira y Alves, 2012, p. 134).



Generalmente, durante los primeros minutos de reacción (alrededor de 20 min) se evidencia mayor degradación de contaminantes porque durante este tiempo, el peróxido de hidrógeno es consumido vigorosamente para formar radicales hidroxilo, como se muestra en la ecuación 1.6 y, por lo tanto, la materia orgánica del efluente reacciona con el radical reactivo e inmediatamente se oxida, de acuerdo con las ecuaciones 1.10 a 1.12 (Sekaran, Karthikeyan, Ramani, Ravindran, Gnanamani y Mandal, 2011, p. 501). Este conjunto de reacciones corresponde a la primera etapa del proceso Fenton.



Se dice que la primera etapa del proceso Fenton cumple una cinética de pseudo primer orden al tratar soluciones de colorantes empleados industrialmente (Behnajady, Modirshahla y Ghanbary, 2007, p. 100; Sekaran, Karthikeyan, Evvie, Boopathy y Maharaja, 2013, p. 254).

Con el transcurso del tiempo se presenta una segunda etapa, en la cual la velocidad de degradación de los contaminantes orgánicos disminuye porque los iones Fe^{3+} formados, reaccionan con el peróxido de hidrógeno para originar radicales débiles como el hidroperóxido (H_2O_2), como se observa en la ecuación 1.7. Además, se da lugar a la desactivación del Fe^{2+} si después de la formación del ion férrico (Fe^{3+}), este precipita como hidróxido (Lucas, Dias, Sampaio, Amaral y Peres, 2007, p. 1 105; Perdigón-Melón, Carbajo, Petre, Rosal y García-Calvo, 2010, p. 130; Sekaran et al., 2011, p. 501).

Las reacciones 1.7 y 1.8 determinan un reinicio del ciclo de la reacción, debido a que en las dos se produce el ion Fe^{2+} (Hartmann et al., 2010, p. 9 004; Rodríguez et al., 2010, p. 7).

El peróxido de hidrógeno en la reacción Fenton es considerado como reactivo limitante, puesto que disminuye gradualmente su concentración, mientras que los iones ferrosos forman complejos de hierro. Los complejos de hierro formados, después de un proceso de neutralización, precipitan principalmente como $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (Behnajady et al., 2007, p. 100; Pereira y Alves, 2012, p. 134).

1.2.1.2 Parámetros que influyen en el proceso

Ghaly et al. (2014) establecieron que la velocidad de oxidación depende principalmente de las concentraciones de contaminantes, del radical hidroxilo producido y del oxígeno presente en el efluente (p. 14).

- **pH**

La reacción Fenton es fuertemente dependiente del pH, puesto que este parámetro influye en la generación del radical hidroxilo. Se ha determinado en varios estudios, que el mejor valor de pH para que esta reacción de oxidación se efectúe se encuentra en alrededor de 3,0. El pH ácido permite solubilizar los iones de hierro

(III), lo cual asegura que el proceso Fenton sea homogéneo y se pueda generar la mayor cantidad de radicales hidroxilo (Becelic-Tomin et al., 2013, p. 5; Behnajady et al., 2007, p. 99).

Sekaran et al. (2011) probaron el efecto de diferentes valores de pH en un rango entre 2,5 y 7,0. Cuando el proceso Fenton se realizó a un valor de pH entre 3,0 y 3,5, se alcanzaron los mayores porcentajes de remoción de DBO₅, DQO, TOC y proteína disuelta en efluentes provenientes de una curtiembre (p. 502). Otro estudio obtuvo que para tratar un efluente real de tintura, el pH óptimo para efectuar el proceso Fenton se encuentra entre 2,5 y 3,0 (Rutvij y Reshma, 2013, p. 91).

Cuando el efluente tiene un valor de pH menor a 3,0, la remoción de contaminantes se ve afectada por una baja velocidad de oxidación, la captación del radical $\cdot\text{OH}$ por los iones H^+ y la disminución en la reactividad del peróxido de hidrógeno por la alta concentración de H^+ , que causa la solvatación de este reactivo como se presenta en la ecuación 1.13, según la cual muestra se produce la formación del ion oxonio (H_3O_2^+) (Bouasla et al., 2010, p. 36).

El estudio realizado por Behnajady et al. (2007), en el que se decoloró una solución del colorante azoico Amarillo Ácido 23, comprueba que al incrementar el valor del pH de 3,0 a 7,0, la remoción de color se perjudica desde el 97,4 % al 6,1 % (p. 100). Según Bouasla et al. (2010), esto ocurre porque un valor de pH mayor a 3,0 favorece la desactivación del ion ferroso y la formación y precipitación de los iones férricos como hidróxido según las ecuaciones 1.9 y 1.14 y, como consecuencia, la cantidad de radicales hidroxilo disminuye (pp. 36-37).



Cabe mencionar, que el pH después de la reacción Fenton disminuye por la formación de iones férricos (Perkowski y Koss, 2012, p. 80).

- **Temperatura**

Zazo, Pliego, Blasco, Casas y Rodríguez (2011) estudiaron el efecto de la temperatura sobre la degradación de los contaminantes orgánicos en un rango entre 25 y 130 °C. La mayoría de contaminantes orgánicos alcanzaron altos porcentajes de degradación en 5 min, incluso con la menor temperatura. Sin embargo, los autores demostraron que la temperatura influye en la remoción de COT, especialmente en el intervalo de temperaturas entre 25 y 100 °C; pues observaron que, con las mayores temperaturas del rango establecido aumentó el grado de mineralización y la velocidad de oxidación de los contaminantes. Lo mencionado se presentó porque el incremento de temperatura aumenta el valor de la constante cinética (pp. 867-869).

Cabe mencionar que el proceso Fenton tiene naturaleza endotérmica, por lo que el incremento de temperatura favorece la cinética de degradación de los contaminantes, especialmente durante los primeros 20 min de reacción. Sin embargo, un incremento excesivo de temperatura es perjudicial, puesto que podría acelerar la descomposición del peróxido de hidrógeno como presenta la ecuación 1.15 (Blanco, 2009, pp. 59-60; Bouasla et al., 2010, p. 38; Karthikeyan et al., 2011, p. 1 835).



- **Composición del efluente**

La composición inicial del efluente influye en el proceso Fenton. El rendimiento de la reacción se ve afectado debido a que la cinética disminuye con el incremento en la concentración de contaminantes que actúan como “scavengers”, como por ejemplo agentes surfactantes u otros aditivos que se agregan a lo largo del procesamiento textil (Perkowski y Koss, 2012, p. 80).

Por otro lado, la concentración de colorantes influye en el grado de decoloración alcanzado por el proceso Fenton. Bouasla et al. (2010) estudiaron el efecto de la concentración inicial del colorante metil violeta en la cinética y en el rendimiento de la decoloración de soluciones con colorante. Lo que encontraron fue que existe una relación inversa entre la concentración inicial del colorante y las dos variables en estudio (el rendimiento de decoloración y la velocidad inicial de reacción) (p. 39).

Así mismo, el estudio realizado por Lucas et al. (2007) estableció que la capacidad de decoloración del proceso decrecía del 98,0 al 62,6 % con el incremento en la concentración del colorante reactivo Negro 5 desde 100 a 500 mg/L. Los mismos autores establecieron que el proceso no es rentable al aplicarlo en efluentes con elevadas concentraciones de colorantes, puesto que el costo de los reactivos es alto debido a las altas concentraciones de peróxido de hidrógeno requeridas para tratar tales efluentes (pp. 1 105, 1 107).

Adicionalmente, según Kim et al. (2009), los colorantes dispersos no son fácilmente removibles mediante la oxidación Fenton porque no son solubles en solución; mientras que los colorantes reactivos sí lo son. Por lo tanto, el tratamiento de efluentes con colorantes dispersos disminuye la eficiencia del proceso (p. 101).

- **Relación $H_2O_2:Fe^{2+}$**

Las concentraciones tanto del peróxido de hidrógeno como del hierro (II) influyen durante el proceso, principalmente durante la primera etapa del proceso Fenton (Rodríguez et al., 2010, p. 7; Wang, Chen, Gu y Wang, 2009, p. 1 356).

Con el incremento en la concentración de peróxido de hidrógeno aumenta el grado de degradación de los contaminantes orgánicos porque, debido a la ecuación 1.6, se producen más radicales hidroxilo, pero si la concentración del peróxido de hidrógeno es excesiva con relación a la concentración de los contaminantes presentes en el efluente, surge un efecto de captación de los radicales hidroxilo por

la presencia de las reacciones mostradas en las ecuaciones 1.16 y 1.17. (Bouasla et al., 2010, p. 38; Lucas et al., 2007, p. 1 107; Sekaran et al., 2013, p. 250).



Por su lado, el incremento en la concentración de sales de hierro (II) aumenta la velocidad de oxidación de materia orgánica (Sekaran et al., 2011, p. 503; Wang et al., 2009, p. 1 356). Pero, al emplear cantidades de esta sustancia en exceso no se acelera la reacción de oxidación, sino que se produce una disminución de la velocidad de oxidación en el proceso, puesto que se forma instantáneamente hidróxido férrico debido a la captación de radicales hidroxilo por los iones Fe^{2+} , como se muestra en la ecuación 1.9. La formación de hidróxido de hierro (III), adicionalmente, provoca la descomposición del peróxido de hidrógeno e inhibe la conversión de los iones Fe^{3+} en Fe^{2+} , lo cual retarda la generación del radical $\cdot\text{OH}$. (Becelic-Tomin et al., 2013, p. 6; Rodríguez et al., 2010, p. 7; Sekaran et al., 2013, p. 249).

Las concentraciones de los iones Fe^{2+} y de peróxido de hidrógeno están relacionadas entre sí. Gulkaya et al. (2006) estudiaron la influencia de la relación $\text{H}_2\text{O}_2:\text{Fe}^{2+}$ en el proceso Fenton para tratar efluentes textiles y concluyeron que es un parámetro importante, puesto que la definición adecuada de esta relación permite reducir las concentraciones efectivas de los mismos, de tal forma que el proceso se vuelva más efectivo económicamente porque se alcanzan mayores porcentajes de remoción de contaminantes con el menor consumo de reactivos (pp. 768-770).

Por su parte, Blanco (2009) estudió la degradación de un efluente textil mediante la medición del porcentaje de remoción de TOC y concluyó que con una relación molar igual a 62,46:1 se lograba la disminución del parámetro mencionado y, adicionalmente, el peróxido de hidrógeno se consumía por completo a los 350 min de reacción (pp. 55, 57, 94).

Ruey-Fang, Ho-Wen, Kuang-Yu, Wen-Po y Peng-Han (2010) observaron que el valor óptimo de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{Fe}^{2+}$, fue 24,52:1 de acuerdo con los porcentajes de remoción en color real y DQO de dos efluentes textiles sintéticos que contenían los colorantes ostacino Reactive Blue 49 (RB49) y azoico Reactive Black B (RBB), respectivamente (p. 270).

Sobre la base de los resultados obtenidos por diversos autores, la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{Fe}^{2+}$ depende principalmente de la naturaleza del efluente en estudio y su carga contaminante; por esta razón, se deben realizar pruebas con diferentes valores de relaciones con la finalidad de disminuir las concentraciones efectivas de los reactivos Fenton (Gulkaya et al., 2006, p. 770).

- **Velocidad de agitación**

La velocidad de mezcla del efluente influye en el proceso, porque de ello depende la transferencia de masa de los reactivos en el medio. Además, la agitación del efluente permite la absorción de gases como el dióxido de carbono y el oxígeno, provenientes del aire atmosférico. El dióxido de carbono disuelto en solución produce $(\text{HCO}_3)^-$ y $(\text{CO}_3)^{2-}$, especies que pueden atrapar radicales hidroxilo como muestran las ecuaciones 1.18 y 1.19. La presencia de estas reacciones perjudica el rendimiento de la oxidación Fenton. Por el contrario, la absorción de moléculas de oxígeno mejora el rendimiento del proceso, debido a que la generación de radicales hidroxilo se favorece, según las reacciones presentadas en las ecuaciones 1.20 y 1.21 (Bouasla et al., 2010, pp. 39-40).



Finalmente, cabe mencionar que al generar altas cantidades de radicales hidroxilo, estas especies reactivas pueden recombinarse entre sí, según la ecuación 1.22. Por lo tanto, la presencia de esta reacción perjudica al proceso Fenton (Bouasla et al., 2010, p. 38).



1.2.1.3 Ventajas del proceso Fenton convencional

La aplicación del proceso Fenton permite decolorar completamente efluentes y, además, alcanzar elevados porcentajes de remoción de DQO, turbidez, sólidos suspendidos, toxicidad y detergentes aniónicos que están presentes en aguas residuales provenientes de la tintura de fibras de algodón y poliéster. La remoción de color del efluente depende de la cantidad de hierro empleado durante el proceso y tal remoción puede evidenciarse luego de someter el efluente a un proceso de neutralización (Blanco, 2009, p. 66; Perkowski y Koss, 2012, p. 80).

Además, el uso de esta técnica podría contribuir a mineralizar los contaminantes orgánicos en etapas finales, porque no es un proceso selectivo. Tal mineralización se podría alcanzar siempre y cuando, no se presenten contaminantes en el efluente que actúen como “scavengers” del proceso Fenton (Hartmann et al., 2010, pp. 9 003-9 004).

En general, según Blanco (2009), los resultados obtenidos en el tratamiento permiten que el agua residual pueda ser reutilizada en cierta proporción dentro del proceso productivo (p. 64).

Adicionalmente, el proceso Fenton emplea reactivos no tóxicos y, por otra parte los equipos necesarios para su implementación son simples de adquirir (Bouasla et al., 2010, p. 40; Rodríguez et al., 2010, p. 7).

1.2.1.4 Desventajas del proceso Fenton convencional

Este proceso tiene principalmente dos inconvenientes que son: el estrecho rango de pH requerido para la reacción (entre 2,5 y 3,5) que evita la formación y la precipitación de hidróxido de hierro durante el proceso, y la necesidad de tratar el lodo formado por la precipitación de los hidróxidos de hierro y otras sales insolubles de hierro (Hartmann et al., 2010, p. 9 004; Klavarioti et al., 2009, p. 412).

Además, los valores correspondientes a la dureza y a la concentración de cloruros del efluente tratado se mantienen constantes, pero la conductividad del efluente tratado incrementa con respecto al agua residual sin tratamiento, por causa de la adición de especies metálicas al efluente, como el hierro. La presencia de metales evita que la reutilización del efluente sea total (Blanco, 2009, p. 64).

Otro inconveniente corresponde al alto costo de operación del proceso, al ser aplicado en el tratamiento de efluentes con bajos caudales. Adicionalmente, la utilización del proceso se limitaría a efluentes con valores de DQO menores a 5 000 mg/L que no requieren concentraciones altas de peróxido de hidrógeno, puesto que el peróxido de hidrógeno es un reactivo costoso, caso contrario el costo de este reactivo provoca que el costo del proceso Fenton sea mayor que el correspondiente a otros procesos de tratamiento físico-químicos o biológicos (Rodríguez et al., 2010, pp. 6-7). Sin embargo, también existen autores que establecen que el proceso Fenton es menos costoso que otros tratamientos convencionales como la adsorción y la extracción líquido-líquido, debido al bajo costo de las sales de hierro (Bouasla et al., 2010, p. 40; Rameshrajya y Suresh, 2011, p. 355).

Finalmente, la eficiencia de la reacción Fenton dependerá de la naturaleza de los compuestos orgánicos presentes en el efluente porque el radical hidroxilo no reacciona a las mismas velocidades con todos los compuestos, peor aún si el efluente contiene sustancias que actúan como “scavengers” (Rodríguez et al., 2010, p. 6).

1.2.2 CATALIZADORES HETEROGÉNEOS DEL PROCESO FENTON

El hierro (II) se ha logrado inmovilizar en matrices porosas con grandes áreas superficiales para evitar los inconvenientes presentados en el proceso Fenton convencional. Las matrices comúnmente usadas son zeolitas, arcillas, fibras, materiales cerámicos, polímeros, sílicas mesoporosas o carbón activado. Por lo tanto, el proceso Fenton heterogéneo involucra dos fases: la sólida (catalizador) y la líquida (efluente, sales de hierro en solución y peróxido de hidrógeno) (Klavarioti et al., 2009, p. 412; Poyatos, Muño, Almecija, Torres, Hontoria y Osorio, 2010, p. 199).

Además, la aplicación de catalizadores heterogéneos en este proceso de oxidación permite estabilizar los iones Fe^{2+} en las matrices. Las matrices deben evitar la lixiviación de hierro porque la actividad del catalizador disminuye al existir este fenómeno, aunque la lixiviación tiene cierta importancia durante el proceso porque da lugar a la reacción Fenton homogénea (Becelic-Tomin et al., 2013, p. 7; Hartmann et al., 2010, pp. 9 003-9 004).

1.2.2.1 Carbón activado

El carbón activado comúnmente es empleado para remover contaminantes por adsorción, pero también ha sido considerado como catalizador o soporte de catalizadores. Al utilizarlo en la reacción Fenton permite adsorber radicales hidroxilo generados por las reacciones Fenton y también los contaminantes del efluente. Por lo tanto, la remoción de contaminantes es el resultado de la adsorción física dada en los sitios activos ubicados en la superficie del catalizador y la degradación catalítica, esta última es la más relevante durante el proceso (Hartmann et al., 2010, p. 9 009; Sekaran et al., 2011, pp. 501-502).

Ciertas características del carbón activado que influyen en el proceso son: el tamaño de poro, el área superficial, su densidad, el volumen de poro y su porosidad. El carbón activado mesoporoso, que tiene poros cuyo diámetro se encuentra entre

2 y 50 nm, tiene buenos antecedentes al ser utilizado como catalizador en el proceso Fenton porque facilita la dispersión de las sales de hierro, tiene un área superficial adecuada para efectuar el proceso y permite el ingreso de las partículas metálicas en sus poros, lo cual no ocurre al utilizar carbón activado microporoso. Cuando el carbón activado tiene microporos, muchos contaminantes presentes en el efluente no pueden ingresar ni establecer contacto con los sitios activos del catalizador poroso. Esto se observa en la Figura 1.9. Por su parte, el carbón activado macroporoso no cuenta con suficiente área superficial para efectuar la reacción Fenton; por lo que tampoco funciona como el carbón activado mesoporoso (Soon y Hameed, 2011, pp. 3, 10-11).

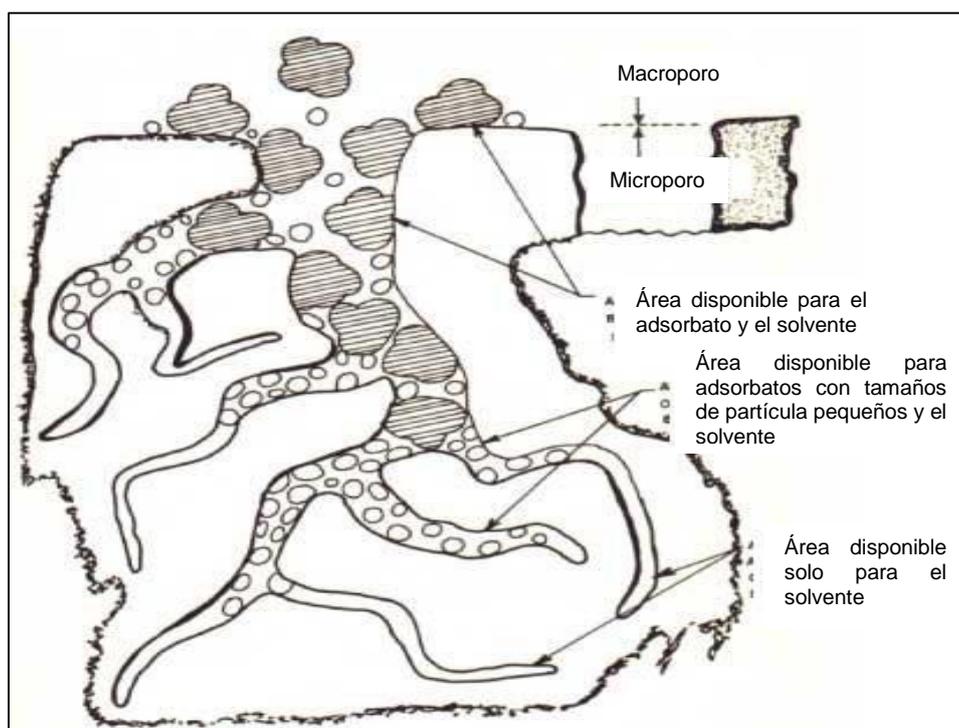


Figura 1.9. Diferentes tipos de poros presentes en el carbón activado (Alphacarbo, 2014)

La disminución del tamaño de partícula de este catalizador, según Robinson, McMullan, Marchant y Nigam (2007), aumenta la eficiencia del proceso Fenton, pues permite incrementar el área superficial en contacto con los contaminantes y el número de sitios activos, con lo cual la resistencia a la transferencia de masa de los reactivos disminuye (pp. 250, 253).

Las remociones de los parámetros color y DQO también dependen de la cantidad dosificada de carbón activado. En un estudio realizado con efluentes generados por una curtiembre, se obtuvo que la óptima concentración de carbón activado mesoporoso fue de 10 g/L (Sekaran et al., 2013, p. 249).

1.2.2.2 Mecanismo de reacción Fenton en un sistema heterogéneo con carbón activado

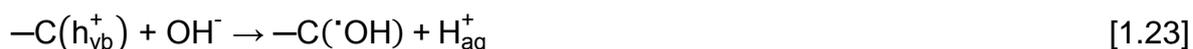
El carbón activado logra adsorber los radicales altamente reactivos generados por la reacción Fenton y los contaminantes del efluente, pero además, da lugar a la degradación catalítica, de esta forma la presencia del carbón activado supone un incremento en la velocidad de oxidación y una mejora de la remoción de contaminantes (Sekaran, Karthikeyan, Boopathy, Maharaja, Gupta y Anandan, 2014, p. 1 498).

Las moléculas (sales ferrosas, peróxido de hidrógeno y contaminantes orgánicos del efluente) se colocan cerca de la superficie del carbón activado y son adsorbidas, a continuación se efectúa la degradación de los compuestos orgánicos, después los productos de tal oxidación son desorbidos y difundidos en el resto del volumen de la solución, para que los sitios activos del catalizador puedan adsorber nuevos radicales hidroxilo (Sekaran et al., 2011, p. 501).

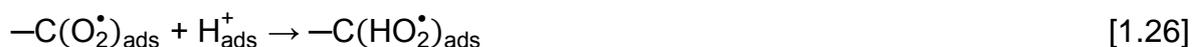
Si se emplea el carbón activado como catalizador heterogéneo, sin previa impregnación, también se presenta un tercer proceso, que corresponde a la oxidación de contaminantes a través de la oxidación Fenton convencional dada lugar en el medio acuoso (Xu, Prasad, He, Shan y Qi, 2009, p. 3 059).

La reacción que involucra el proceso Fenton catalizado con carbón activado para tratar efluentes con altas concentraciones de sólidos disueltos obedece una cinética de segundo orden (Sekaran et al., 2013, p. 254).

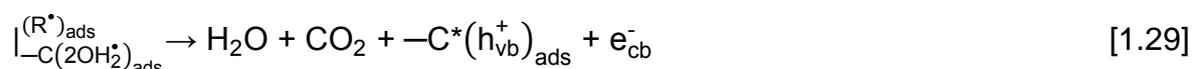
De acuerdo con Sekaran et al. (2014), el carbón activado genera radicales hidroxilo en el “agujero de electrones” en la banda de valencia (h_{vb}^+), cuando un electrón salta de un nivel energético a otro mediante la reacción mostrada en la ecuación 1.23. Estos agujeros también adsorben sustancias orgánicas (R) en términos de la DQO como se presenta en la ecuación 1.24 (p. 1 498).



Además, la reacción dada entre los electrones libres presentes en el carbón activado (e_{cb}^-) y el oxígeno molecular adsorbido genera más radicales hidroxilo, como se muestra en las ecuaciones 1.25 a 1.27 (Sekaran et al., 2014, p. 1 498).



La materia inorgánica y orgánica susceptibles de oxidación (R), expresados en términos de la DQO, son adsorbidos en el “agujero de electrones” como muestra la ecuación 1.28. Al estar en posiciones próximas la materia R con los radicales hidroxilo, se superponen para producir dióxido de carbono, agua y regenerar los sitios activos del catalizador, como se aprecia en la ecuación 1.29 (Sekaran et al, 2014, p. 1 498).



El término $-C^*$ se refiere al sitio del carbón activado excitado.

Es así que la presencia de sitios activos disminuye la energía de activación requerida por el proceso Fenton para degradar contaminantes orgánicos del efluente, de acuerdo con Karthikeyan et al. (2011), desde 44,79 a 25,89 kJ/mol (p. 1 839).

Según Becelic-Tomin et al. (2013), la cantidad de contaminantes, en especial elevadas concentraciones de colorantes, disminuye el número de sitios activos del catalizador, debido a que las moléculas de colorante son adsorbidas por los mismos y, por lo tanto, se genera una competencia entre la adsorción y la reacción catalítica que afecta la eficiencia de la reacción. También los productos intermedios de la oxidación catalítica pueden competir por los sitios activos (p. 6).

1.2.2.3 Ventajas del proceso Fenton heterogéneo

Una ventaja del proceso Fenton heterogéneo es que requiere menores cantidades de hierro (II) y peróxido de hidrógeno que el proceso convencional, puesto que el carbón activado actúa como un catalizador y, como consecuencia, aumenta la eficiencia y la actividad catalítica, por lo que, disminuye el tiempo de degradación de los contaminantes (Soon y Hameed, 2011, p. 16; Xu et al., 2009, p. 3 060).

También, el carbón activado no es corrosivo y es benigno con el ambiente, su empleo no genera lodos y facilita la separación de los flóculos formados en el proceso de neutralización del efluente tratado (Poyatos et al., 2010, p. 199). Por otro lado, se puede reutilizar el catalizador heterogéneo en varios ciclos para tratar efluentes, lo que no ocurre al utilizar el proceso Fenton convencional. Una vez que el carbón activado no se pueda reutilizar, después de varios ciclos, puede ser incinerado (Sekaran et al., 2011, p. 503).

Algunos autores establecen que una ventaja del Fenton heterogéneo es que la utilización de catalizadores permite emplear valores de pH mayores a 3,0, o incluso el valor de pH neutro (Benjamin y Lawler, 2013, p. 124). Otros estudios indican que se requieren, de igual forma que en el proceso convencional, valores de pH ácidos,

puesto que observan que se da la degradación y decoloración más rápidamente, porque probablemente se favorece una mayor disolución de sales de hierro (II), lo que direcciona el proceso Fenton al tipo convencional, mientras que la utilización de valores de pH neutros o básicos no es conveniente en el proceso Fenton heterogéneo porque favorece la disolución de los iones ferrosos desde el catalizador al efluente (Becelic-Tomin et al., 2013, p. 6; Sekaran et al., 2011, p. 502; Xu et al., 2009, p. 3 059).

1.2.2.4 Desventajas del proceso Fenton heterogéneo

Según Hartmann et al. (2010), una desventaja del uso de carbón activado como catalizador del proceso es que la matriz puede ser atacada por los radicales hidroxilo, lo cual desencadena en la lixiviación de los iones de hierro inmovilizados y en la contaminación de la solución con iones metálicos (p. 9 009).

Otra desventaja es que el número de sitios activos disponibles para la degradación catalítica del carbón activado disminuye porque el carbón activado también actúa como adsorbente de los contaminantes presentes (Becelic-Tomin et al., 2013, p. 6).

2 PARTE EXPERIMENTAL

2.1 CARACTERIZACIÓN FÍSICO-QUÍMICA DE LOS EFLUENTES DE UNA EMPRESA TEXTIL

2.1.1. MUESTREO Y CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE

El efluente textil utilizado para la realización del proyecto se recolectó de la tubería de descarga del agua residual, sin tratamiento previo, de una industria ubicada en la ciudad de Quito. Esta industria se dedica a la tinción de tejidos de algodón y poliéster con colorantes azoicos, tanto dispersos como reactivos.

La recolección de las muestras se realizó en 12 ocasiones, desde abril hasta octubre de 2014, en los días en que el proceso de tintura descargó efluentes. Se elaboraron muestras compuestas del vertido.

Primeramente, se recolectaron en un solo envase muestras puntuales de 1 L en intervalos de 1 h, recogidas desde las 07h00 hasta las 16h00. De cada muestra puntual se midió la temperatura y después se promediaron los valores de este parámetro registrados durante todo el día, con la finalidad de obtener un valor de la temperatura promedio del vertido.

Una vez que se obtuvo la muestra compuesta, se midió el pH "in situ", según el método LAM/POE/34. Las metodologías para la medición de la temperatura y del pH se encuentran detalladas en los Anexos II y III.

Posteriormente, la muestra fue trasladada al laboratorio para realizar los análisis de los parámetros: turbidez, Demanda Química de Oxígeno (DQO), color real y color aparente. La DQO se determinó de acuerdo con el método LAM/POE/20 y los valores de los parámetros color real y aparente se obtuvieron después de seguir el método LAM/POE/13. Las metodologías seguidas para el análisis de turbidez, DQO y color se presentan en los Anexos IV, V y VI; que fueron tomadas del Laboratorio

de Aguas y Microbiología del Laboratorio del Acelerador de Electrones del Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional. Cabe mencionar que las metodologías empleadas en el laboratorio son basadas en los métodos estandarizados APHA con la utilización de los equipos, presentados en la Tabla 2.1 (APHA, 1992a, pp. 1-2; APHA, 1992b, pp. 1-2; APHA, 1992c, p. 5; APHA, 1992d, p. 5; APHA, 1997, p. 5).

Tabla 2.1. Métodos estandarizados y equipos empleados para la determinación de los parámetros pH, temperatura, DQO, turbidez, color real y color aparente

Parámetro	Método estandarizado	Equipo
pH	APHA 4 500 H+: Valorización de pH	pH-metro marca ORION
Temperatura	APHA 2 550 B: Métodos de Laboratorio y Campo	Termómetro digital marca Hanna Instruments
DQO	APHA 5 220 D: Método colorimétrico	Digestor y un espectrofotómetro HACH
Turbidez	APHA 2 130 B: Método nefelométrico	Turbidímetro HACH
Color real y aparente	APHA 2 120 C: Método espectrofotométrico	Espectrofotómetro HACH

2.1.2. CONSTRUCCIÓN DE LAS GRÁFICAS DE CONTROL

Debido al tipo de descarga discontinua que se tiene en la empresa, se elaboraron gráficas de control de cada parámetro físico-químico analizado para evaluar la variación de los mismos y definir un intervalo de confianza de las muestras empleadas en el desarrollo del resto del proyecto.

Para la construcción de estas gráficas se determinaron y graficaron los promedios y los límites de alarma (LA) y de control (LC). Los límites de alarma superior e inferior (LAS y LAI) se calcularon con la aplicación de las ecuaciones 2.1 y 2.2 (Hernández, 2005, p. 3).

$$LAS = \bar{x} + 2\sigma$$

[2.1]

$$LAI = \bar{x} - 2\sigma \quad [2.2]$$

Donde:

\bar{x} : valor promedio del parámetro analizado

σ : valor de la desviación estándar del parámetro analizado

Los límites de control superior e inferior (LCS y LCI) se calcularon con la aplicación de las ecuaciones 2.3 y 2.4.

$$LCS = \bar{x} + 3\sigma \quad [2.3]$$

$$LCI = \bar{x} - 3\sigma \quad [2.4]$$

De acuerdo con las gráficas de control, se definieron la variación en los parámetros analizados y el intervalo de confianza de las características físicas y químicas de la muestra representativa del efluente. Cabe recalcar que los valores de cada parámetro también se evaluaron con diagramas de cajas y bigotes, para determinar y descartar la presencia de valores atípicos.

2.2 EVALUACIÓN DE LAS CONCENTRACIONES DE SULFATO DE ALUMINIO Y POLIACRILAMIDA EN EL PROCESO DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN

2.2.1. MATERIALES, EQUIPOS Y REACTIVOS

Para la evaluación del proceso de coagulación-floculación se empleó la siguiente lista de materiales:

- Vasos de precipitación de 100, 200 y 1 000 mL
- Pipetas serológicas de 10 mL

- Probetas de 10, 50 y 500 mL
- Balones con fondo plano aforados de 100, 250, 500 y 1 000 mL
- Pipetas volumétricas de 1, 2 y 50 mL

Adicionalmente, en esta sección del trabajo se utilizaron los equipos enlistados a continuación:

- pH-metro JENWAY, modelo 3 510
- Balanza analítica KERN, modelo ABJ 220 4M, 200 g, 0,1 mg
- Agitador magnético KIKA Labortechnik, modelo MINI MR Estándar
- Agitador de múltiples posiciones PHIPPS & BIRD, modelo PB-700™

Finalmente, para la evaluación de las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L en el proceso de coagulación-floculación se requirió el uso de los siguientes reactivos:

- Sulfato de aluminio 18-hidrato, MERCK, grado analítico
- Poliacrilamida QC1-L, QUIMSERTEC, grado comercial
- Hidróxido de sodio, J. T. Baker, grado analítico
- Ácido sulfúrico 97 %, MERCK, grado analítico
- Agua destilada

2.2.2. DISEÑO EXPERIMENTAL APLICADO EN EL PROCESO DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN

Se utilizó el sulfato de aluminio como coagulante, en tres concentraciones diferentes: 500, 600 y 700 mg/L y, de igual manera, se aplicó la poliacrilamida QC1-L como floculante en tres concentraciones: 1,4, 2,8 y 4,2 mg/L (Asilian, Moradian, Rezaei, Mortazavi y Khavanin, 2006, p. 154; Kasperchik, Yaskevich y Bil'dyukevich, 2012, pp. 548, 549; Zhang, 2013, p. 35).

Las tres concentraciones de coagulante se ensayaron con las tres concentraciones de floculante en un diseño experimental 3^2 . Cada ensayo se realizó por triplicado y se evaluaron los porcentajes de remoción de los parámetros de turbidez, DQO y color real.

2.2.3. PRUEBA DE JARRAS PARA EVALUAR EL PROCESO DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN

Primeramente se analizaron los parámetros de pH, DQO, turbidez y color real, con las metodologías mostradas en los Anexos II, IV, V y VI, de la muestra compuesta recolectada. Luego, se compararon los valores obtenidos con aquellos registrados en las gráficas de control, construidos durante la caracterización de la muestra. Si los parámetros de la muestra no se encontraban dentro del rango establecido en las gráficas de control, la muestra fue desechada.

Posteriormente, se colocaron 500 mL de efluente en los vasos de precipitación y enseguida se ajustó el valor de pH de cada muestra a $6,00 \pm 0,05$, para lo cual se utilizó una solución de ácido sulfúrico (1 M). Se colocaron los vasos de precipitación en el agitador de múltiples posiciones y se comenzó con la prueba de jarras, según lo establecido en la norma ASTM D 2 035: Práctica Estándar para Coagulación-Floculación Prueba de Jarras de Agua (ASTM, 2013, pp. 1-4).

A continuación, se agregó la cantidad requerida de solución madre de coagulante, cuya concentración fue de 10 g/L y se agitó el efluente por 1 min a 120 rpm. Luego, el efluente se agitó a 30 rpm durante 15 min. En los primeros 5 min, se agregó el volumen necesario del producto floculante, donado por la empresa, de concentración igual a 1,4 g/L. Se esperaron 20 min sin agitación para que los flóculos formados sedimentaran (Asilian et al., 2006, p. 153; Fabara, 2006, p. 53; Sekaran et al., 2011, p. 500).

Cuando terminó la prueba, en cada ensayo se midió el pH y se tomaron 40 mL de sobrenadante para analizar los parámetros turbidez, DQO y color real mediante las metodologías detalladas en los Anexos II, IV, V y VI.

2.2.4. SELECCIÓN DE LAS MEJORES CONCENTRACIONES DE COAGULANTE Y FLOCULANTE

Se determinaron los porcentajes de remoción de los parámetros de turbidez, DQO y color real del efluente tratado, de acuerdo con la ecuación 2.5. Adicionalmente, se calcularon el porcentaje de remoción promedio y su desviación estándar en cada tratamiento.

$$\% \text{ Remoción} = \frac{(X)_i - (X)_f}{(X)_i} * 100 \% \quad [2.5]$$

Donde:

(X)_i: valor del parámetro X del efluente sin tratamiento

(X)_f: valor del parámetro X del sobrenadante del proceso de coagulación-floculación

Después se evaluó estadísticamente el efecto de la variación de las concentraciones de coagulante y floculante sobre los parámetros pH, turbidez, DQO y color real, mediante la aplicación del programa Statgraphics Centurion XV.

Para ello se determinó el valor P de cada factor, mediante el análisis de varianza con un nivel de confianza del 95 %. Además, se construyeron las gráficas de medias para determinar la diferencia estadísticamente significativa entre cada nivel de los factores estudiados.

Sobre la base de los mayores porcentajes de remoción promedio alcanzados de cada parámetro y los resultados de las gráficas de medias, se seleccionaron las mejores concentraciones de coagulante y floculante para el proceso de coagulación-floculación.

Se ejecutaron nuevos ensayos con las concentraciones definidas hasta que se obtuvo la cantidad necesaria de sobrenadante (alrededor de 14 L), de acuerdo con el número de ensayos necesarios para evaluar los procesos Fenton.

2.3 SELECCIÓN DEL PROCESO FENTON MÁS EFICIENTE, DE ACUERDO CON LOS PORCENTAJES DE REMOCIÓN DE LOS PARÁMETROS COLOR REAL Y DQO

2.3.1. MATERIALES, EQUIPOS Y REACTIVOS

La selección del proceso Fenton más eficiente requirió la utilización de los materiales enlistados a continuación:

- Vasos de precipitación de 100, 200 y 1 000 mL
- Probetas de 10, 50 y 500 mL
- Balones con fondo plano aforados de 100, 250, 500 y 1 000 mL
- Pipetas volumétricas de 1, 2 y 50 mL
- Membranas GV (Durapore) EM PVDF, MILLIPORE, 0,22 μm de poro, 47 mm de diámetro
- Matraz kitasato
- Vaso de plástico para filtraciones

Además, para la evaluación del proceso Fenton se empleó la siguiente lista de equipos:

- pH-metro JENWAY, modelo 3 510
- Balanza analítica KERN, modelo ABJ 220 4M, 200 g, 0,1 mg
- Balanza analítica DENVER INSTRUMENT, 210 g, 0,1 mg
- Agitador magnético KIKA Labortechnik, modelo MINI MR Estándar
- Pulverizador Bleuler-Mill NAEF, modelo ADLISWIL
- Difusor de aire BOYU

- Bomba de aire JAD, modelo SC-7 500
- Bomba de aire PENN PLAX, modelo XP-440
- Bomba de vacío MILLIPORE, 115 w

Finalmente, el desarrollo de esta sección del trabajo requirió el uso de los siguientes reactivos:

- Sulfato de hierro heptahidratado, MERCK, grado analítico
- Sulfato de hierro heptahidratado AR/ACS, LOBAL Chemie, grado analítico
- Peróxido de hidrógeno 30 %, J. T. BAKER, grado analítico
- Carbón activado granulado, malla 4 x 8, No. I₂: 523 cm²/g
- Hidróxido de sodio, J. T. Baker, grado analítico
- Ácido sulfúrico 97 %, MERCK, grado analítico
- Agua destilada

2.3.2. DISEÑO EXPERIMENTAL APLICADO A LOS PROCESOS FENTON CONVENCIONAL Y HETEROGÉNEO

Para el desarrollo de los procesos Fenton convencional y heterogéneo con carbón activado se evaluaron dos factores: la relación molar entre los reactivos Fenton (peróxido de hidrógeno y el sulfato de hierro heptahidratado) y el tipo de carbón activado aplicado en el proceso Fenton, en tres niveles diferentes. Los dos factores se combinaron en un diseño experimental 3². Además, cada ensayo se realizó por triplicado.

Los tres niveles estudiados de relaciones molares entre los reactivos Fenton se detallan en la Tabla 2.2. Para evaluar la influencia del carbón activado en el proceso Fenton se realizaron ensayos sin catalizador y con dos tipos de carbón activado: granular y pulverizado.

Cabe destacar que el peróxido de hidrógeno utilizado para los ensayos tuvo una concentración del 30 % v/v.

Las concentraciones mencionadas se establecieron después de realizar pruebas preliminares, en las cuales se presentó la reducción de color del efluente en el transcurso del tiempo. Los resultados de las pruebas preliminares se muestran en la Figura AVII.1.

Tabla 2.2. Niveles estudiados de la variable relación molar entre el peróxido de hidrógeno y el sulfato de hierro heptahidratado en el proceso Fenton

	[FeSO ₄ .7 H ₂ O] (mg/L)	[H ₂ O ₂] (mg/L)	Relación molar H ₂ O ₂ :FeSO ₄ .7 H ₂ O
1	100	1 680	137,36
2	200	1 680	68,68
3	300	840	22,89

2.3.3. APLICACIÓN DE LOS PROCESOS FENTON CONVENCIONAL Y HETEROGÉNEO

En cada ensayo de los procesos Fenton convencional y heterogéneo, se emplearon 500 mL del sobrenadante del proceso de coagulación-floculación y se adicionó una solución de ácido sulfúrico 1 M hasta que el efluente alcanzara un pH de $3,0 \pm 0,5$ (Blanco, 2009, p. 55).

El proceso se realizó en vasos de precipitación, a modo de reactores tipo “batch”. Además, un difusor suministró aire en cada vaso de precipitación para homogeneizar las muestras como se presenta en la Figura 2.1 (Karthikeyan et al., 2011, p. 1 834; Muñoz, 2011, p. 17).

Para el proceso Fenton heterogéneo se añadieron 10 g/L de carbón activado como indican Karthikeyan et al. (2011), en un estudio sobre las cinéticas de oxidación de los procesos Fenton en aguas residuales provenientes de una curtiembre (p. 1 834). Para ejecutar los ensayos con carbón activado pulverizado, previamente se redujo

el tamaño de partícula del carbón activado granular hasta alcanzar aproximadamente 38 μm . El proceso de reducción de tamaño se consiguió con la utilización de un pulverizador para carbón activado Bleuler-Mill NAEF, proporcionado por el Departamento de Metalurgia Extractiva de la Escuela Politécnica Nacional.

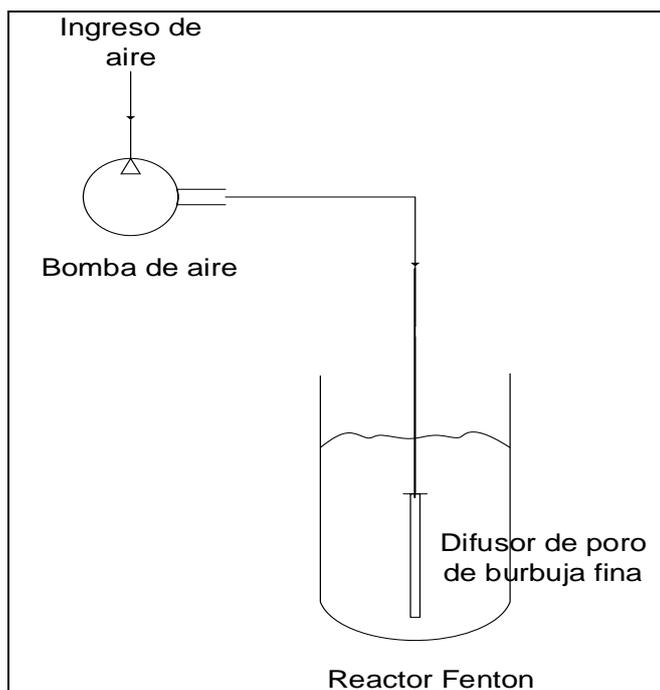


Figura 2.1. Diagrama de los equipos empleados en el proceso Fenton

Una vez arrancada la reacción Fenton, se tomaron muestras de 50 mL para analizar el parámetro color real. Las muestras para el análisis se recolectaron a 2, 5, 7, 10, 12, 15, 30, 45, 60, 90, 120, 150 y 180 min.

Para los análisis de color real, se añadieron dos soluciones de hidróxido de sodio (1 y 3 M). Estas dos concentraciones permitieron alcanzar un pH de $8,0 \pm 0,5$ en el menor tiempo posible, para efectuar la precipitación del $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Previa la determinación de color se realizó la filtración al vacío del efluente. Para efectuar la filtración al vacío se esperó alrededor de 1 h con la finalidad de que los flóculos formados de hidróxido de hierro precipitaran. Luego se hizo pasar al efluente por una membrana de 22 μm , la cual retuvo los flóculos formados (Meriç, Selçuk y Belgiorno, 2005, p. 1 148; Muñoz, 2011, p. 33).

Cuando el agua residual presentó decoloración completa (según las mediciones de color real), se registró el tiempo y se midió la DQO para conocer el porcentaje de remoción de este parámetro. Para efectuar la medición de la DQO, el pH del efluente decolorado se ajustó a 12,0, con la finalidad de degradar el peróxido de hidrógeno residual para evitar la interferencia en la medición de este parámetro (Christen, 1986, p. 533).

Cabe mencionar que adicionalmente se trató el efluente solo con el carbón activado granular y pulverizado, con la finalidad de conocer si realmente el carbón activado actuó como catalizador o, solamente, como agente adsorbente en la reacción Fenton. Cada ensayo se realizó por triplicado.

2.3.4. COMPARACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE LOS PROCESOS FENTON CONVENCIONAL Y HETEROGÉNEO

Primero, se determinó si cada variable estudiada dentro de los procesos Fenton fue estadísticamente significativa en la remoción de DQO y en el tiempo en el cual se logró la decoloración completa del efluente. Este análisis se realizó mediante el uso del análisis de varianza, con la ayuda del programa Statgraphics Centurion XV. También se determinó la diferencia estadísticamente significativa entre cada nivel de las variables estudiadas con el uso de la gráfica de medias.

Por otro lado, se analizaron los porcentajes de remoción de los parámetros color real en función del tiempo de reacción y DQO, al tiempo en el cual se logró decolorar completamente el efluente, en las dos combinaciones de procesos: coagulación-floculación/Fenton y coagulación-floculación/Fenton heterogéneo.

Finalmente, se determinaron los costos diarios que involucraban los procesos Fenton estudiados, para tratar 2 m³ de efluente. Los costos fueron establecidos con la ayuda de cotizaciones de empresas distribuidoras de la industria ecuatoriana. Con estos valores se realizó una comparación técnica y económica en 3 gráficas. La primera representó los porcentajes de remoción del parámetro DQO cuando el

efluente se decoloró, para cada condición de operación y proceso Fenton probado; en esta gráfica también se incluyó el porcentaje de remoción que se debía alcanzar para que el parámetro DQO cumpla con el límite máximo permisible para descarga de efluentes industriales a sistemas de alcantarillado. La segunda gráfica de columnas comparó los tiempos de decoloración del efluente de los procesos que alcanzaron el cumplimiento del límite máximo permisible de DQO, y la tercera gráfica correspondió a los costos de los reactivos Fenton asociados a los mismos procesos.

Cabe mencionar que se consideraron los límites permisibles establecidos para descargas a sistemas de alcantarillado porque la industria en estudio realiza sus descargas en este lugar.

Una vez comparados los procesos Fenton en forma técnica y económica, se seleccionó la alternativa más eficiente. Después, se tomaron nuevas muestras de efluente sin tratamiento. Estas muestras fueron caracterizadas física y químicamente en relación a los parámetros mostrados en la Tabla 2.1 y, adicionalmente, se midieron los parámetros DBO_5 y TOC, cuyas metodologías se encuentran detalladas en los Anexos VIII y IX. Finalmente, se estableció el valor inicial de la relación entre DBO_5 y DQO que establece un criterio sobre el grado de biodegradabilidad del efluente, previa la aplicación del tratamiento seleccionado.

Después se trató al efluente por los procesos de coagulación-floculación y Fenton, bajo las condiciones seleccionadas. A continuación, se midieron los parámetros turbidez, color real, pH, DQO, DBO_5 y TOC del efluente tratado, con la finalidad de determinar el porcentaje de remoción de los mismos y comparar los valores finales con los límites máximos permisibles para descarga. Finalmente, se determinó la relación entre la DBO_5 y la DQO, para establecer de manera aproximada la mejora en el grado de biodegradabilidad del efluente tratado.

Las metodologías estandarizadas junto con los equipos empleados para el análisis de los parámetros DBO_5 y TOC se presentan en la Tabla 2.3 (Standard Methods Committee, 2011, p. 3; Standard Methods Committee, 2014, p. 3). Cada

caracterización, del efluente sin tratamiento y con tratamiento se realizó por tres ocasiones, con excepción del parámetro DQO que presentó una alta desviación estándar, por lo que, se realizó el análisis del parámetro indicado cuatro veces.

Tabla 2.3. Métodos estandarizados y equipos empleados para la determinación de los parámetros DBO₅ y TOC

Parámetro	Método estandarizado	Equipo
DBO ₅	SM 5 210 B: Prueba DBO 5 días	Incubador
TOC	SM 5 310: Método de combustión a alta temperatura	Analizador de TOC

2.4 DISEÑO Y DETERMINACIÓN DE LOS COSTOS DE IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO QUE COMBINA LOS PROCESOS DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN Y EL PROCESO FENTON SELECCIONADO

2.4.1. DISEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

Primeramente, se realizaron los diagramas de bloques (BFD) y de flujo (PFD). Para lo cual se realizó previamente el balance de masa para tratar 2 m³/día con la alternativa seleccionada. El caudal mencionado correspondió al promedio de las descargas registradas en la empresa durante los meses en los cuales se realizó el presente estudio.

Luego, se calcularon las dimensiones del tanque de coagulación-floculación TK-101, del sedimentador S-101, de los tanques de homogeneización M-202 y M-303 y del reactor Fenton R-201 y se definieron las características de los mismos. Se dimensionaron estos equipos con un factor de seguridad del 35 % (Moncada, 2012, p. 11). No se dimensionaron todos los equipos necesarios para desarrollar el tratamiento de efluentes propuesto porque la empresa en estudio cuenta con una planta que dispone de algunos de ellos.

Después, se realizó la distribución en planta (layout) del sistema de tratamiento diseñado y se determinó el área total de la planta.

2.5.1. DETERMINACIÓN DE LOS COSTOS DE IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

Para el sistema de tratamiento de aguas residuales diseñado se estimaron los costos por adquisición de equipos, insumos y mantenimiento, para lo cual se obtuvieron cotizaciones actualizadas enviadas por diferentes empresas distribuidoras de maquinaria, equipos y productos químicos para industrias nacionales. Para determinar el costo de mantenimiento se consideró el 10 % del costo asignado para adquisición de equipos (Méndez, 2012, p. 247).

Los gastos energéticos mensuales se calcularon con base en los valores de potencia y en el tiempo de operación de cada equipo integrante del sistema de tratamiento de aguas residuales. Además, se consideró que la planta de tratamiento trabajaría seis días a la semana durante 8 horas. Después se calculó el monto asignado como recuperación de salvamento, que según Méndez (2012) corresponde al 20 % del costo total del proyecto (p. 247).

Como rubro adicional se consideró que la depreciación de equipos también correspondía al 10 % del costo correspondiente a la adquisición de equipos. Cabe mencionar que se estimaron 10 años como tiempo de vida útil del proyecto (Méndez, 2012, p. 247). Finalmente, se estableció el costo/m³ de efluente tratado.

Adicionalmente, se realizaron los mismos cálculos pero con una descarga de efluentes igual a 30 m³/día; este flujo corresponde a un dato histórico registrado en años anteriores en la industria textil en estudio, con la finalidad de establecer una comparación entre el costo del tratamiento de los efluentes con el tratamiento aplicado en la empresa y el costo que se tendría al implementar el proceso diseñado.

3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 CARACTERIZACIÓN FÍSICO-QUÍMICA DE LOS EFLUENTES DE UNA EMPRESA TEXTIL

3.1.1. CONSTRUCCIÓN DE LAS GRÁFICAS DE CONTROL

Se realizaron 12 muestreos desde el mes de abril hasta el mes de octubre del año 2014. Durante los primeros meses hubo mucha irregularidad en la operación y producción de la empresa, pero, a mediados del mes de agosto se normalizaron las operaciones. Por esta razón, se recolectaron normalmente las muestras desde este mes hasta mediados del mes de octubre, con la finalidad de completar los dos meses de muestreo estipulados en el proyecto.

Para determinar la representatividad de las muestras compuestas recolectadas se realizaron gráficas de control de los parámetros pH, temperatura, DQO, turbidez, color aparente y real, los cuales se presentan en las Figuras 3.1, 3.2, 3.3, 3.4, 3.5 y 3.6, respectivamente.

La Figura 3.1 evidencia que el pH de la mayoría de muestras del efluente sin tratamiento se encontró entre 7,0 y 8,5. Cabe mencionar que las muestras de efluente correspondientes a dos fechas de muestreo (10/04/2014 y 13/05/2014) tuvieron un valor de pH mayor a 9,0, debido a que durante estos días la operación de la empresa fue irregular y la cantidad de tejidos de algodón tinturada fue mayor que la de poliéster. Esta situación influyó en este parámetro porque la tinción de algodón requiere el uso de valores de pH altos, los cuales oscilan entre 9,5 y 11,0 (Ramesh et al., 2007, p. 141). Además, de acuerdo con Rashedul (2008), los procesos de descruce y blanqueo requeridos en la tinción de esta fibra descargan vertidos básicos (p. 36). Como muestra la Figura AX.1 los valores de pH correspondientes a las fechas mencionadas fueron datos atípicos y, por esta razón, están presentes en la Figura 3.1.

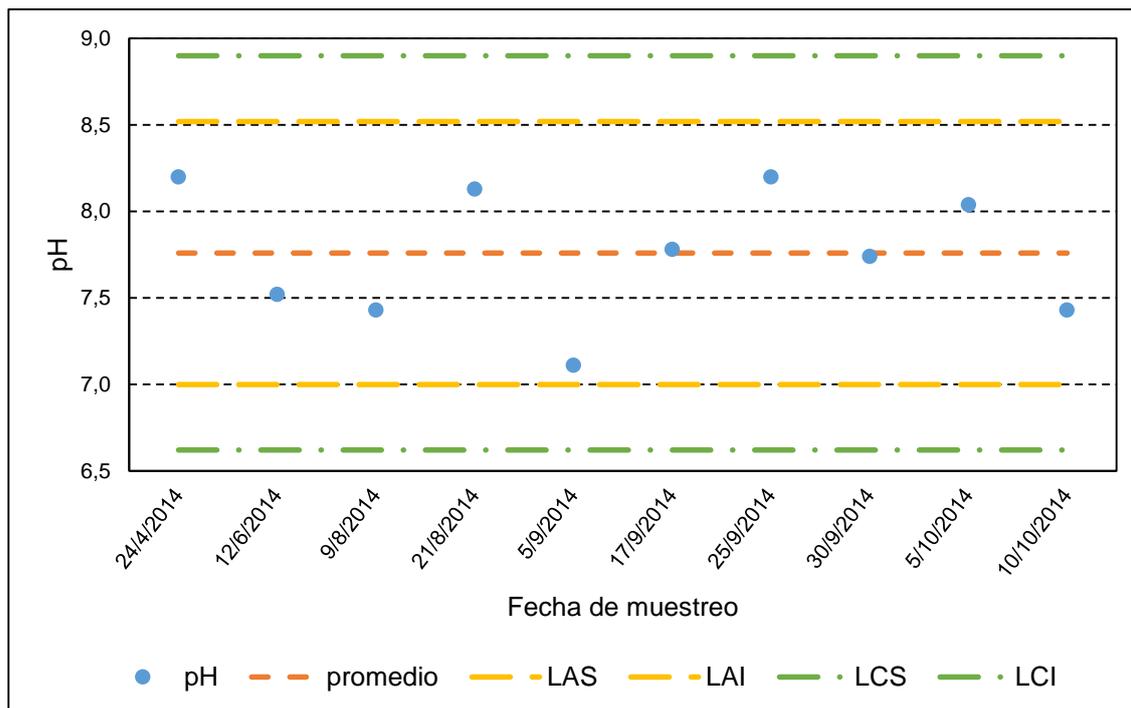


Figura 3.1. Variación del pH del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar las fechas 10/04/2014 y 13/05/2014

En la Tabla AXI.1, se presentan las temperaturas de las muestras puntuales recolectadas, correspondientes a cada hora durante la jornada de trabajo (desde las 07h00 hasta las 16h00) y en cada día de muestreo. Además, en la mencionada tabla se observa que desde las 07h00 hasta las 09h00 decreció la temperatura porque se empleó agua fría para limpiar las máquinas antes de iniciar cualquier proceso; a partir de las 09h00 aumentó la temperatura debido a que se descargaban efluentes del proceso de descrude. A las 10h00 se alcanzó una de las más altas temperaturas detectadas, porque los procesos de pretratamiento textil como blanqueo, descrude y desengrasado descargaban efluentes. Entre las 10h00 y las 12h00, la temperatura disminuyó, puesto que se descargaban vertidos provenientes de lavados o limpieza de maquinaria y, por otro lado, no se descargaba gran cantidad de efluentes porque se efectuaba el proceso de tinción de tejidos en modalidad "batch". Desde las 12h00 hasta las 15h00 y, en algunos casos, hasta las 16h00, volvió a incrementarse la temperatura. Esto se debe a que durante estas horas el proceso de tintura comenzó a descargar efluentes a elevadas temperaturas y, también, se llevaron a cabo los enjuagues de los tejidos para eliminar el colorante no fijado. Finalmente, a las 16h00 disminuyó otra vez la

temperatura debido a que se descargaron efluentes procedentes del proceso de centrifugación, el cual retira el exceso de agua de los tejidos tinturados.

Además, se presentó un valor atípico de temperatura y correspondió a la muestra recolectada el día 10/04/2014 como muestra la Figura AX.2. Este dato atípico puede deberse a que en esa fecha no se realizó el proceso de descruce y por ello durante la mañana se descargaron efluentes con temperaturas que normalmente son mayores.

La Tabla AX.1 y la Figura 3.2 muestran que las temperaturas promedio de las muestras compuestas se encontraron entre 38,8 y 46,9 °C. Este comportamiento es debido a que el procesamiento húmedo de la industria analizada incluye procesos, como el descruce y la tintura de poliéster con colorantes dispersos azoicos, que se realizan a temperaturas altas, alrededor de 130,0 °C, y otros procesos de lavado que descargan efluentes con bajas temperaturas de aproximadamente 20,0 °C (Lawrence, 2006, p. 55; Walters et al., 2005, p. 20).

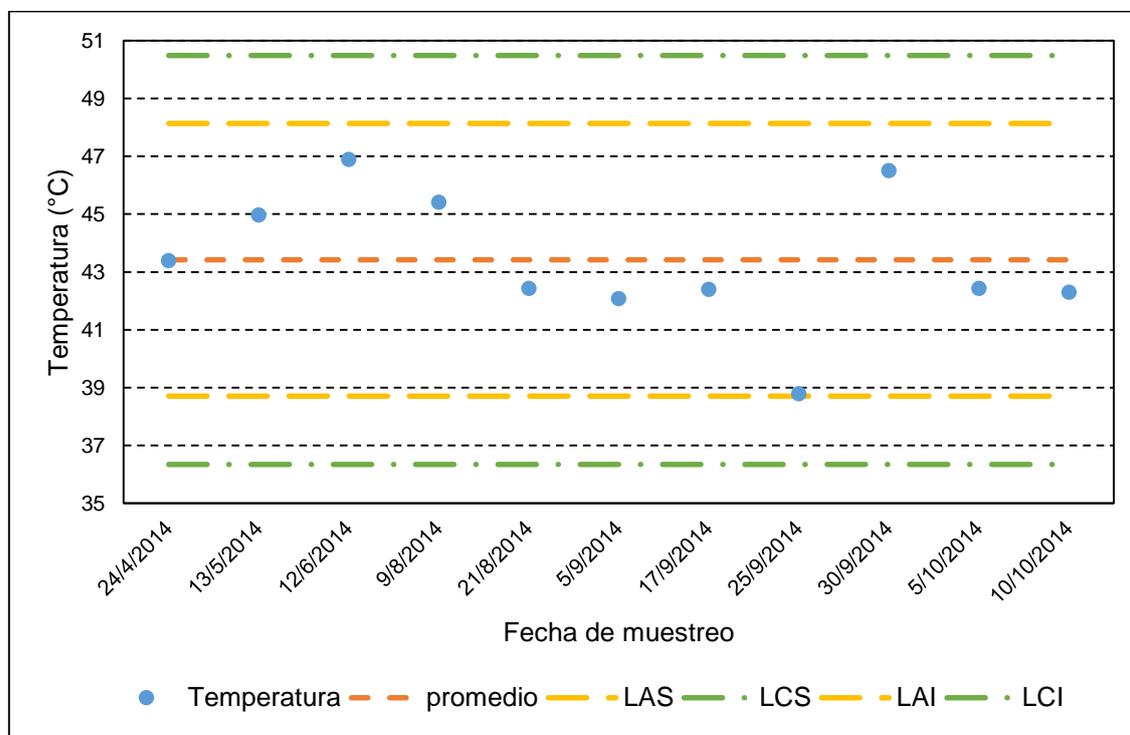


Figura 3.2. Variación de la temperatura promedio de las muestras compuestas del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar la fecha 10/04/2014

La caracterización físico-química realizada por Eswaramoorthi, Dhanapal y Chauhan (2008) muestra que el rango de temperatura de los efluentes textiles analizados se encontró entre 35,0 y 45,0 °C (p. 3). Este rango concuerda con la temperatura promedio del efluente obtenida de aproximadamente 43,4 °C, como se aprecia en la Figura 3.2.

La turbidez de la mayoría de muestras analizadas se encontró entre 85 y 145 NTU, como se puede observar en la Figura 3.3. La muestra recolectada el 12/06/2014 presentó un valor de turbidez (29,8 NTU) que fue atípico de acuerdo con la Figura AX.3. Este dato atípico pudo deberse a que durante la jornada de trabajo solo se tinturaron tejidos de color blanco, y posiblemente, el colorante blanco generó menor cantidad de sólidos sedimentables que los demás colorantes empleados por la empresa en estudio. Según Aznar (2000), los sólidos sedimentables son aquellas partículas que generan turbidez en los efluentes (p. 15).

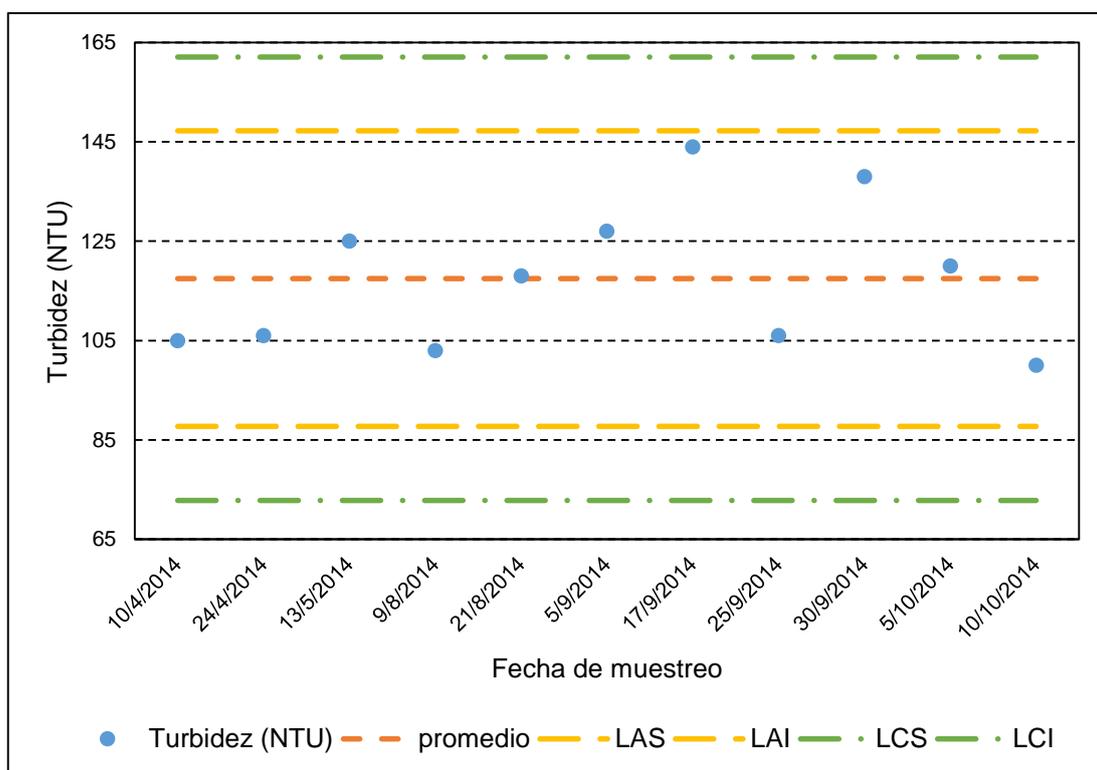


Figura 3.3. Variación de la turbidez del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar la fecha 12/06/2014

La Figura 3.4 presenta los valores de la DQO del efluente textil en estudio y muestra que los efluentes tuvieron entre 800 y 2 200 mg O₂/L de DQO. La variabilidad en los valores de DQO se debió a la diferencia de colorantes en intensidad de color y tono, aplicados durante el proceso de tintura.

Cabe mencionar que entre los datos obtenidos se presentó un valor atípico correspondiente a la muestra recolectada el 12/06/2014, según la Figura AX.4. El valor de DQO correspondiente a la fecha mencionada fue el menor dato obtenido (212 mg O₂/L), probablemente debido a que ciertas operaciones dejaron de realizarse, como el encolado y el desencolado, por falta de materia prima. Rashedul (2008) estableció que el proceso de desencolado es el mayor aportante de DQO, pero el descruce y la tintura de tejidos también aportan a los valores de DQO de los vertidos textiles (p. 35).

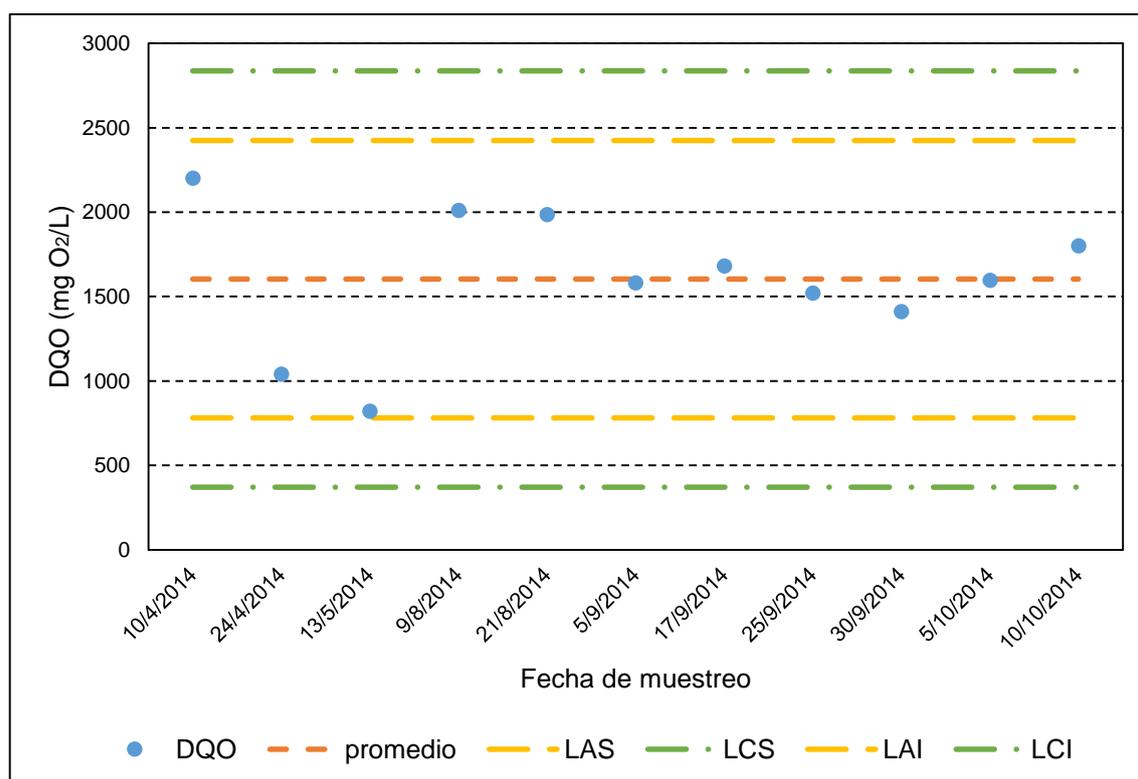


Figura 3.4. Variación de la DQO del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar la fecha 12/06/2014

Al analizar la Figura 3.5 se observa que el color aparente es un parámetro que presentó mucha variabilidad de un día de muestreo al otro, esto ocurrió porque la

industria textil estudiada produce tejidos de varios colores, en dependencia de los pedidos de sus clientes. En las fechas del 10/04/2014, 13/05/2014 y 12/06/2014 se descargaron efluentes rojizos, amarillentos y blancos, respectivamente que presentaron 6 620, 4 850 y 770 unidades Pt-Co como valores de color aparente, estos valores son atípicos de acuerdo con la Figura AX.5. Los demás días se descargaron efluentes de color azul y violeta. Por la presencia de valores dispersos durante la caracterización de color aparente, se decidió construir la Figura 3.5 sin considerar los puntos atípicos correspondientes a las fechas indicadas. La Figura 3.5 muestra que el valor promedio de color aparente del efluente fue de aproximadamente 2 100 unidades Pt-Co.

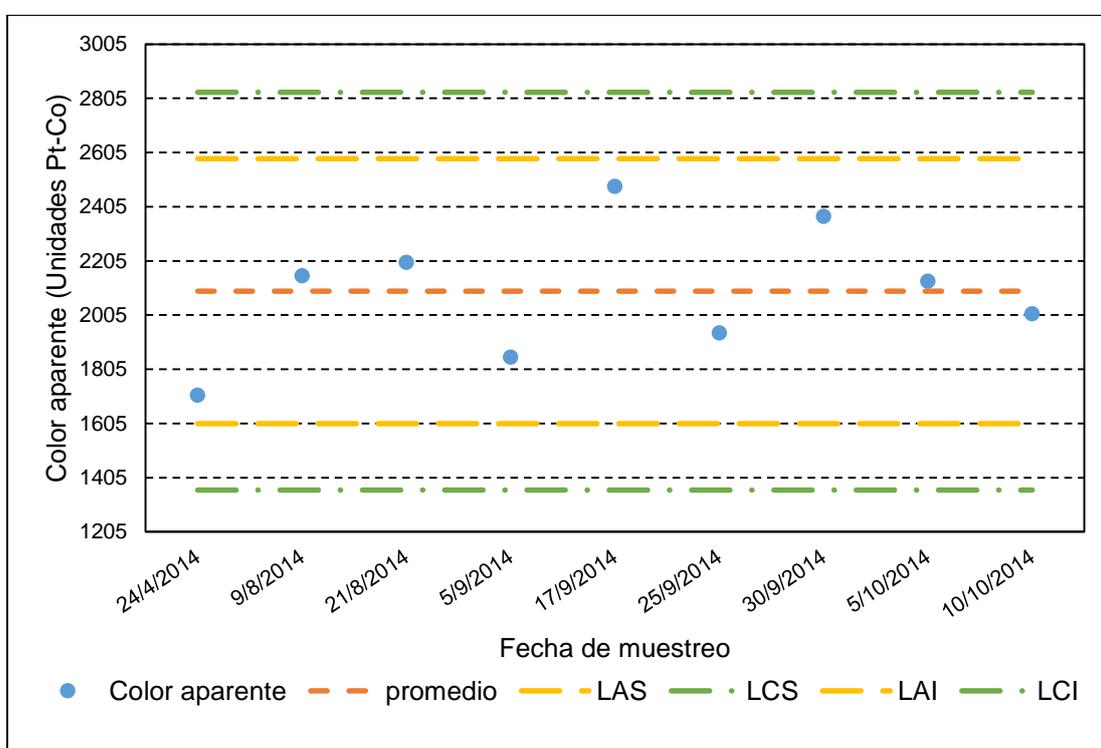


Figura 3.5. Variación del color aparente del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar las fechas 10/04/2014, 13/05/2014 y 12/06/2014

Como en el caso del parámetro de color aparente, los datos de la caracterización de color real de las muestras compuestas de efluente presentaron variabilidad como se muestra en la Figura 3.6. Esta figura muestra que aproximadamente el valor de color real promedio correspondió a 1 700 unidades Pt-Co. Cabe resaltar que en la gráfica mencionada no se consideraron tres datos que fueron atípicos de

acuerdo con la Figura AX.6 y correspondieron al 10/04/2014, 13/05/2014 y 12/06/2014.

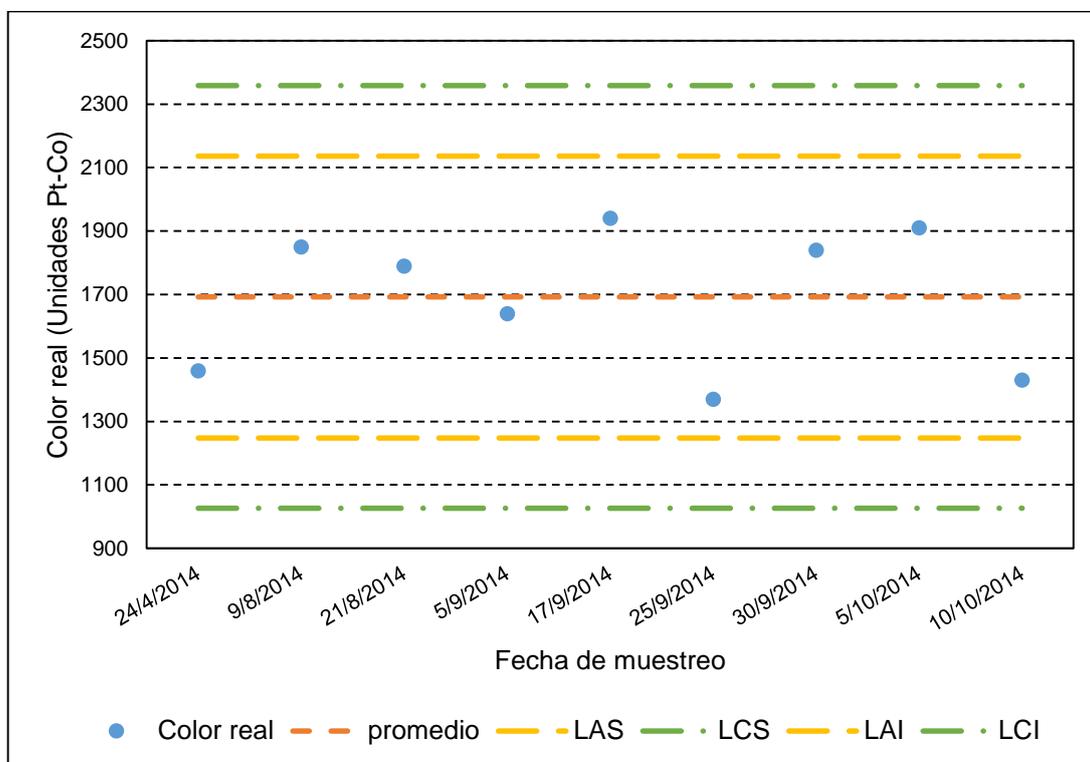


Figura 3.6. Variación del color real del efluente textil en diferentes fechas de muestreo, sin considerar las fechas 10/04/2014, 13/05/2014 y 12/06/2014

3.1.2. CARACTERIZACIÓN FÍSICO-QUÍMICA DEL EFLUENTE

Por causa de la variabilidad y la presencia de valores atípicos en todos los parámetros analizados, provocados por la irregularidad en la producción de la empresa, a lo largo de los primeros meses de muestreo; se debió confirmar que la muestra empleada durante las pruebas experimentales sea representativa y cumpla con los valores de los parámetros establecidos en la Tabla 3.1.

Los valores de los parámetros tabulados fueron determinados por las gráficas de control, las cuales demostraron que el día de la semana en que se realizó el muestreo no fue un factor que influyera sobre los valores de los parámetros físico-químicos analizados. En la misma tabla se observa que los valores de los

parámetros de pH, temperatura y DQO analizados en las muestras superaron los límites permisibles controlados en la legislación ambiental. Cabe mencionar, que el color real del efluente no es un parámetro controlado de acuerdo con la normativa legal para descargas de efluentes industriales en sistemas de alcantarillado, sin embargo, para descargar este tipo de efluentes en cuerpos de agua se requiere que el color real sea inapreciable en dilución 1/20, de acuerdo con la Autoridad Ambiental Distrital (2013), por lo que el color real del efluente en estudio tampoco cumplió este límite de descarga (p. 24).

Tabla 3.1. Caracterización físico-química de los efluentes textiles

Parámetro	*Límite permisible (alcantarillado)	Rango
pH	6-9	7,76 ± 0,38
Temperatura (°C)	< 40	43,42 ± 2,35
Turbidez (NTU)	-	117,45 ± 14,88
DQO (mg O ₂ /L)	350	1 604 ± 410
Color aparente (unidades Pt-Co)	-	2 093 ± 245
Color real (unidades Pt-Co)	-	1 692 ± 222

$\bar{x} \pm \sigma$ (n = 9)

*(Autoridad Ambiental Distrital, 2013, pp. 24-25)

La DQO tiene un valor alto debido a los contaminantes provenientes de los procesos de desencolado, blanqueo y tintura de fibras de poliéster con colorantes dispersos. Estos colorantes también aportan con el color fuerte característico de este tipo de efluentes (Drumond et al., 2013, p. 152; Rashedul, 2008, p. 35). Por otro lado, los colorantes reactivos existentes en los efluentes estudiados, utilizados para la tinción de tejidos de algodón, incrementan la turbidez en los efluentes (Kim et al., 2009, p. 97).

3.2 EVALUACIÓN DE LAS CONCENTRACIONES DE SULFATO DE ALUMINIO Y POLIACRILAMIDA EN EL PROCESO DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN

Para evaluar el proceso de coagulación-floculación se determinaron los porcentajes de remoción promedio de los parámetros turbidez, DQO y color real del efluente tratado con diferentes concentraciones de coagulante: 500, 600 y 700 mg/L y de floculante: 1,4, 2,8 y 4,2 mg/L, como se aprecia en la Tabla 3.2. Adicionalmente, se evaluó el valor de pH del efluente antes y después de ser tratado. La Tabla AXII.1 muestra los valores de los parámetros medidos en el efluente tratado mediante el proceso de coagulación-floculación.

Tabla 3.2. Porcentajes de remoción promedio de turbidez, DQO y color real de los efluentes textiles tratados con diferentes concentraciones de coagulante y floculante

[Al ₂ (SO ₄) ₃] (mg/L)	[Poliacrilamida QC1-L] (mg/L)	Remoción promedio (%)		
		Turbidez	Color real	DQO
500	1,4	85,33 ± 4,61	18,14 ± 3,49	10,38 ± 5,75
500	2,8	91,85 ± 1,58	16,56 ± 1,36	26,58 ± 6,15
500	4,2	34,45 ± 8,98	13,33 ± 1,85	25,87 ± 3,39
600	1,4	88,42 ± 1,95	6,94 ± 0,77	71,27 ± 4,36
600	2,8	95,62 ± 0,74	20,26 ± 4,58	45,79 ± 4,49
600	4,2	90,59 ± 0,72	16,03 ± 4,59	13,43 ± 5,26
700	1,4	88,47 ± 1,29	13,68 ± 3,45	41,89 ± 1,35
700	2,8	94,43 ± 0,62	18,52 ± 0,38	44,24 ± 5,15
700	4,2	89,17 ± 4,71	18,60 ± 1,22	41,79 ± 1,08

$\bar{x} \pm \sigma$ (n = 3)

Por otro lado, los resultados del análisis de varianza se presentan en la Tabla 3.3. La tabla indicada presenta el valor de P que establece el efecto de la variación de cada variable (concentraciones de coagulante y floculante) y su interacción sobre cada parámetro analizado. Si el valor de P es mayor a 0,05, la variable analizada no es estadísticamente significativa y no influye la variación de la misma sobre el parámetro en estudio.

Tabla 3.3. Valores de P según el análisis de varianza de las concentraciones de floculante y coagulante sobre los parámetros pH, turbidez, color real y DQO del efluente tratado

Variable	pH	Turbidez	Color real	DQO
Fuente	Valor P			
A: Concentración de poliacrilamida QC1-L	0,0004	0,0000	0,0026	0,0000
B: Concentración de sulfato de aluminio	0,6940	0,0000	0,1942	0,0000
Interacción AB	0,0366	0,0000	0,0016	0,0000

Las gráficas de medias que evaluaron las diferencias estadísticas entre los niveles de cada variable, representados como medias muestrales, para los parámetros turbidez, color real, DQO y pH del efluente se presentan en el Anexo XIII.

3.2.1. EVALUACIÓN DE LA REMOCIÓN DE LA TURBIDEZ DEL EFLUENTE

Como se puede observar en la Tabla 3.2, en la mayoría de casos, se obtuvieron altos porcentajes de remoción de turbidez del agua residual. El porcentaje de remoción promedio de este parámetro se encontró entre el 85,33 y el 95,62 %, con excepción del valor correspondiente a los ensayos que emplearon 500,0 y 4,2 mg/L de coagulante y floculante respectivamente, cuyo valor fue 34,45 %. Este bajo valor indica la pobre calidad de flóculos formados en estos ensayos, que determinó que algunos de ellos quedarán suspendidos en el efluente. Andía (2010) menciona al respecto, que la turbidez de los efluentes es causada por partículas de materia inorgánica que no pueden ser sedimentadas (p. 6).

A su vez, los flóculos que no sedimentaron pudieron haber sido tomados durante el muestreo. Esta inclusión de flóculos en la muestra puede ser la causa de presentar una mayor desviación estándar en los ensayos subsecuentes. La mayor remoción de turbidez se obtuvo al tratar los efluentes textiles con 600,0 mg/L de coagulante y 2,8 mg/L de floculante.

Por otra parte, la Tabla 3.3 muestra que las concentraciones de coagulante, floculante y su interacción tuvieron un efecto estadísticamente significativo sobre el porcentaje de remoción de turbidez del efluente, puesto que los valores de P son menores que 0,05. Lo indicado concuerda con la Figura 3.7.

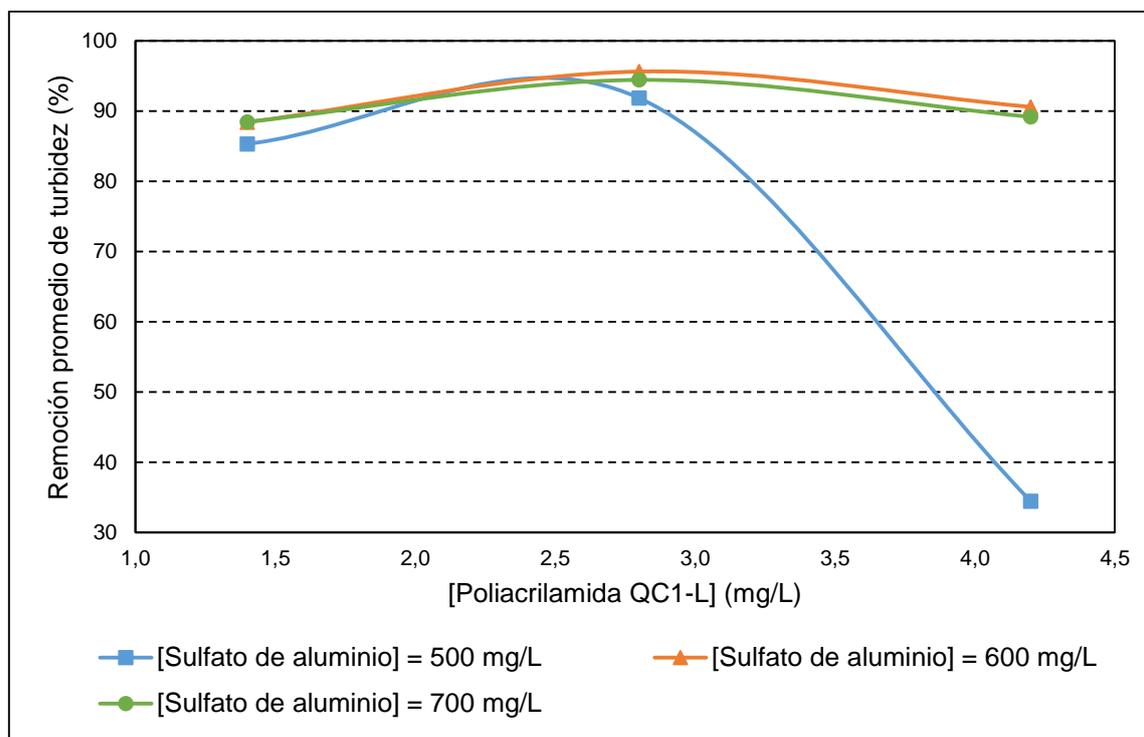


Figura 3.7. Porcentaje de remoción promedio de turbidez del efluente textil a diferentes concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L

La Figura 3.7 muestra que el porcentaje de remoción de turbidez aumenta con el incremento en la concentración del floculante, desde 1,4 a 2,8 mg/L, puesto que los flocúlos formados mejoraron su capacidad de sedimentación (Andía, 2010, p. 34). Por esa razón, los ensayos que emplearon 2,8 mg/L de floculante alcanzaron los mayores porcentajes de remoción de turbidez.

Al superar este valor de concentración de poliacrilamida (2,8 mg/L), el porcentaje de remoción de turbidez disminuyó debido a la excesiva cantidad de moléculas de floculante que posiblemente se aglomeraron, por su mala dispersión en el efluente, y provocaron una disminución en la afinidad química del producto floculante con el medio (Johnson et al., 2009, p. 280). Además, la aglomeración de las partículas de poliacrilamida no permitió, probablemente, que haya suficiente área de contacto

entre las partículas contaminantes y el floculante para establecer fuerzas de Van Der Waals y puentes de hidrógeno, con lo cual la mayor parte de los flóculos formados pudieron estar constituidos por poliacrilamida, mas no por contaminantes (Guerrero, 1991, pp. 86-88).

La Figura AXIII.1, que corresponde a la gráfica de medias y relaciona las concentraciones de floculante estudiadas con los porcentajes de remoción de turbidez alcanzados, muestra la existencia de tres grupos estadísticamente diferentes, de los cuales el mayor porcentaje de remoción de turbidez se alcanzó en los ensayos que emplearon 2,8 mg/L de poliacrilamida QC1-L. Lo mencionado se evidenció porque la menor concentración de floculante probada (1,4 mg/L) formó microflóculos que no sedimentaron fácilmente; mientras que, la mayor concentración (4,2 mg/L) posiblemente provocó la redisolución de contaminantes en el efluente, como se explicó anteriormente.

En la Figura 3.7 también se observa que la concentración de coagulante afectó la remoción de turbidez. Al agregar 500 mg/L de sulfato de aluminio, con cualquier concentración de floculante, la remoción de turbidez fue menor; esta disminución en el porcentaje de remoción del parámetro en análisis se explica por la formación de microflóculos cuyo tamaño y densidad no fueron suficientes para favorecer la adsorción de los contaminantes, puesto que la superficie de adsorción fue pequeña. De acuerdo con Andía (2010), una pequeña superficie de adsorción dificulta la sedimentación de los flóculos y la disminución de turbidez (p. 17). En la Figura AXIII.2, se observa que existe una diferencia estadística entre los porcentajes de remoción de turbidez alcanzados en los ensayos que emplearon 500 mg/L de coagulante con el resto de los ensayos realizados con 600 y 700 mg/L de sulfato de aluminio.

Al comparar los ensayos que emplearon 600 y 700 mg/L de sulfato de aluminio, se obtuvieron porcentajes de remoción de turbidez iguales estadísticamente, según la Figura AXIII.2, que lograron remover entre el 88 y el 93 % de turbidez del efluente. Según Andía (2010), la coagulación puede efectuarse en una de las cuatro zonas mostradas en la Figura 3.8, de acuerdo con la concentración de sulfato de aluminio

empleada (p. 30). Por lo tanto, la similitud en el porcentaje de remoción de turbidez alcanzado por estos ensayos se debe, posiblemente, a que las dos concentraciones se ubican dentro de la zona II, en la cual se efectúa una buena coagulación, según la Figura 3.8.

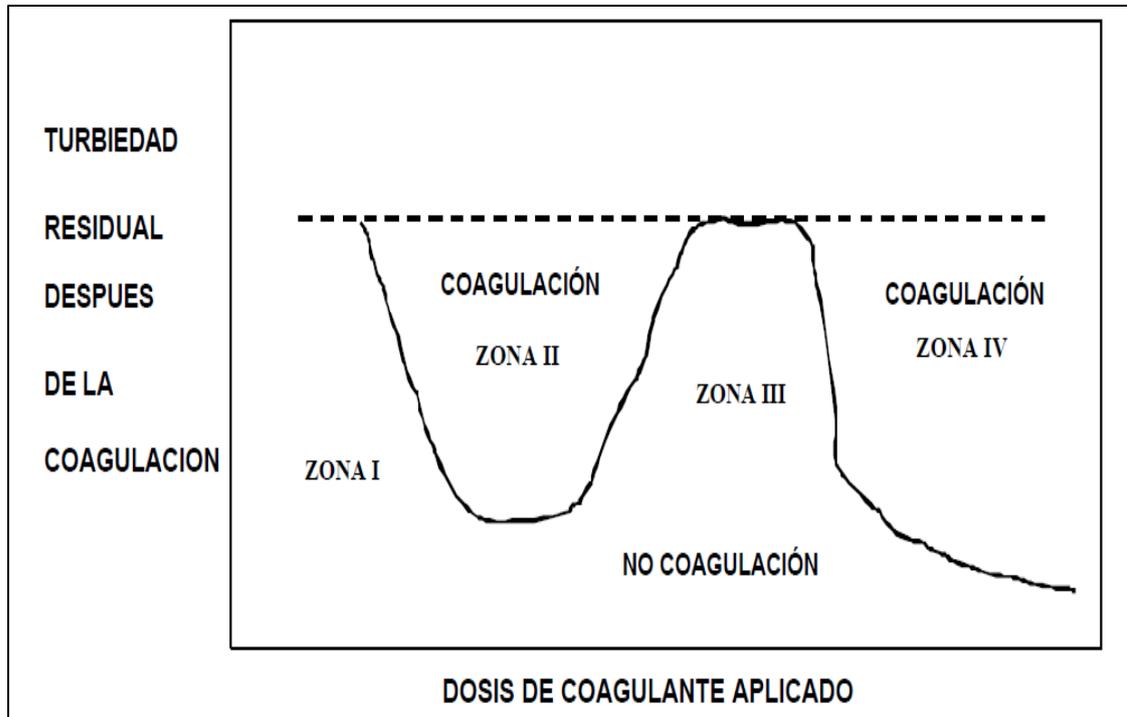


Figura 3.8. Variación de la turbiedad residual del efluente después de la coagulación en función de la dosis de sulfato de aluminio aplicado como coagulante (Andía, 2010, p. 30)

Por otro lado, Kasperchik et al. (2011) mencionan que el tratamiento de efluentes con colorantes reactivos requiere de concentraciones superiores a 500 mg/L para obtener remociones de turbidez mayores al 90 % (p.10). Adicionalmente, Ben y Masmoudi (2013) establecen que la concentración óptima de sulfato de aluminio para efectuar el proceso de coagulación-floculación se encuentra entre 500 y 1 000 mg/L (p.130). Como evidencia de estas afirmaciones, los resultados mostraron que al aplicar 500 mg/L no se obtuvieron los mejores resultados en la remoción de turbidez, puesto que esta concentración se encuentra en el límite inferior fijado por los autores mencionados, mientras que al emplear concentraciones mayores se mejora tal remoción.

3.2.2. EVALUACIÓN DE LA REMOCIÓN DEL COLOR REAL DEL EFLUENTE

De acuerdo con la Tabla 3.2, el porcentaje de remoción promedio de color real para los ensayos realizados se encontró entre el 13,33 y 20,26 %, con excepción del valor correspondiente a ensayos que trataron el efluente con 600 y 1,4 mg/L de coagulante y floculante, respectivamente. Tal excepción se presentó porque la concentración de floculante no permitió formar masas de flóculos con buenas características de sedimentación.

Adicionalmente, los porcentajes alcanzados de remoción de color real fueron bajos porque posiblemente los productos coagulante y floculante aplicados en el proceso de coagulación-floculación no fueron los adecuados para adsorber partículas orgánicas. Según Andía (2010), la adsorción de color real de los efluentes se debe a la adsorción de este tipo de partículas (p. 6). Además de acuerdo con Guerrero (1991), el coagulante adsorbe con mayor facilidad especies inorgánicas, que provocan la turbidez del efluente, mas no las partículas orgánicas (p. 87). El mayor porcentaje promedio de remoción de color real (20,26 %) correspondió a los ensayos que utilizaron 600 mg/L de coagulante y 2,8 mg/L de floculante.

Por otra parte los estudios realizados por Pereira y Alves (2012) establecen que, la presencia de colorantes azoicos reactivos en el efluente no permite alcanzar altos porcentajes de remoción de color real y aparente, porque este tipo de colorantes forman flóculos que no sedimentan fácilmente y, como consecuencia, el proceso no resulta ser efectivo. Sin embargo, los mismos autores determinaron que el proceso realiza efectivamente la remoción de otros contaminantes presentes, como los colorantes azoicos dispersos (p. 130).

Los valores de P, presentados en la Tabla 3.3, demuestran que la concentración de floculante y su interacción con la concentración de coagulante influyeron sobre el porcentaje de remoción de color real alcanzado, pero la concentración de sulfato de aluminio no es un factor que tuvo efecto significativo sobre la remoción de este parámetro. Es así que, en la Figura 3.9 se puede apreciar que la concentración de

coagulante alcanzó altos y bajos porcentajes de remoción, que oscilan entre el 6,94 y el 20,26 %, de acuerdo con la concentración de floculante aplicada.

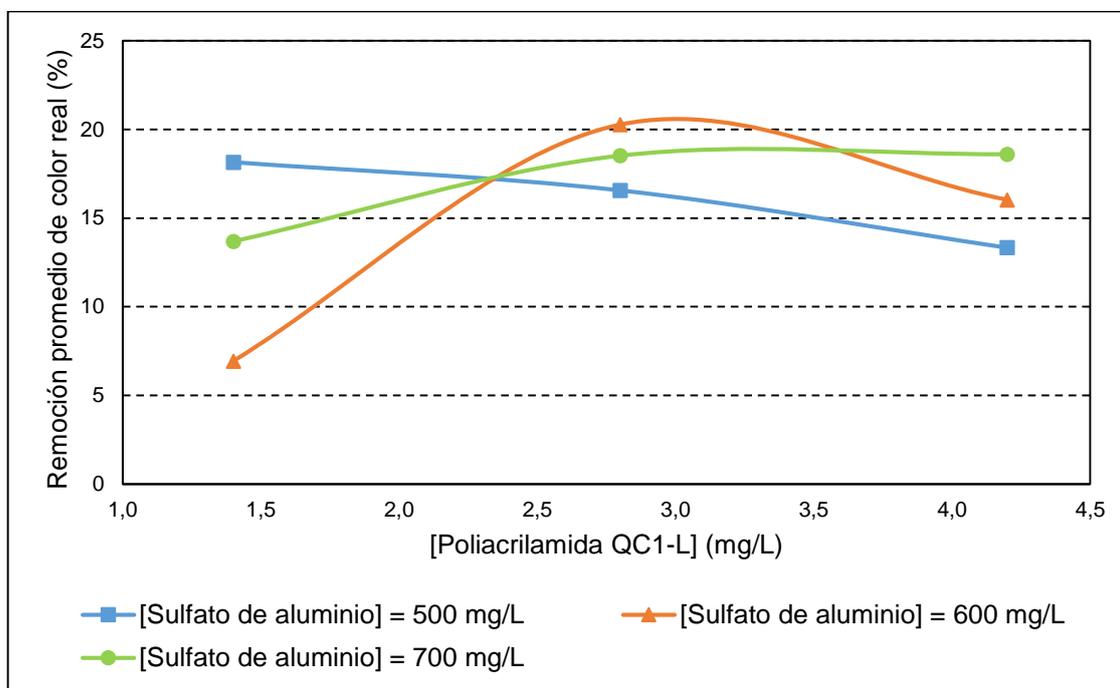


Figura 3.9. Porcentaje de remoción promedio de color real del efluente textil en función de las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L

La gráfica de medias que relaciona las concentraciones de coagulante con los porcentajes de remoción de color real del efluente, mostrado en la Figura AXIII.3, presenta tres medias muestrales que no tienen diferencias estadísticamente significativas. De acuerdo con la gráfica mencionada, se puede afirmar que la mejor concentración de coagulante para remover color real del efluente textil corresponde a 500 mg/L, puesto que, el porcentaje de remoción de este parámetro fue estadísticamente igual a los porcentajes obtenidos al agregar 600 o 700 mg/L de sulfato de aluminio y el consumo de reactivo fue menor.

Además, en la Figura 3.9 se observa que al emplear 600 mg/L de sulfato de aluminio, el porcentaje de remoción de color real del efluente aumenta con el incremento en la concentración de floculante, hasta una concentración igual a 2,8 mg/L. Al superar esta concentración de poliacrilamida, tal porcentaje de remoción disminuye. La misma tendencia se observa en la Figura AXIII.4. La figura indicada

relaciona la variación del porcentaje de remoción del parámetro en discusión con las concentraciones de floculante en estudio. Sin embargo, para los casos que usaron 500 y 700 mg/L de coagulante, no se obtuvo la misma tendencia.

Como presenta la Figura 3.9, en los ensayos que emplearon 500 mg/L de sulfato de aluminio, la remoción de color real disminuyó con el aumento en la concentración de floculante, debido a la mala dispersión y aglomeración de las partículas de floculante, que provocó que los flóculos formados no adsorban contaminantes, especialmente orgánicos (Guerrero, 1991, pp. 86-88).

En la misma gráfica se observa que el uso de 700 mg/L de coagulante incrementa el porcentaje de remoción de color real, con el aumento en el valor de concentración de poliacrilamida porque existe mayor cantidad de flóculos que adsorben mayores contaminantes orgánicos del efluente (Andía, 2010, p. 6).

La Figura AXIII.4, que corresponde a la gráfica de medias y relaciona la variación del porcentaje de remoción de color real alcanzado en función de la concentración de poliacrilamida QC1-L, muestra que las medias de los ensayos que emplearon 1,4 mg/L de floculante son estadísticamente diferentes a los ensayos que utilizaron 2,8 y 4,2 mg/L de poliacrilamida QC1-L. Además, se obtuvo el menor porcentaje de remoción porque esta concentración de floculante no fue suficiente para agrupar los flóculos formados en el proceso de coagulación ni las partículas contaminantes suspendidas (Johnson et al., 2009, p. 280). Al comparar entre sí los ensayos que emplearon 2,8 y 4,2 mg/L de floculante, no se presentaron diferencias estadísticamente significativas.

La disminución en el porcentaje de remoción de color real que se obtuvo con el incremento en la concentración de sulfato de aluminio, de 500 a 700 mg/L, al emplear concentraciones de floculante iguales a 1,4 mg/L mostrada en la 9, podría atribuirse a las razones argumentadas por Adín (1998) quien estableció que, las sales de aluminio forman flóculos órgano-alumino que se caracterizan por su baja capacidad de sedimentación y frágil naturaleza (p. 171). Estas características de los flóculos provocaron, posiblemente, una mayor redisolución de los

contaminantes en el efluente, como por ejemplo los colorantes reactivos; pues, al aumentar la concentración de sulfato de aluminio incrementa la cantidad de flóculos formados que no sedimentan y el valor de color real del efluente.

3.2.3. EVALUACIÓN DE LA REMOCIÓN DE LA DQO DEL EFLUENTE

En la Tabla 3.2 se presentan los porcentajes de remoción de DQO del efluente. El mayor porcentaje promedio de remoción alcanzado del parámetro mencionado corresponde a los ensayos que utilizaron 600,0 mg/L de coagulante y 1,4 mg/L de floculante (71,27 %); en segundo lugar, se encuentran los ensayos que emplearon la misma concentración de sulfato de aluminio con 2,8 mg/L de poliacrilamida QC1-L, con una diferencia aproximada del 25 %, mientras que el menor porcentaje de remoción se obtuvo con las menores concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L que fueron 500,0 y 1,4 mg/L, respectivamente. Este comportamiento se debe, probablemente, a que la utilización de bajas concentraciones de coagulante y floculante formaron microflóculos que sedimentaron lentamente (Andía, 2010, p. 17).

Según los valores de P, ambos factores estudiados y su interacción presentan un efecto estadísticamente significativo sobre la remoción de DQO, como se observa en la Tabla 3.3. Por esta razón, en la Figura 3.10 se observa que el valor del porcentaje promedio de remoción de la DQO presentó dependencia de las concentraciones de poliacrilamida QC1-L y de sulfato de aluminio.

La Figura 3.10 muestra que el incremento en la concentración de sulfato de aluminio de 500 a 700 mg/L aumentó el porcentaje de remoción promedio de DQO, debido a que mientras existe mayor cantidad de partículas de coagulante, existe más probabilidad de que las materias inorgánica y orgánica sean removidas del efluente (Van Haandel y Van Der Lubbe, 2007, p. 7).

Lo mencionado también se puede apreciar en la Figura AXIII.5, donde se presenta la gráfica de medias que compara los porcentajes de remoción del parámetro DQO

alcanzados según las concentraciones de sulfato de aluminio empleadas en cada ensayo. Adicionalmente, en esta gráfica se puede observar que la media correspondiente a los ensayos que utilizaron 500 mg/L de coagulante presentó diferencias estadísticamente significativas con las medias correspondientes a los ensayos que emplearon 600 y 700 mg/L. Sin embargo, los ensayos que emplearon 600 y 700 mg/L fueron iguales estadísticamente entre sí porque, como ya se ha mencionado antes, estas dos concentraciones se encuentran dentro del rango óptimo para efectuar el proceso de coagulación-floculación. Los porcentajes de remoción promedio de DQO se encontraron en el intervalo entre 40,0 y 46,0 %.

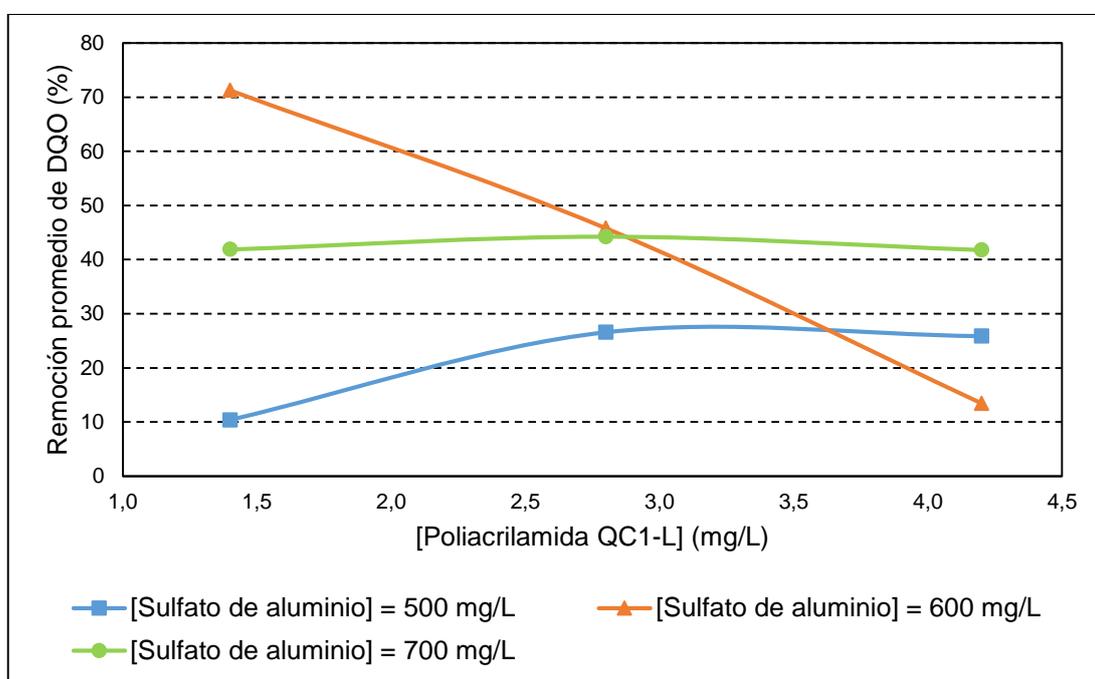


Figura 3.10. Porcentaje de remoción promedio de DQO del efluente textil en función de las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L

En los ensayos que usaron 500 y 700 mg/L de coagulante, el aumento en la concentración de poliacrilamida QC1-L, desde 1,4 mg/L hasta 2,8 mg/L, incrementó el porcentaje de remoción de DQO como muestra la Figura 3.10. Con la mayor concentración de floculante probada (4,2 mg/L), el porcentaje de remoción de DQO disminuyó. En este caso, la remoción de DQO de las muestras fue afectada por la aglomeración de las partículas de poliacrilamida que no fueron dispersadas adecuadamente en el efluente, lo cual perjudicó la adsorción de los contaminantes presentes en el efluente (Guerrero, 1991, pp. 86-88).

Al analizar los ensayos que emplearon 600 mg/L de coagulante, se observa que el porcentaje de remoción de DQO disminuyó con el incremento en la concentración de poliacrilamida QC1-L. Ello puede deberse a que los flóculos formados de gran tamaño tuvieron menor capacidad de adsorción de contaminantes que los flóculos pequeños, debido a la disminución del área en contacto con los contaminantes (Van Haandel y Van Der Lubbe, 2007, p. 7).

La Figura AXIII.6 presenta la gráfica de medias que compara los porcentajes de remoción de DQO alcanzados por las diferentes concentraciones de poliacrilamida probadas y muestra una tendencia similar a la mostrada en la Figura 3.10, para los ensayos que usaron 600,0 mg/L de sulfato de aluminio. Pero, además, establece una igualdad estadística entre las medias correspondientes a 1,4 y 2,8 mg/L de floculante y una desigualdad estadística entre las medias mencionadas y la media que corresponde a los ensayos que emplearon 4,2 mg/L de poliacrilamida QC1-L. Los resultados se deben a que la gráfica de medias promedia todos los valores obtenidos de los porcentajes de remoción de DQO, sin considerar el efecto de la interacción entre las concentraciones de floculante y coagulante sobre la variación de la DQO del efluente.

3.2.4. EVALUACIÓN DEL pH DEL EFLUENTE TRATADO

Como se presenta en la Tabla 3.3, la concentración de poliacrilamida y la interacción entre este factor y la concentración de coagulante fueron estadísticamente significativos sobre la variación de pH, porque los valores de P fueron menores a 0,05. En la Figura 3.11, se observa que el incremento en la concentración de coagulante no influyó en la variación del pH del efluente, por lo tanto la gráfica de medias presentada en la Figura AXIII.7 muestra tres grupos homogéneos.

Por el contrario, la Figura 3.11 muestra que sí existió variación del pH con el aumento en la concentración de floculante. La variación de este parámetro con la concentración de poliacrilamida se debe posiblemente a que este producto no tiene

buena afinidad en el sistema efluente-coagulante, por lo cual el incremento en su concentración no permitió formar flóculos con buena capacidad de sedimentación y, consecuentemente, las especies formadas durante la coagulación y los contaminantes re-disueltos en el vertido influyeron sobre el valor de pH (Andía, 2010, p. 17).

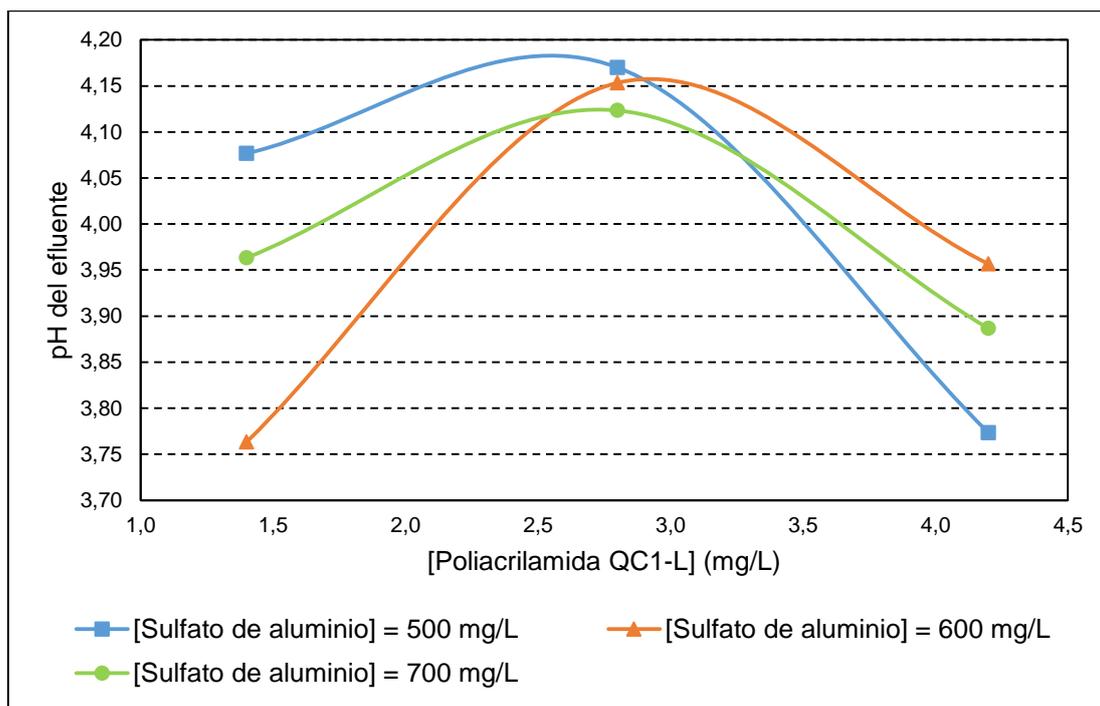


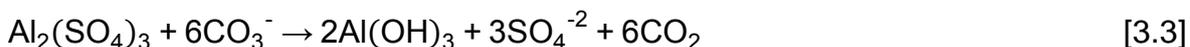
Figura 3.11. Variación del pH del efluente tratado con diferentes concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L

La Figura AXIII.8, correspondiente a la gráfica de medias que relaciona el pH del efluente alcanzado después del proceso de coagulación-floculación en función de las diferentes concentraciones de floculante probadas, muestra que la media de los ensayos que utilizaron 2,8 mg/L de poliacrilamida QC1-L es diferente estadísticamente a las otras dos medias. Tal diferencia se debe a que los flóculos formados con la concentración de floculante indicada tuvieron mejores características de sedimentación.

Al analizar la media correspondiente a los ensayos que emplearon 1,4 mg/L de floculante se observa que estas pruebas son iguales estadísticamente a los ensayos que utilizaron 4,2 mg/L de poliacrilamida, pues con estas concentraciones

la sedimentación de los flóculos formados por el proceso de coagulación no fue buena y, consecuentemente, los flóculos suspendidos en el efluente influyeron en el valor del pH del mismo.

Además, en las Figura 3.11 se puede apreciar que el pH (inicialmente igual a 6,0) disminuyó (aproximadamente a 4,0) después de realizar el proceso de coagulación-floculación. Esto es causado por la presencia de algunos iones de aluminio cargados positivamente, como el $[\text{Al}(\text{OH})_2^{2+}]$ y el $[\text{Al}_2(\text{OH})_2^{4+}]$, que de acuerdo con Snoeyink y Jenkins (1980), están en equilibrio con el hidróxido de aluminio sólido antes que se forme el precipitado más cristalizado de $\text{Al}(\text{OH})_3$, como se presenta en las ecuaciones 3.1 y 3.2 y en las Figuras AXIV.1 y AXIV.2 (pp. 168-170). El hidróxido de aluminio es producido después de que el coagulante reacciona con la alcalinidad del agua, como muestra la ecuación 3.3 (Asilian et al., 2006, p. 2).



La Figura AXIII.8 muestra que al utilizar 2,8 mg/L de floculante durante el proceso, el valor del pH disminuyó hasta un intervalo entre 4,1 y 4,2; mientras que, al aplicar 1,4 y 4,2 mg/L de poliacrilamida QC1-L, el valor del pH disminuyó hasta un rango entre 3,8 y 4,0. Según Andía (2010), la mayor disminución en el valor de pH, con las últimas concentraciones de floculante mencionadas, se debe a la presencia de flóculos suspendidos en el sobrenadante del proceso que contienen iones cargados positivamente en equilibrio con el hidróxido de aluminio (p. 17). Por lo tanto, la presencia de estos flóculos reduce el valor de pH del efluente.

3.2.5. SELECCIÓN DE LAS MEJORES CONCENTRACIONES DE SULFATO DE ALUMINIO Y POLIACRILAMIDA QC1-L

De acuerdo con las Figuras 3.7 y 3.9, las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L que permitieron alcanzar los mayores porcentajes promedio de remoción de turbidez y color real fueron 600 y 2,8 mg/L, respectivamente. El estudio realizado por Nandy, Shastry, Pathe y Kaul (2005), a pesar de emplear una concentración de sulfato de aluminio mayor a 600 mg/L para tratar efluentes provenientes de procesos de estampado, no logró alcanzar altos porcentajes de remoción de color (p. 21). En el presente trabajo tampoco se alcanzó una alta remoción de color real (20,26 %), principalmente por la presencia de colorantes reactivos. Sin embargo, en este estudio se obtuvo un alto porcentaje promedio de remoción de turbidez (95,62 %). La turbidez se relaciona con la concentración de sólidos suspendidos y el alto porcentaje de remoción se puede deber a que el efluente contenía otros contaminantes, como los colorantes dispersos, que forman soluciones con elevados sólidos suspendidos y coloides, que el proceso de coagulación-floculación puede remover fácilmente (Kim et al., 2009, p. 98).

Por otro lado, Asilian et al. (2006) mencionan que el proceso de coagulación-floculación que empleó una concentración de sulfato de aluminio igual a 600 mg/L removió el 70,00 % de DQO y el 99,99 % de color de un efluente acrílico (p. 154). Al aplicar la misma concentración de coagulante en el presente estudio se obtuvieron diferencias significativas en los porcentajes de remoción alcanzados de ambos parámetros (27,21 y 79,73 % respectivamente), posiblemente debido a la variación en la carga contaminante del efluente tratado y a los tipos de colorantes empleados durante el procesamiento textil.

Según la Figura 3.10, el mayor porcentaje promedio de remoción de DQO se logró con 500 mg/L de coagulante y 1,4 mg/L de floculante. Sin embargo, 600 mg/L de sulfato de aluminio y 2,8 mg/L de poliacrilamida QC1-L se seleccionaron como las mejores concentraciones porque se obtuvieron los mejores resultados en las remociones de los demás parámetros analizados.

Sobre la base del análisis previamente realizado y las gráficas de medias presentadas en el Anexo XIII, las mejores concentraciones de coagulante y floculante seleccionadas para la remoción de turbidez, color real y DQO del efluente en estudio fueron 600 mg/L de sulfato de aluminio y 2,8 mg/L de poliacrilamida QC1-L, respectivamente.

Cabe mencionar que los flóculos formados con estas concentraciones tuvieron un diámetro entre 1,50 y 2,25 mm con un índice de Willcomb de 8, de acuerdo con la Figura 3.12 y la Tabla 3.4, respectivamente, porque el agua residual tratada no quedó completamente cristalina. Este fenómeno pudo deberse al color intenso característico de los efluentes textiles con colorantes dispersos (Drumond et al., 2013, p. 152; Giordani et al., 2008, pp. 102-103; Rashedul, 2008, p. 35). Los flóculos formados sedimentaron en 10 min aproximadamente.

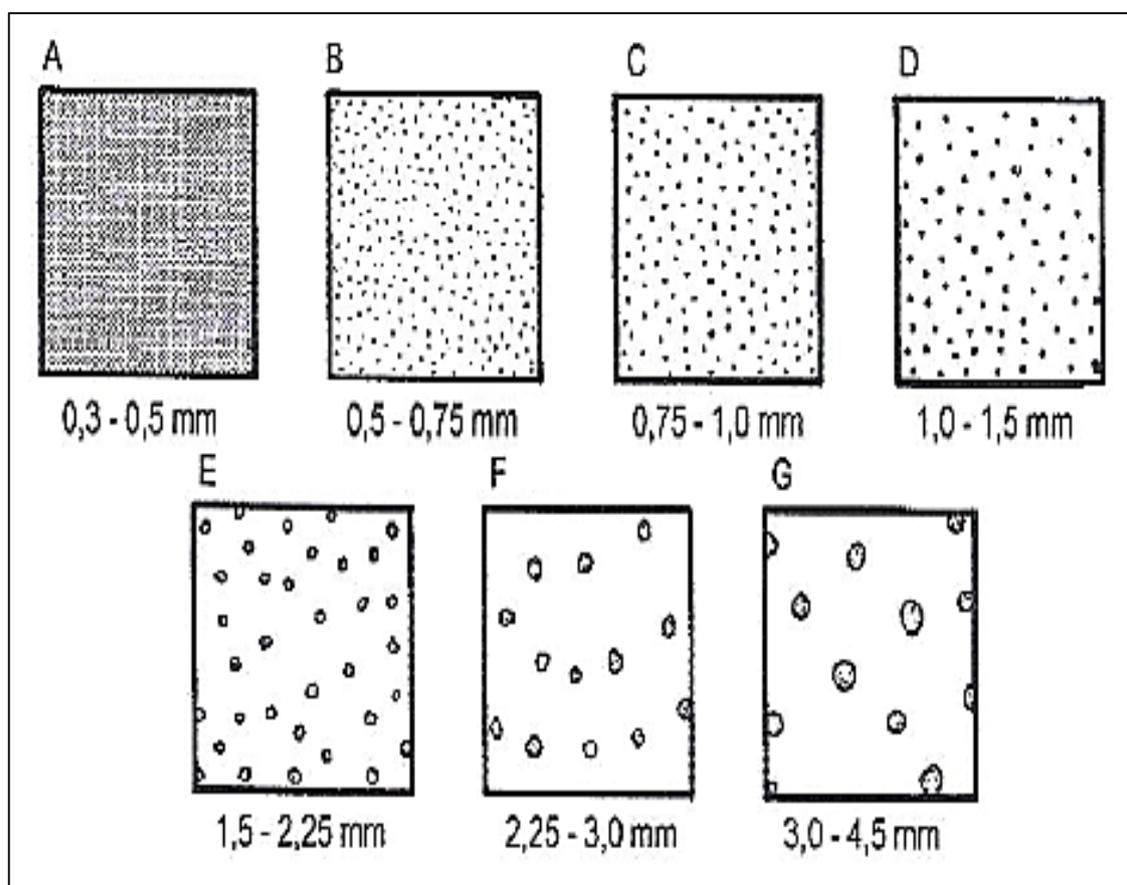


Figura 3.12. Diámetros de referencia para evaluar la calidad de flóculos formados en el proceso de coagulación-floculación

(Giordani et al., 2008, p. 103)

Tabla 3.4. Índice de Willcomb que caracteriza los flóculos formados durante el proceso de coagulación-floculación

N° de Índice	Índice de Willcomb
0	Flóculo coloidal
2	Visible. Flóculo muy pequeño, casi imperceptible
4	Disperso. Flóculo bien formado, pero uniformemente distribuido (sedimenta muy lento o no sedimenta)
6	Claro. Flóculo de tamaño relativamente grande que precipita con lentitud
8	Bueno. Flóculo que se deposita fácil pero no completamente
10	Excelente. Flóculo que se deposita completamente y deja el agua cristalina

(Giordani et al., 2008, p. 103)

3.3 SELECCIÓN DEL PROCESO FENTON MÁS EFICIENTE, DE ACUERDO CON LOS PORCENTAJES DE REMOCIÓN DE LOS PARÁMETROS COLOR REAL Y DQO

3.3.1. EVALUACIÓN DE LOS PROCESOS FENTON CONVENCIONAL Y HETEROGÉNEO SEGÚN EL PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE DQO Y COLOR REAL

3.3.1.1. Análisis de la remoción de DQO del efluente

El sobrenadante del proceso de coagulación-floculación se trató mediante los procesos Fenton convencional y heterogéneo. Para seleccionar el proceso Fenton más eficiente se determinaron los porcentajes de remoción promedio de DQO, con diferentes valores de relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ (137,36:1, 68,68:1 y 22,89:1) y tamaños de partícula de carbón activado, como muestran la Tabla 3.5 y la Figura 3.13.

Tanto en la Tabla 3.5 como en la Figura 3.13 se observa lo siguiente:

- En primer lugar, el proceso Fenton convencional logró el mayor porcentaje de remoción promedio de DQO del efluente con la menor relación molar entre el peróxido de hidrógeno y la sal ferrosa (22,89:1). Cuando el valor de relación molar aumentó, la remoción de la DQO disminuyó porque el peróxido de hidrógeno en exceso probablemente actuó como “scavenger” de los radicales hidroxilo, de acuerdo con las reacciones descritas en las ecuaciones 1.16 y 1.17 y, también, al agregar menor concentración de sal ferrosa, la velocidad de oxidación de la materia orgánica disminuye porque al inicio de la reacción, menor cantidad de peróxido de hidrógeno reacciona con los iones Fe^{2+} disponibles (Bouasla et al., 2010, p. 38; Lucas et al., 2007, p. 1 107).

Tabla 3.5. Porcentajes de remoción promedio de DQO de los efluentes textiles tratados con el proceso Fenton convencional y Fenton heterogéneo con carbón activado

[Fe(SO ₄).7 H ₂ O] (mg/L)	[H ₂ O ₂] (mg/L)	Relación molar [H ₂ O ₂]:[FeSO ₄ .7 H ₂ O]	Carbón Activado, tamaño de partícula	Remoción promedio DQO (%)
100	1 680	137,36:1	No contiene	23,63 ± 15,87
200	1 680	68,68:1	No contiene	37,18 ± 9,80
300	840	22,89:1	No contiene	80,16 ± 14,52
100	1 680	137,36:1	Granular, 5 mm	9,77 ± 7,07
200	1 680	68,68:1	Granular, 5 mm	84,40 ± 4,78
300	840	22,89:1	Granular, 5 mm	75,06 ± 12,59
100	1 680	137,36:1	Pulverizado, 38 µm	100,50 ± 0,46
200	1 680	68,68:1	Pulverizado, 38 µm	85,95 ± 14,73
300	840	22,89:1	Pulverizado, 38 µm	88,75 ± 13,91

$\bar{x} \pm \sigma$ (n = 3)

- En segundo lugar, se evidenció que al añadir carbón activado granular (con un tamaño de partícula de 5 mm) en el proceso Fenton, los porcentajes de remoción alcanzados entre los tratamientos que usaron relaciones molares H₂O₂:FeSO₄.7 H₂O iguales a 22,89 y 68,68, aumentaron en un 9,36 %. De acuerdo con Bouasla et al. (2010), este fenómeno se produjo porque se generó mayor cantidad de radicales hidroxilo cuando la relación molar fue mayor, aunque la concentración de la sal ferrosa agregada fue menor (p. 38). Sin embargo, los ensayos que emplearon la relación molar igual a 137,36:1 alcanzaron menores porcentajes de

remoción de DQO, debido a la cantidad en exceso de peróxido de hidrógeno que afectó el comportamiento del proceso Fenton, como ya se explicó anteriormente (Sekaran et al., 2013, p. 250).

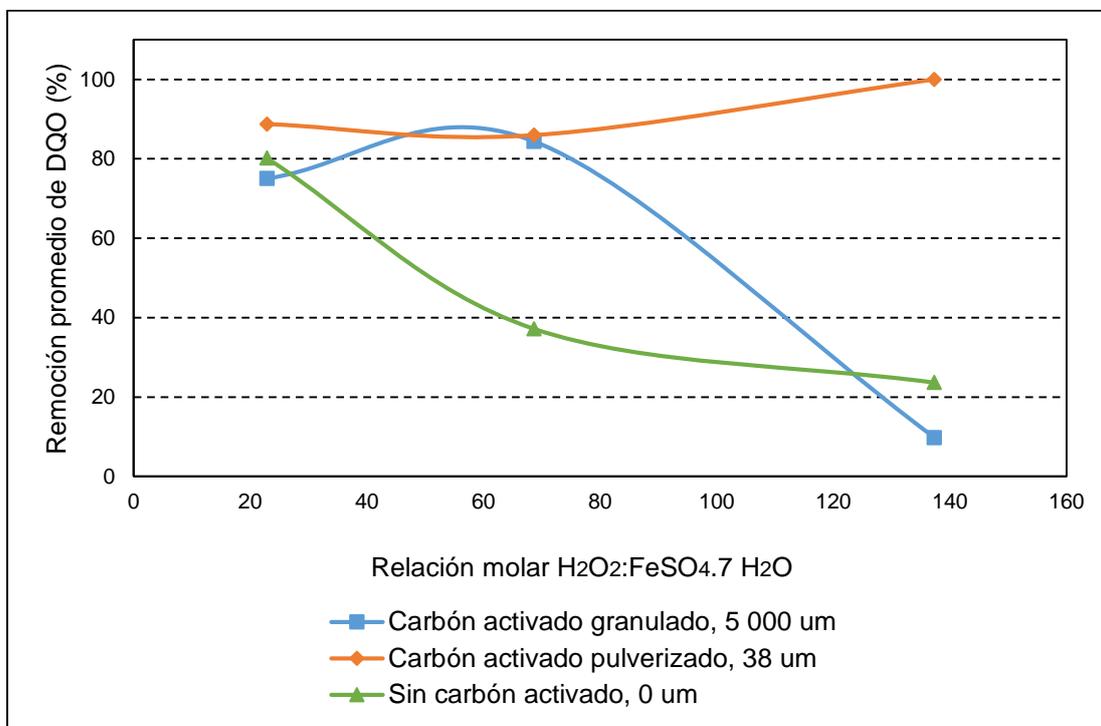


Figura 3.13. Porcentaje de remoción promedio de DQO del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación, en función de la relación molar $H_2O_2:FeSO_4 \cdot 7 H_2O$ y el tamaño de partícula del carbón activado empleado en el proceso Fenton

- En tercer lugar, en la Figura 3.13 se observa que los ensayos que utilizaron carbón activado en polvo (cuyo tamaño de partícula fue 38 μm), como catalizador del proceso Fenton, alcanzaron los mayores porcentajes de remoción de la DQO, que incluso llegaron al 100 % de remoción, cuando se utilizó 100 mg/L de $FeSO_4 \cdot 7 H_2O$ y 1 680 mg/L de H_2O_2 . Según Robinson et al. (2007), la disminución del tamaño de partícula del carbón activado permite incrementar el área superficial en contacto con los contaminantes y el número de sitios activos, con lo que la adsorción y difusión de los contaminantes orgánicos desde el efluente al catalizador y la desorción de radicales orgánicos inestables desde el catalizador hacia el efluente se facilitan (pp. 250, 253). En general, se obtuvieron mejores resultados en la remoción de DQO al aplicar carbón activado pulverizado que carbón activado granular. Con estos resultados se puede afirmar

que el carbón activado en polvo actuó mejor como catalizador del proceso Fenton que el granular.

La Figura 3.13 también muestra que el porcentaje de remoción del parámetro DQO depende de la interacción entre la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ empleada y el tamaño de partícula de carbón activado aplicado en el proceso Fenton. La Tabla 3.6, que muestra los valores de P arrojados por el análisis de varianza del programa estadístico Statgraphics Centurion XI para la variable de respuesta: remoción de DQO, concuerda con lo expuesto, puesto que el valor de P para esta variable (interacción entre la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ empleada y el tipo de carbón activado aplicado) es menor a 0,05.

Tabla 3.6. Valores de P obtenidos por el análisis de varianza para las variables: tamaño de partícula del carbón activado aplicado, relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y su interacción sobre el parámetro porcentaje de remoción de DQO del efluente tratado mediante el proceso Fenton

Variable	Valor P
A: Relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$	0,1782
B: Tamaño de partícula del carbón activado aplicado	0,0000
Interacción AB	0,0000

Así mismo, los datos de la Tabla 3.6 muestran que la variación del tamaño de partícula del carbón activado empleado en el proceso Fenton heterogéneo tiene un efecto estadísticamente significativo sobre la remoción de DQO del efluente, porque presenta valores de P menores a 0,05. La Figura AXV.1, expone la gráfica de medias que relaciona el porcentaje de remoción del parámetro analizado con los distintos tamaños de partícula del carbón activado aplicados como catalizadores del proceso Fenton y muestra que los ensayos que utilizaron carbón activado pulverizado de 38 μm alcanzaron los mayores porcentajes de remoción de DQO y, de igual forma, fueron estadísticamente diferentes a aquellos ensayos que no aplicaron catalizador y a los ensayos que emplearon carbón activado granular de 5 mm, debido a que el carbón activado en polvo presenta mayor área superficial en contacto con los contaminantes del efluente (Robinson et al., 2007, p. 253).

Por otro lado, la Figura AXV.1 evidencia que no hay diferencias estadísticas entre los porcentajes de remoción alcanzados por los ensayos que no aplicaron carbón activado en el proceso Fenton y aquellos que aplicaron carbón activado granular como catalizador del proceso. Por esta razón, en la Figura 3.13 se observa que para las relaciones molares iguales a 22,89 y 137,36 se alcanzaron porcentajes de remoción de DQO con diferencias menores al 15 %.

Según la Figura 3.13, el uso de la relación molar igual a 68,68 en el proceso Fenton heterogéneo con carbón activado granular obtuvo un comportamiento diferente al presentado por las otras relaciones molares, debido a que se empleó la relación molar adecuada entre los reactivos Fenton para que el carbón activado granular actúe como catalizador y se cumpla lo establecido por Gulkaya et al. (2006), quienes indicaron que, el carbón activado aumenta el rendimiento de la oxidación Fenton (p. 769).

Sin embargo, la relación molar no fue un factor estadísticamente significativo sobre el porcentaje de remoción de este parámetro, según el valor de P presentado en la Tabla 3.6 y, por esta razón, en la Figura 3.13 se presentan valores similares en los porcentajes de remoción de DQO alcanzados, principalmente en los ensayos que aplicaron la relación molar igual a 22,89:1. Estos resultados no concuerdan con la conclusión emitida por Gulkaya et al. (2006), quienes establecieron que la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{Fe}^{2+}$ afectó la eficiencia del proceso Fenton (pp. 768-769).

La gráfica de medias que relaciona el porcentaje de remoción de DQO obtenido por las diferentes relaciones molares entre los reactivos Fenton probadas se muestra en la Figura AXV.2. La gráfica indicada presenta tres grupos homogéneos porque el cambio en el valor de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ no es estadísticamente significativo sobre el porcentaje de remoción de DQO alcanzado.

Como resultado de la Figura AXV.2, se seleccionó como la mejor relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ a 22,89:1, relación que empleó 300 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado y 840 mg/L de peróxido de hidrógeno, porque alcanzó estadísticamente los mismos porcentajes de remoción de DQO que las otras

relaciones molares probadas, pero también empleó la menor concentración de peróxido de hidrógeno, lo cual disminuye la posibilidad de que su exceso actúe como “scavenger” de los radicales hidroxilo. Además, esta relación molar utilizó la mayor concentración de sulfato de hierro heptahidratado que permite, según Wang et al. (2009), aumentar la velocidad de oxidación de los contaminantes (p. 1 356).

Cabe destacar que para dos de los tres procesos desarrollados (Fenton convencional y Fenton heterogéneo con carbón activado pulverizado), la relación molar entre el peróxido de hidrógeno y las sales de hierro (II) que permitió alcanzar los mayores porcentajes de remoción promedio de DQO (alrededor del 80,00 %) fue el correspondiente a 22,89:1, al utilizar 300 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado.

Los resultados fueron similares a aquellos obtenidos en el estudio realizado por Ruey-Fang et al. (2010), quienes observaron que el valor óptimo de la relación en peso $H_2O_2:Fe^{2+}$ fue 3:1, equivalente a una relación molar igual a 24,52:1, al emplear 103,5 mg/L de hierro (II), para conseguir aproximadamente un 98,00 % en remoción de color real y 88,00 % en la remoción de DQO, al tratar dos tipos de efluentes textiles sintéticos que contenían el colorante ostacino Reactive Blue 49 (RB49) y el colorante azoico Reactive Black B (RBB), respectivamente (p. 270).

Por otro lado, los resultados del presente estudio difieren a los realizados por Blanco (2009), quien obtuvo el mayor porcentaje de remoción de DQO (igual a 65,50 %) de un efluente textil descargado por una industria dedicada a la tinción de hilos con fibras sintéticas, cuando la relación molar entre ambos reactivos fue igual a 62,46:1 con la utilización de 216,0 mg/L de sal ferrosa (p. 94). La diferencia se debe, probablemente, a que las cargas contaminantes de los dos efluentes estudiados fueron distintas.

Para cumplir la norma ambiental vigente para descargas del efluente en sistemas de alcantarillado (350 mg/L de DQO) se debió remover aproximadamente el 78,18 % de la DQO inicial del vertido textil en estudio. Los experimentos que cumplieron con tal porcentaje de remoción fueron: el proceso Fenton convencional con 300

mg/L de sulfato de hierro heptahidratado, el proceso Fenton catalizado con carbón activado granular que empleó 200 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado y los tres procesos Fenton catalizados con carbón activado pulverizado. En estos ensayos se logró remover porcentajes promedios mayores al 80 %, como se observa en la Tabla 3.5, razón por la cual, se puede afirmar que el tratamiento aplicado para el tratamiento de efluentes textiles fue adecuado.

3.3.1.2. Análisis de la remoción de color real del efluente

Las Figuras 3.14, 3.15 y 3.16 presentan los porcentajes de remoción de color real del sobrenadante del proceso de coagulación-floculación para diferentes tiempos de reacción. En la Tabla AXVI.1 se encuentran los valores de los porcentajes de remoción de color real correspondientes a cada tiempo de reacción de cada ensayo realizado.

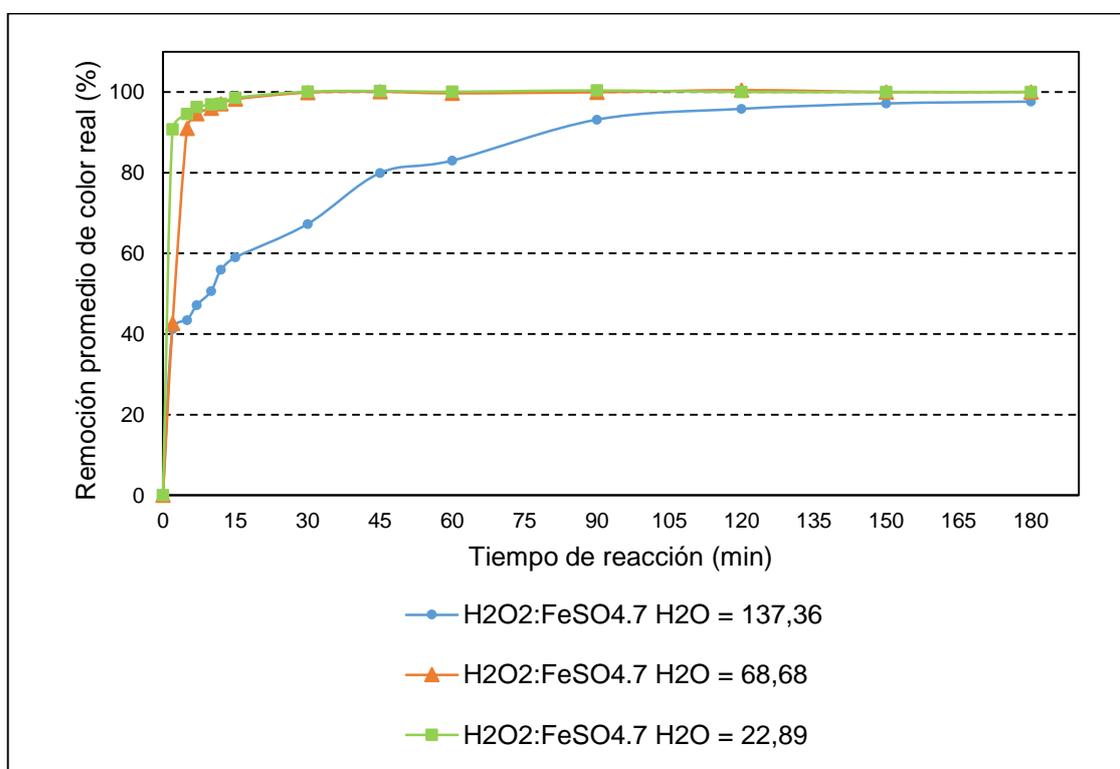


Figura 3.14. Porcentaje de remoción promedio de color real del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación en función de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y el tiempo de reacción, sin utilizar carbón activado en el proceso Fenton

En la Figura 3.14 se muestra que mientras menor fue la relación molar entre H_2O_2 y $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$, el efluente se decoloró más rápidamente, lo que pudo ocurrir fue que a medida que disminuyó el valor de la relación molar, el peróxido de hidrógeno residual en el efluente fue menor, con lo que disminuyó la probabilidad de que este reactivo actuara como “scavenger” de los radicales hidroxilo generados en la reacción Fenton. De esta manera, los radicales pudieron reaccionar con los contaminantes del efluente más fácilmente y, consecuentemente, el tiempo de degradación de los colorantes presentes disminuyó.

Por otro lado, se observa que el tratamiento del efluente mediante el proceso Fenton convencional logró decolorar casi completamente al efluente textil en tiempos cortos (menores a los 15 min), posiblemente porque las relaciones molares entre los reactivos Fenton seleccionadas fueron adecuadas para tratar al efluente en estudio, puesto que de su valor depende la eficiencia de este proceso de oxidación (Gulkaya et al., 2006, p. 769). Dantas et al. (2008) afirman que es una buena opción tratar este tipo de efluentes mediante el proceso Fenton y establecen que se logra un 70 % de degradación de contaminantes en los primeros 20 min del proceso Fenton convencional (pp. 93-94). En el presente estudio y con la menor relación molar experimentada se alcanzó el 90 % de remoción de color del efluente a los 2 min de reacción, como se puede apreciar en la Figura 3.14.

Al comparar los porcentajes de remoción de color alcanzados por las relaciones molares iguales a 68,68:1 y 137,36:1, entre los 5 y los 45 min de reacción, la remoción alcanzada difiere en porcentajes mayores al 20 %. Estas diferencias en los porcentajes de remoción se deben principalmente a las distintas concentraciones existentes de peróxido de hidrógeno en exceso que, posiblemente, reaccionaron con los radicales hidroxilo generados por la reacción de oxidación, por lo cual se produjo un fenómeno de competición entre las velocidades de degradación de materia orgánica y de captación de radicales $\cdot\text{OH}$ (Sekaran et al., 2011, p. 503).

Los ensayos que utilizaron una relación molar entre H_2O_2 y $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ igual a 22,89 con 300 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado generaron la mayor

cantidad de lodo anaranjado, debido, probablemente, a la formación de complejos de hierro durante la reacción Fenton que son precipitados, principalmente como hidróxidos, después de ajustar el pH del efluente tratado a 8,0 (Sekaran et al., 2011, p. 500).

Por su parte, la Figura 3.15 muestra los resultados obtenidos para los ensayos que utilizaron carbón activado granular como catalizador del proceso Fenton heterogéneo. Se puede observar que después de los 15 min de reacción, las tres relaciones molares probadas alcanzaron porcentajes de remoción de color real mayores al 96,00 %. La relación molar igual a 68,68:1 redujo el menor porcentaje de color del efluente (42,95 %) a los 2 min de reacción, mientras que la relación molar igual a 22,89:1 redujo el mayor porcentaje (82,35 %).

La menor relación molar probada alcanzó el mayor porcentaje de remoción de color real del efluente en los primeros minutos porque mayor cantidad de peróxido de hidrógeno fue consumido al inicio de la reacción, puesto que se agregó mayor concentración de sales ferrosas que en los ensayos que utilizaron la relación molar igual a 68,68:1 y, por lo tanto la velocidad de oxidación de los compuestos orgánicos fue mayor (Perdigón-Melón et al., 2010, p. 130; Sekaran et al., 2011, p. 501).

La relación molar igual a 137,36 logró remover el 68,63 % de color real a los 2 min de reacción. No correspondió al mayor porcentaje de remoción, posiblemente por el exceso de peróxido de hidrógeno que actuó como "scavenger" de los radicales hidroxilo generados por la reacción Fenton.

Sin embargo, los ensayos que utilizaron las relaciones molares iguales a 68,68:1 y 137,36:1 alcanzaron el 100 % de remoción de color, lo cual no ocurrió con los ensayos que utilizaron la relación 22,89:1. Con la última relación molar no se obtuvo la decoloración completa en las 3 h de duración del experimento. La tendencia inestable en la remoción de color real del efluente presentada con estos ensayos pudo ocasionarse porque el carbón activado, posiblemente, alcanzó el equilibrio de adsorción. El equilibrio se alcanzó, probablemente, porque el carbón activado se saturó de contaminantes, por lo que los contaminantes adsorbidos por el carbón

activado comenzaron a retornar al efluente (Sevilla, 2009, p. 32). Cuando la desorción de los contaminantes ocurrió, el porcentaje de remoción de color del efluente disminuyó. Este efecto se presentó, casi inmediatamente después, de obtener altos porcentajes de remoción de color real del efluente, como se observa en la Figura 3.15.

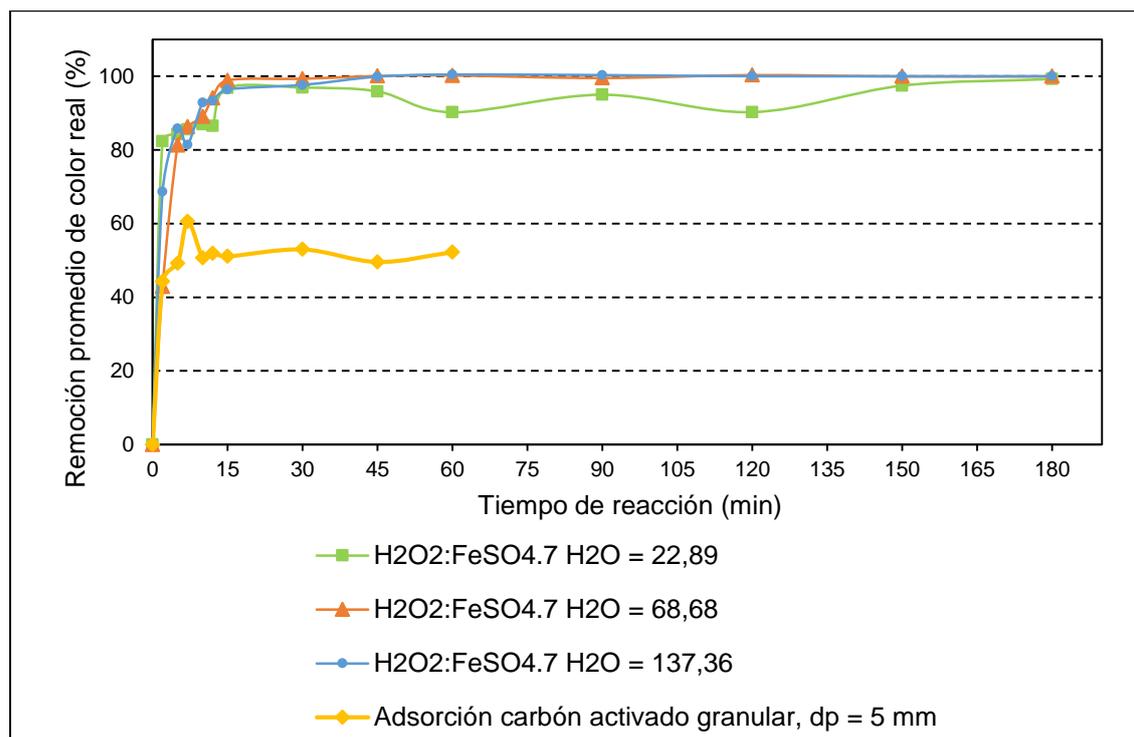


Figura 3.15. Porcentaje de remoción promedio de color real del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación en función de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y el tiempo de reacción, al emplear carbón activado granulado con un tamaño de partícula de 5 mm en el proceso Fenton heterogéneo

La Figura 3.15 también muestra una curva que corresponde al porcentaje de remoción promedio de color real alcanzado al tratar el efluente únicamente con carbón activado granular. El porcentaje promedio de color real que se logró remover fue del 51,43 % y no fue suficiente para evidenciar la decoloración física del efluente. Sin embargo, la decoloración del efluente se logró apreciar cuando se ejecutó la adsorción conjuntamente con la reacción Fenton.

Tal decoloración se alcanzó porque se presentan dos fenómenos en el proceso Fenton catalizado con carbón activado, la oxidación catalizada y la adsorción física

en la superficie del catalizador heterogéneo, y el conjunto de tales fenómenos permitió alcanzar elevados porcentajes de remoción de color, cercanos al 100 %, en tiempos cortos (Hartmann et al., 2010, p. 9 009).

La Figura 3.16 presenta los resultados alcanzados en cuanto a la remoción de color del efluente en los ensayos efectuados con carbón activado pulverizado. Se observa que existen pequeñas diferencias en los porcentajes de remoción alcanzados, especialmente antes de los 15 min de reacción. Los ensayos que emplearon la relación molar entre peróxido de hidrógeno y sales de hierro (II) igual a 137,36:1 fueron aquellos que requirieron más tiempo para lograr la decoloración completa del efluente debido, probablemente, a la cantidad presente de peróxido de hidrógeno en exceso.

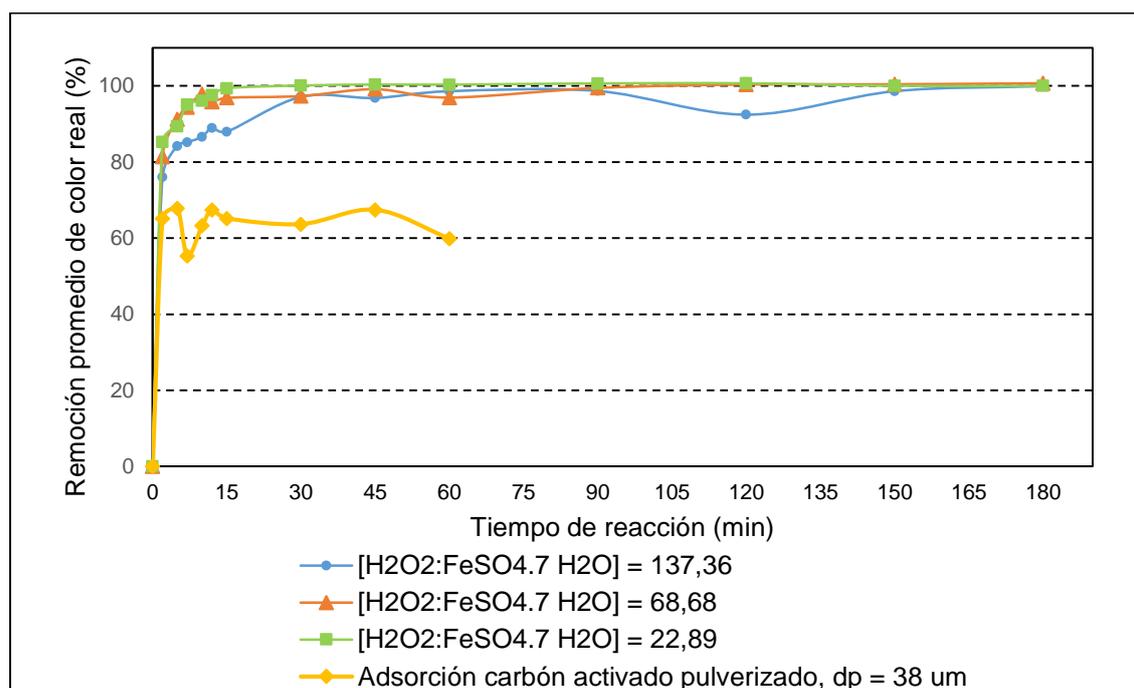


Figura 3.16. Porcentaje de remoción promedio de color real del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación en función de la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y el tiempo de reacción, al emplear carbón activado pulverizado con un tamaño de partícula de $38 \mu\text{m}$ en el proceso Fenton heterogéneo

El efluente también se trató únicamente con carbón activado en polvo y se logró remover en promedio el 63,89 % de color real. Como en los ensayos que emplearon el carbón activado granular, el proceso de adsorción con carbón activado

pulverizado no logró la decoloración del efluente. Sin embargo, la decoloración total del efluente se logró cuando el carbón activado pulverizado se agregó como catalizador heterogéneo en el proceso Fenton. Tal remoción de color se presentó porque los iones de hierro (II) fueron adsorbidos en los sitios activos del carbón activado, de tal forma que se presentó la degradación catalítica de los contaminantes. La inclusión de este fenómeno con la adsorción física en la superficie del catalizador heterogéneo permitió alcanzar la decoloración del efluente. Cabe mencionar que en el proceso Fenton heterogéneo también se efectúa el proceso Fenton convencional porque no todos los iones ferrosos quedan inmovilizados en la matriz del catalizador heterogéneo (Xu et al., 2009, p. 3 059).

Al comparar los dos porcentajes promedio de remoción de color real alcanzados por adsorción, para cada tipo de carbón activado aplicado en el proceso Fenton heterogéneo, se evidenció que el porcentaje obtenido por adsorción del catalizador pulverizado de 38 μm (63,89 %) fue mayor al porcentaje de color removido por el carbón activado granular de 5 mm (51,43 %), puesto que según Robinson et al. (2007), la disminución del tamaño de partícula del carbón activado incrementa el área superficial en contacto con los contaminantes, al igual que el número de sitios activos del catalizador (p. 250).

La Tabla 3.7 presenta los tiempos en los cuales se cumplió el 100 % de decoloración del efluente tratado con los procesos Fenton convencional y heterogéneo experimentados.

Los ensayos que lograron decolorar el 100 % del efluente textil en el menor tiempo de reacción (30 min), en ambos procesos Fenton convencional y heterogéneo con carbón activado pulverizado, corresponden a los ensayos que emplearon una relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ igual a 22,89, con 300 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado como presenta la Tabla 3.7. Blanco (2009) logró remover un 96 % del color de los efluentes textiles reales al tratarlos con 1 650 mg/L de peróxido de hidrógeno y 216 mg/L de sales ferrosas después de 5 h y 45 min (pp. 64, 94). Existen diferencias en el tiempo de decoloración del efluente porque la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ empleada en el estudio citado (18,75:1) fue menor a todas

las relaciones molares probadas en el presente trabajo y la composición del efluente estudiado en ese caso fue distinta.

Por otro lado, la diferencia puede deberse a que en el estudio del autor mencionado el efluente no fue tratado previamente mediante el proceso de coagulación-floculación. De acuerdo con Gulkaya et al. (2006), el pretratamiento del efluente mediante el proceso de coagulación-floculación aumenta el rendimiento de la reacción Fenton (p. 796).

Tabla 3.7. Tiempos en los cuales se logró el 100 % de decoloración del sobrenadante del proceso de coagulación-floculación, en función del tamaño de partícula del carbón activado aplicado en la reacción y la relación $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$

$[\text{Fe}(\text{SO}_4) \cdot 7 \text{H}_2\text{O}]$ (mg/L)	$[\text{H}_2\text{O}_2]$ (mg/L)	Relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$	Carbón Activado	Tiempo de decoloración completa (min)
100	1 680	137,36	No contiene, 0 μm	> 180
200	1 680	68,68	No contiene, 0 μm	45
300	840	22,89	No contiene, 0 μm	30
100	1 680	137,36	Pulverizado, 38 μm	> 180
200	1 680	68,68	Pulverizado, 38 μm	120
300	840	22,89	Pulverizado, 38 μm	30
100	1 680	137,36	Granular, 5 000 μm	60
200	1 680	68,68	Granular, 5 000 μm	45
300	840	22,89	Granular, 5 000 μm	> 180

En la Tabla 3.7 también se evidencia que los ensayos en los cuales no se logró decolorar el efluente por completo durante 180 min de reacción, correspondieron a la aplicación de la relación molar entre H_2O_2 y $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ igual a 137,36:1, tanto para el proceso Fenton sin catalizador como para el proceso con carbón activado

en polvo con un tamaño de partícula de 38 μm , porque la relación molar empleada fue alta y, por ello, probablemente el peróxido de hidrógeno en exceso reaccionó con los radicales hidroxilo y los consumió (Bouasla et al., 2010, p. 38). A pesar de ello, se logró superar el 90 % de remoción de color del efluente.

Así mismo, se observa que el carbón activado granular (cuyo tamaño de partícula fue 5 mm) tampoco aceleró la decoloración completa del efluente, puesto que los tiempos de decoloración permanecieron igual e incluso aumentaron, para algunos experimentos. Esto pudo deberse a que, inicialmente, el carbón activado no actuó como catalizador, sino como adsorbente, por lo que el sistema se estabilizó en mayor tiempo para desarrollar el proceso de oxidación con catalizador que para efectuar el proceso Fenton convencional.

Los ensayos que emplearon carbón activado granular y una relación molar entre H_2O_2 y $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ igual a 137,36:1 no presentaron este problema y, como resultado, el tiempo de decoloración disminuyó con respecto al tiempo de decoloración del efluente que empleó las mismas condiciones con el proceso Fenton convencional porque el peróxido de hidrógeno probablemente se consumió vigorosamente en los primeros minutos de la reacción en medio acuoso, dando lugar al proceso Fenton convencional, a pesar de que el sistema requirió tiempo para empezar con la reacción Fenton heterogénea. Sin embargo, con esta relación molar no se logró remover un alto porcentaje de la DQO del efluente, puesto que la cantidad residual de peróxido de hidrógeno probablemente actuó como “scavenger” de los radicales $\cdot\text{OH}$ generados.

Adicionalmente, la Tabla 3.7 muestra que la adición de cualquier tipo de carbón activado, ya sea granular o pulverizado, en el proceso Fenton no disminuyó el tiempo de decoloración completa del efluente porque el cambio en el tamaño de partícula del carbón activado no tuvo un efecto estadísticamente significativo sobre el parámetro analizado, con base en el valor de P (menor a 0,05) mostrado en la Tabla 3.8. Consecuentemente la Figura AXV.3, que presenta la influencia del tipo de carbón activado sobre el tiempo de decoloración del efluente, presenta tres grupos homogéneos sin diferencias estadísticamente significativas. Por lo tanto, el

mejor proceso para decolorar el efluente es aquel que no emplea carbón activado, ya que remueve el color del efluente sin recurrir en el gasto correspondiente a la compra del catalizador.

Sin embargo, la presencia del carbón activado incrementó el porcentaje de remoción de color durante los primeros 15 min de reacción, como se observa en la Tabla AXVI.1 y en las Figuras 3.14, 3.15 y 3.16, principalmente en los ensayos que emplearon una relación molar entre el peróxido de hidrógeno y el sulfato de hierro heptahidratado igual a 137,36:1. Ello se explica por el hecho de que tanto el carbón activado granular como el pulverizado actuaron como catalizadores del proceso Fenton.

Tabla 3.8. Valores de P obtenidos del análisis de varianza para las variables: tamaño de partícula del carbón activado aplicado, relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y su interacción sobre el tiempo de decoloración completa del efluente tratado mediante el proceso Fenton

Variable	Valor P
A: Relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$	0,0000
B: Tamaño de partícula del carbón activado aplicado	0,4821
Interacción AB	0,0000

Por otra parte, la Tabla 3.8 muestra que la variación en la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y en la interacción de esta variable con el tamaño de partícula del carbón activado aplicado al proceso Fenton tienen efectos estadísticamente significativos sobre el tiempo de decoloración del efluente, puesto que los valores del parámetro P son menores a 0,05. Como resultado, los porcentajes de remoción de color real alcanzados, especialmente en los primeros minutos de la reacción, y las formas de las curvas que representan el porcentaje de remoción de color real del efluente para cada relación molar probada, en función del tiempo de reacción son diferentes como muestran las Figuras 3.14, 3.15 y 3.16. Además, los tiempos de decoloración varían entre una y otra relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ probada, como se aprecia en la Tabla 3.7.

La gráfica de medias que relaciona el tiempo de decoloración del efluente en función de las relaciones molares $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ probadas, presentada en la Figura AXV.4, muestra la existencia de tres grupos con diferencias estadísticamente significativas, puesto que las medias de cada relación molar no se traslapan entre sí. Como se observa en la gráfica, la relación molar igual a 68,68:1 requiere menos tiempo para decolorar el efluente, a pesar de que la Tabla 3.7 indica que los menores tiempos de decoloración del efluente se alcanzaron en los ensayos que emplearon la menor relación molar (22,89:1) para los procesos Fenton convencional y heterogéneo con carbón activado pulverizado. El resultado presentado en la gráfica de medias se obtuvo porque la Figura AXV.4 no considera el efecto de la interacción entre la relación molar y el tamaño de partícula del carbón activado sobre el tiempo de decoloración del efluente.

Además, la Figura AXV.4 indica que los ensayos que emplearon la relación molar igual a 137,36:1 decoloraron el efluente en mayor tiempo, puesto que los procesos Fenton convencional y heterogéneo con carbón activado en polvo con un tamaño de partícula de 38 μm no lograron decolorar el efluente en 180 min de reacción, según la Tabla 3.7, debido a que el peróxido de hidrógeno en exceso actuó probablemente como “scavenger” de los radicales hidroxilo.

3.3.2. COMPARACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA ENTRE LOS PROCESOS FENTON CONVENCIONAL Y HETEROGÉNEO

Al comparar técnicamente el proceso Fenton convencional con el proceso Fenton heterogéneo, se obtuvieron los resultados, que se exponen a continuación.

El tamaño de partícula del carbón activado en el proceso Fenton no influyó estadísticamente sobre el tiempo de decoloración completo del efluente. Sin embargo, el carbón activado, principalmente el pulverizado, aumentó el porcentaje de remoción de DQO del efluente.

Con respecto a la relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$, se logró el mayor porcentaje de remoción de DQO (aproximadamente 80 %) al utilizar 300 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado con una relación molar igual a 22,89:1, mientras que la relación molar entre el peróxido de hidrógeno y el sulfato de aluminio heptahidratado igual a 68,68:1 permitió decolorar el efluente en menor tiempo de acuerdo con el análisis estadístico realizado.

Debido a que el parámetro DQO es controlado por la legislación ambiental en las descargas de efluentes textiles en sistemas de alcantarillado, la relación molar igual a 22,89:1 alcanzó los mejores resultados en el tratamiento del efluente en estudio mediante el proceso Fenton. Cabe mencionar que el parámetro color real no es controlado por la normativa nacional para descargas en sistemas de alcantarillado, pero si para descargas en cuerpos de agua.

En la Tabla 3.9 se exponen los costos de los reactivos empleados en los procesos Fenton convencional y heterogéneos con dos tamaños de partícula de carbón activado (38 y 5 000 μm). Los costos unitarios de cada reactivo se obtuvieron de cotizaciones actualizadas de las empresas comercializadoras industriales Solvesa S.A. y Sociedad Industrial Agrícola Ecuatoriana S.A. Además, no existió diferencia entre el costo del carbón activado granular malla 4 x 8 (5 mm) y el carbón activado en polvo (38 μm).

Tabla 3.9. Costos diarios de los reactivos empleados en los procesos Fenton convencional y heterogéneos catalizados con carbón activado para tratar 2 m³/día de efluente textil

Condiciones de operación	Costo diario de los reactivos del proceso Fenton para tratar 2 m ³ de efluente (USD)
100 mg/L $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$; 1 680 mg/L H_2O_2	0,25
200 mg/L $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$; 1 680 mg/L H_2O_2	0,26
300 mg/L $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$; 840 mg/L H_2O_2	0,14
100 mg/L $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$; 1 680 mg/L H_2O_2 ; 10 g/L carbón activado (granular o pulverizado)	65,25
200 mg/L $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$; 1 680 mg/L H_2O_2 ; 10 g/L carbón activado (granular o pulverizado)	65,26
300 mg/L $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$; 840 mg/L H_2O_2 ; 10 g/L carbón activado (granular o pulverizado)	65,14

La Figura 3.17a muestra el porcentaje promedio de remoción de DQO alcanzado en cada proceso Fenton estudiado. En esta figura se puede observar que los ensayos que alcanzaron el porcentaje mínimo de remoción de DQO (78,18 %) para cumplir con el límite máximo permisible para descarga del efluente en sistemas de alcantarillado, de acuerdo con la norma ambiental fueron cinco: el proceso Fenton que empleó 300 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado y 840 mg/L de peróxido de hidrógeno, cuyo costo de reactivos es de 0,14 USD/día; el proceso Fenton heterogéneo con carbón activado granular que utilizó 200 mg/L de sales ferrosas y 1 680 mg/L de peróxido de hidrógeno, cuyo costo de reactivos es de 65,26 USD/día; y los tres procesos catalizados con carbón activado pulverizado con 100, 200 y 300 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado, cuyos costos de reactivos son 65,25, 65,26 y 65,14 USD/día, respectivamente.

Los tiempos de decoloración alcanzados por los cinco procesos Fenton que cumplieron con el límite máximo permisible de descarga del parámetro DQO se graficaron en la Figura 3.17b, mientras que la Figura 3.17c muestra los datos presentados en la Tabla 3.9 correspondientes a los mismos procesos.

Al comparar las Figuras 3.17b y 3.17c, se aprecia que los ensayos cuyos costos son iguales a 0,14 y 65,14 USD/día, correspondientes a los procesos Fenton convencional y Fenton con carbón activado en polvo (38 μm) que emplearon la relación molar entre peróxido de hidrógeno y sulfato de hierro heptahidratado igual a 22,89:1, respectivamente, son aquellos que requirieron el menor tiempo (30 min) en decolorar al efluente.

Como resultado, se seleccionó al proceso Fenton convencional, cuyas condiciones son 300 mg/L de sales ferrosas y 840 mg/L de peróxido de hidrógeno, como el mejor tratamiento oxidativo para tratar el efluente en estudio debido al menor costo (0,14 USD/día), menor tiempo de decoloración (30 min) y cumplimiento del límite máximo permisible de DQO, de acuerdo con la normativa ambiental vigente para descargas en sistemas de alcantarillado. En la Tabla 3.10 se presentan las condiciones de operación del proceso Fenton seleccionado para tratar un efluente real textil.

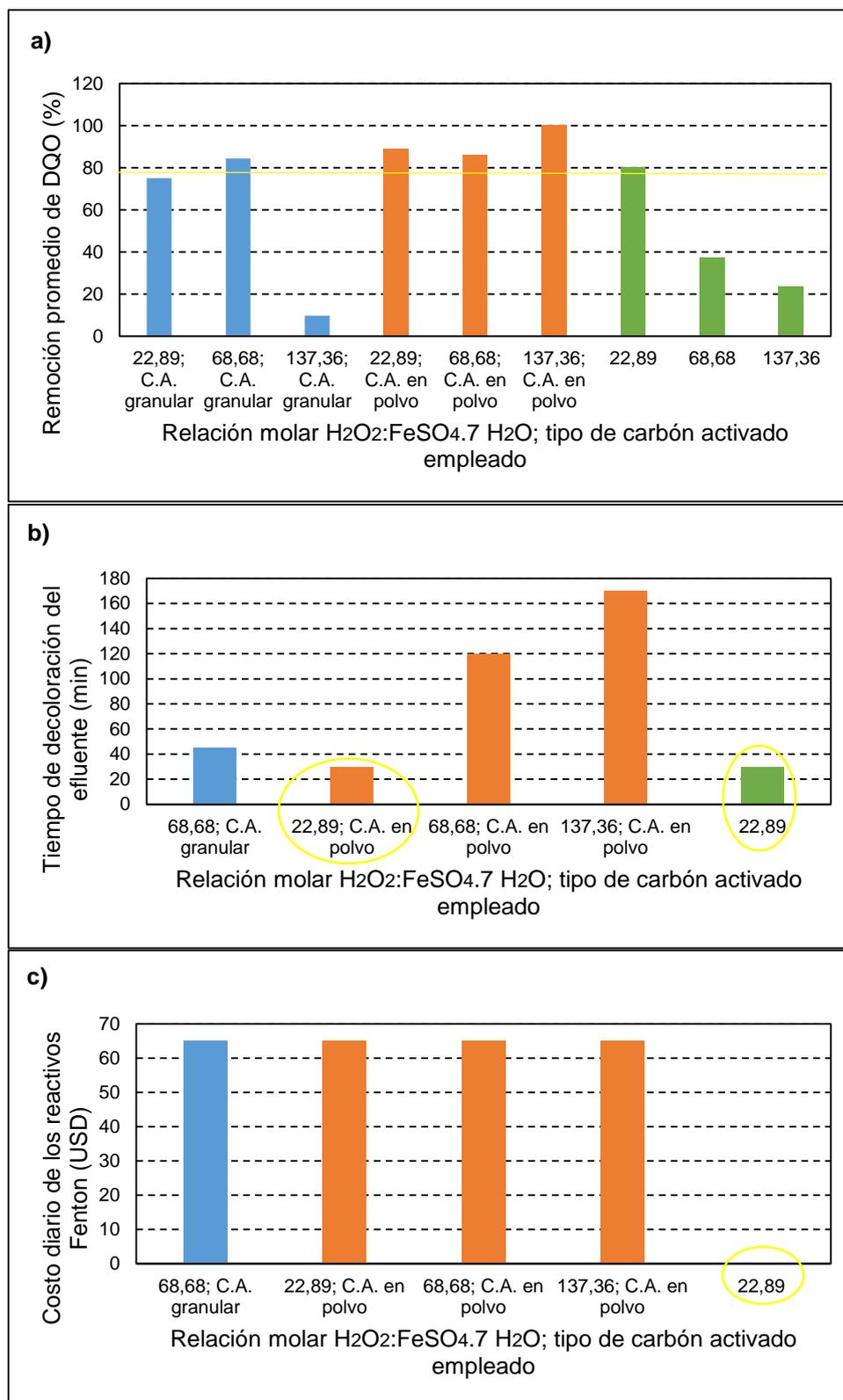


Figura 3.17. Comparación técnica y económica entre los procesos Fenton convencional y heterogéneo. a) Porcentaje de remoción promedio de DQO del efluente tratado; b) tiempo de decoloración del efluente de los procesos que cumplen con el límite máximo permisible de DQO para descargas del efluente en el alcantarillado; c) costo diario de los reactivos Fenton para tratar $2 m^3/día$ de efluente de los mismos procesos

Tabla 3.10. Condiciones de operación del proceso Fenton seleccionado para un efluente textil tratado previamente por el proceso de coagulación-floculación

Condiciones de operación para el proceso Fenton	
Concentración del sulfato de hierro heptahidratado (mg/L)	300,00
Concentración del peróxido de hidrógeno (mg/L)	840,00
Relación molar H ₂ O ₂ :FeSO ₄ .7 H ₂ O	22,89
Tipo de carbón activado aplicado	Ninguno

En la Tabla 3.11 se aprecian los porcentajes de remoción promedio de los parámetros analizados en el efluente, después de tratarlos con las condiciones seleccionadas para los procesos de coagulación-floculación y Fenton, así como los valores iniciales y finales de los mismos parámetros y los valores de los límites permisibles de descarga en el alcantarillado, determinados por la legislación ambiental vigente (Autoridad Ambiental Distrital, 2013, pp. 24-25).

La Tabla AXVII.1 presenta los valores correspondientes a cada parámetro analizado.

Tabla 3.11. Valores promedios iniciales de los parámetros turbidez, color real, pH, DQO, DBO₅ y TOC en el efluente sin tratamiento, valores finales de los mismos parámetros del efluente tratado por los procesos de coagulación-floculación y Fenton seleccionado, porcentajes de remoción promedio alcanzados y límites máximos permisibles de descarga de efluentes en sistemas de alcantarillado

Parámetro	Valor inicial	Valor final	Remoción promedio (%)	**Límite máximo permisible (alcantarillado)
Turbidez (NTU)	127,33 ± 2,08	0,36 ± 0,07	99,71	-
Color real (unidades Pt-Co)	1 590 ± 148	39 ± 4	97,55	-
pH	7,51 ± 0,09	8,02 ± 0,31	-	6-9
DQO (mg O ₂ /L)	1 550 ± 106	*295 ± 56	80,98	350
DBO ₅ (mg O ₂ /L)	427 ± 142	120 ± 21	71,95	170
DBO ₅ / DQO	0,27 ± 0,07	0,40 ± 0,02	-	-
TOC (mg/L)	3 678 ± 849	53 ± 9	98,57	-

$\bar{x} \pm \sigma$ (n = 3)

* $\bar{x} \pm \sigma$ (n = 4)

** (Autoridad Ambiental Distrital, 2013, pp. 24-25)

Como se observa en la Tabla 3.11 todos los parámetros analizados en el efluente tratado, mediante el proceso diseñado, cumplen con los límites máximos permisibles de descarga de efluentes al alcantarillado.

Cabe mencionar, que el efluente tratado no presentó color, por lo que puede existir la posibilidad de reutilizarlo en el proceso de blanqueo desarrollado por la empresa. Se podría reutilizar el efluente en el proceso de blanqueo debido a que contiene peróxido de hidrógeno residual, reactivo que se emplea como insumo en este proceso, lo cual permitiría disminuir el gasto correspondiente a este reactivo. Además, al realizar la dilución 1/20 del efluente tratado por ambos procesos seleccionados se cumpliría con el límite de color real establecido para descarga de este tipo de efluentes en cuerpos de agua (Autoridad Ambiental Distrital, 2013, p. 24).

A pesar de cumplir el límite máximo permisible de DQO, la desviación estándar de los valores registrados es alta, por lo que se sugiere que el efluente tratado recircule al proceso Fenton, de tal forma que se asegure el cumplimiento de este parámetro. La adición de esta operación sería posible porque el proceso se desarrolla en modalidad "batch".

Al analizar la relación DBO_5/DQO se obtuvo que la biodegradabilidad del efluente presentó un incremento que facilita la degradación biológica de la materia orgánica, pero todavía no es un valor que indica que el efluente es totalmente biodegradable (Henze y Comeau, 2008, p. 40). El valor inicial registrado en el efluente concuerda con el intervalo establecido por Ntuli et al. (2009), entre 0,2 y 0,5 (p. 1).

3.4 DISEÑO Y DETERMINACIÓN DE LOS COSTOS DE IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO QUE COMBINA LOS PROCESOS DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN Y EL PROCESO FENTON SELECCIONADO

3.4.1. DISEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO QUE COMBINA EL PROCESO DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN Y EL PROCESO FENTON SELECCIONADO

3.4.1.1. Descripción del proceso

La planta de tratamiento de efluentes textiles estará conformada por tres áreas, dentro de las cuales la primera desarrollará el proceso de coagulación-floculación. Para el tratamiento del efluente mediante el proceso mencionado se consideraron tres operaciones unitarias: mezcla, coagulación-floculación y sedimentación. En un tanque de mezcla, el pH del efluente se ajustará a $6,0 \pm 0,5$ mediante la adición de una solución de ácido sulfúrico 1 M. Durante la operación de coagulación-floculación se añadirán los reactivos sulfato de aluminio (600 mg/L) y poliacrilamida QC1-L (2,8 mg/L) en otro tanque. Primero, se añadirá el coagulante, se agitará el efluente durante 1 min a 120 rpm, luego se agregará el polímero floculante y se agitará el efluente por 15 min a 30 rpm. Finalmente, se realizará la sedimentación en el equipo correspondiente que separará los flóculos formados del efluente tratado.

A continuación, el efluente pasará a la segunda área, en la cual se efectuará la reacción Fenton. En esta área se podrán identificar dos operaciones unitarias básicas: mezcla y reacción. La mezcla se desarrollará en un nuevo tanque, en el cual el pH del efluente tratado por el anterior proceso se ajustará a $3,0 \pm 0,5$, con la adición de la misma solución de ácido sulfúrico. La reacción Fenton se producirá en un reactor "batch", que operará en fase líquida. A esta solución se añadirán 840 mg/L de peróxido de hidrógeno y 300 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado.

Los productos de la reacción se dirigirán a la tercera área que permitirá la separación de los lodos contaminados del efluente tratado. En esta área se desarrollarán tres operaciones unitarias: neutralización, sedimentación y filtración. La neutralización se realizará en un tercer tanque, mediante la adición de hidróxido de sodio hasta que el efluente alcance un pH igual a $8,0 \pm 0,5$, que permita la formación de flóculos de hierro (III). Otro sedimentador separará los lodos formados del efluente tratado. Finalmente, se encontrará la filtración que se desarrollará en un filtro de arenas, el cual separará los flóculos que no sedimentaron.

3.4.1.2. Diagramas de proceso

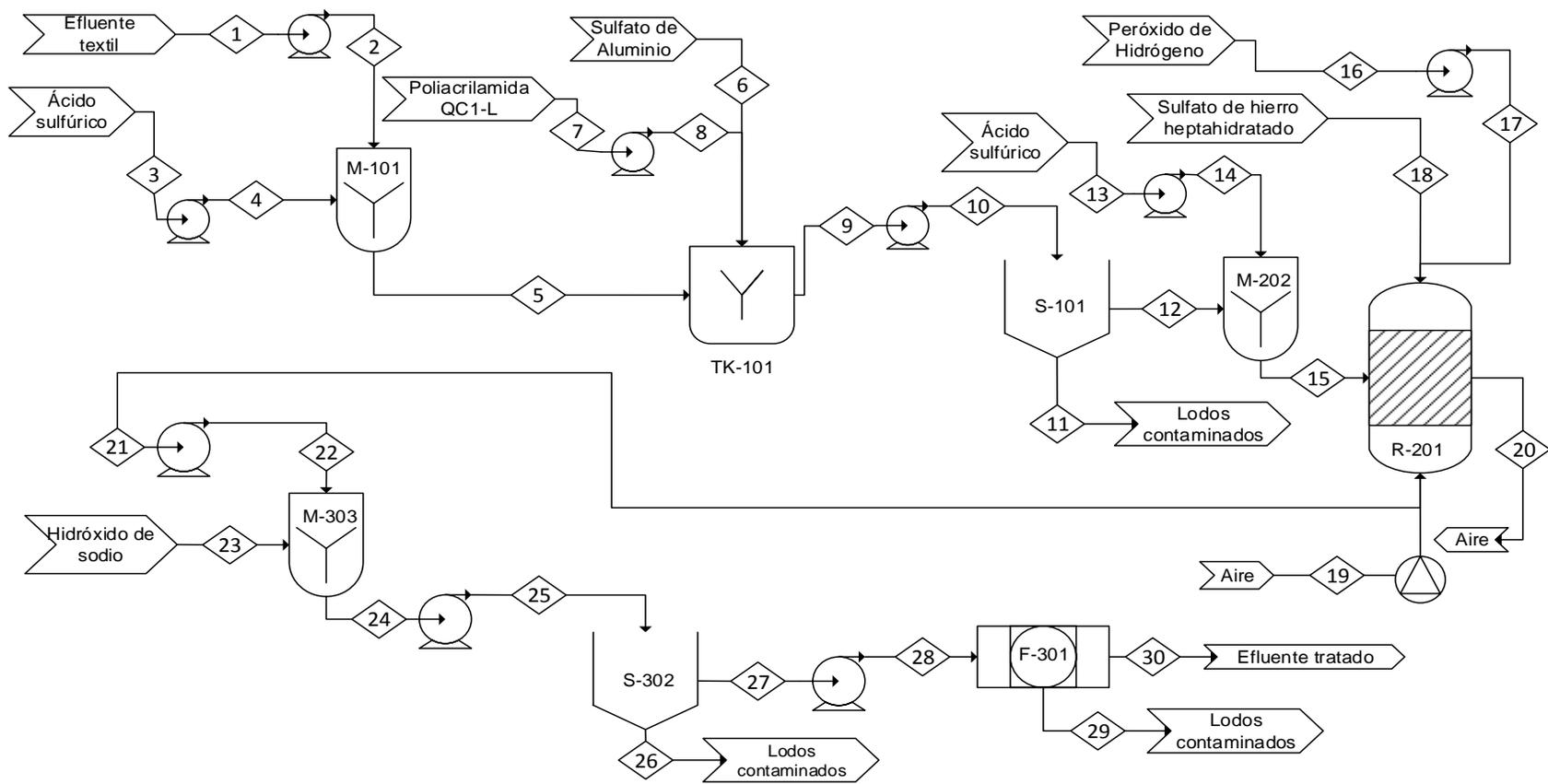
En las Figuras 3.18 y 3.19 se presentan los diagramas de bloques (BFD) y de flujo (PFD) del sistema de tratamiento de efluentes textiles diseñado, que se realizaron a partir del balance de masa mostrado en el Anexo XVIII.

Cabe mencionar que el resumen de corrientes del diagrama PFD se presenta en la Tabla AXVIII.1.

3.4.1.1. Dimensionamiento de los equipos

La planta de tratamiento de efluentes textiles requiere de tanques de homogeneización, un tanque de coagulación-floculación, dos sedimentadores, el reactor Fenton y un filtro de arenas. Todos los equipos mencionados cuentan con su denominación dentro de la planta, la nomenclatura se encuentra en la Tabla 3.12.

Actualmente, la empresa textil cuenta con un tanque de homogeneización de efluentes, el cual se puede adaptar para emplearlo como el tanque M-101; un equipo de sedimentación secundaria que podría ser utilizado como el sedimentador S-302; un filtro de arenas en desuso, que se pondrá a funcionar como el equipo F-



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA	
NOMBRE DEL PROYECTO:	
PIANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES TEXTILES	
ELABORADO POR:	
Denisse Carolina Morales Andrade	PÁGINAS: 1 de 1 PFD
FECHA:	
30 de Diciembre del 2014	

Figura 3.19. Diagrama de flujo (PFD) del sistema de tratamiento de 2 m³/día efluentes textiles

301; y la cama de secado de lodos. Se utilizarán los equipos mencionados, con la finalidad de disminuir el costo de implementación referente a la compra de equipos.

Tabla 3.12. Listado de equipos con sus respectivas nomenclatura y área a la que pertenece dentro de la planta de tratamiento de efluentes textiles

Equipo	Nomenclatura	Área
Tanque de homogeneización/ajuste de pH 1	M-101	Coagulación-Floculación/Sedimentación
Tanque de coagulación-floculación	TK-101	
Sedimentador 1	S-101	
Tanque de homogeneización/ajuste de pH 2	M-202	Reacción
Reactor Fenton	R-201	
Tanque de homogeneización/ajuste de pH 3	M-303	Separación de lodos
Sedimentador 2	S-302	
Filtro de arenas	F-301	

Los demás equipos requeridos en la implementación del sistema de tratamiento (el tanque de coagulación-floculación TK-101, el sedimentador S-101, los tanques de homogeneización M-202 y M-303 y, el reactor Fenton R-201) fueron diseñados. El dimensionamiento de cada equipo se encuentra detallado en el Anexo XVIII.

- **Tanque de coagulación-floculación TK-101**

El dimensionamiento del tanque TK-101 se muestra en el Anexo AXIX. Las dimensiones calculadas para el equipo se muestran en las Tablas 3.13 y AXX.1.

Tabla 3.13. Características y dimensiones del tanque de coagulación-floculación TK-101 y sus paletas, agitador e impulsor

Tanque	Material	Acero inoxidable AISI 304
	Volumen (m³)	2,79
	Altura (m)	2,42
	Diámetro (m)	1,21
Agitador	Tipo	Sumergible
	Número	2
	Velocidad de agitación máxima (rpm)	130
	Velocidad de agitación mínima (rpm)	20

Tabla 3.14. Características y dimensiones del tanque de coagulación-floculación TK-101 y sus paletas, agitador e impulsor (**continuación...**)

Paletas	Número en cada agitador	4
	Largo (m)	0,16
	Ancho (m)	0,13

- **Sedimentador S-101**

Se dimensionó el sedimentador S-101 mediante los cálculos presentados en el Anexo AXIX. Sus dimensiones se presentan en las Tablas 3.14 y AXX.2.

Tabla 3.15. Características y dimensiones del sedimentador S-101

Material	Concreto
Volumen (m³)	2,79
Dimensiones	
Altura pirámide cuadrangular (m)	1,30
Altura prisma cuadrangular (m)	2,42
Lado del prisma (m)	1,50

- **Tanque de homogeneización/ajuste de pH M-202**

Se dimensionaron los tanques de acondicionamiento M-202 y M-303 mediante los cálculos presentados en el Anexo AXIX. Las dimensiones determinadas para los dos tanques se presentan en las Tabla 3.15 y AXX.3.

Tabla 3.16. Características y dimensiones de los tanques de homogeneización M-202 y M-303

Tanque	Material	Acero inoxidable AISI 304
	Volumen (m³)	2,47
	Altura (m)	2,32
	Diámetro (m)	1,16
Agitador	Tipo	Sumergible

Tabla 3.17. Características y dimensiones de los tanques de homogeneización M-202 y M-303 (continuación...)

Agitador	Número	2
	Velocidad de giro (rpm)	140
Paletas	Número en cada agitador	4
	Largo (m)	0,15
	Ancho (m)	0,12

Las dimensiones de los tanques M-202 y M-203 son iguales porque el volumen de efluente que ingresa en ambos equipos difiere muy poco, como se aprecia en la Figura 3.19.

La mayoría de equipos diseñados deben ser de acero inoxidable porque es un material resistente a la corrosión y permitirá emplear condiciones ácidas y básicas, que son necesarias a lo largo del proceso de tratamiento de efluentes diseñado.

- **Reactor Fenton R-201**

El reactor R-201 se dimensionó como muestra el Anexo AXIX. Las dimensiones calculadas para el equipo mencionado se muestran en las Tablas 3.16 y AXX.4. La planta dispone cuatro aireadores, razón por la cual estos se podrían adecuar en el nuevo reactor para disminuir los costos de implementación.

Tabla 3.18. Características y dimensiones del reactor Fenton R-201

Tanque	Material	Concreto
	Volumen (m³)	2,51
	Largo (m)	2,15
	Altura (m)	1,08
	Ancho (m)	1,08
Difusor de aire	Tipo	En cruz
	Material	Cerámica
	Longitud mayor (m)	1,95
	Longitud menor (m)	0,50

3.4.1.2. Distribución en planta

Para operar la planta diseñada, los equipos serán distribuidos de la forma mostrada en la Figura 3.20. La planta se localizará en un galpón abierto a 40 m de la planta textil, cuyo espacio está destinado para el tratamiento de efluentes generados. El área total de la planta de tratamiento será de 220 m².

3.4.1. COSTOS DE IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DISEÑADA

Se consideró que la planta de tratamiento de efluentes trabajará 12 meses al año y 6 días a la semana. Los costos de implementación de los equipos diseñados y complementarios requeridos para el funcionamiento de la planta fueron tomados de proformas actualizadas provenientes de las empresas Indostra y Promecyf Cia. Ltda., dedicadas a la comercialización y construcción de equipos para la industria ecuatoriana. Todos los costos de equipos se detallan en la Tabla 3.19.

Tabla 3.19. Costos de implementación de los equipos diseñados y complementarios necesarios en la planta de tratamiento de 2 m³/día de efluente textil

Cantidad	Equipo	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
1	Tanque de coagulación-floculación	9 300,00	9 300,00
1	Sedimentador	2 880,00	2 880,00
2	Tanque de mezcla	8 770,00	17 540,00
1	Implementación del reactor Fenton (adecuación de las piscinas existentes)	5 000,00	5 000,00
1	Bomba dosificadora con control automático	2 800,00	2 800,00
2	Bomba dosificadora	150,00	300,00
Montaje de equipos			2 000,00
Adecuación de los equipos existentes (M-101 y F-301)			2 000,00
TOTAL			41 820,00

Cabe destacar que la planta de tratamiento que funciona en la empresa en estudio dispone una bomba dosificadora y cinco bombas centrífugas, por lo tanto solo

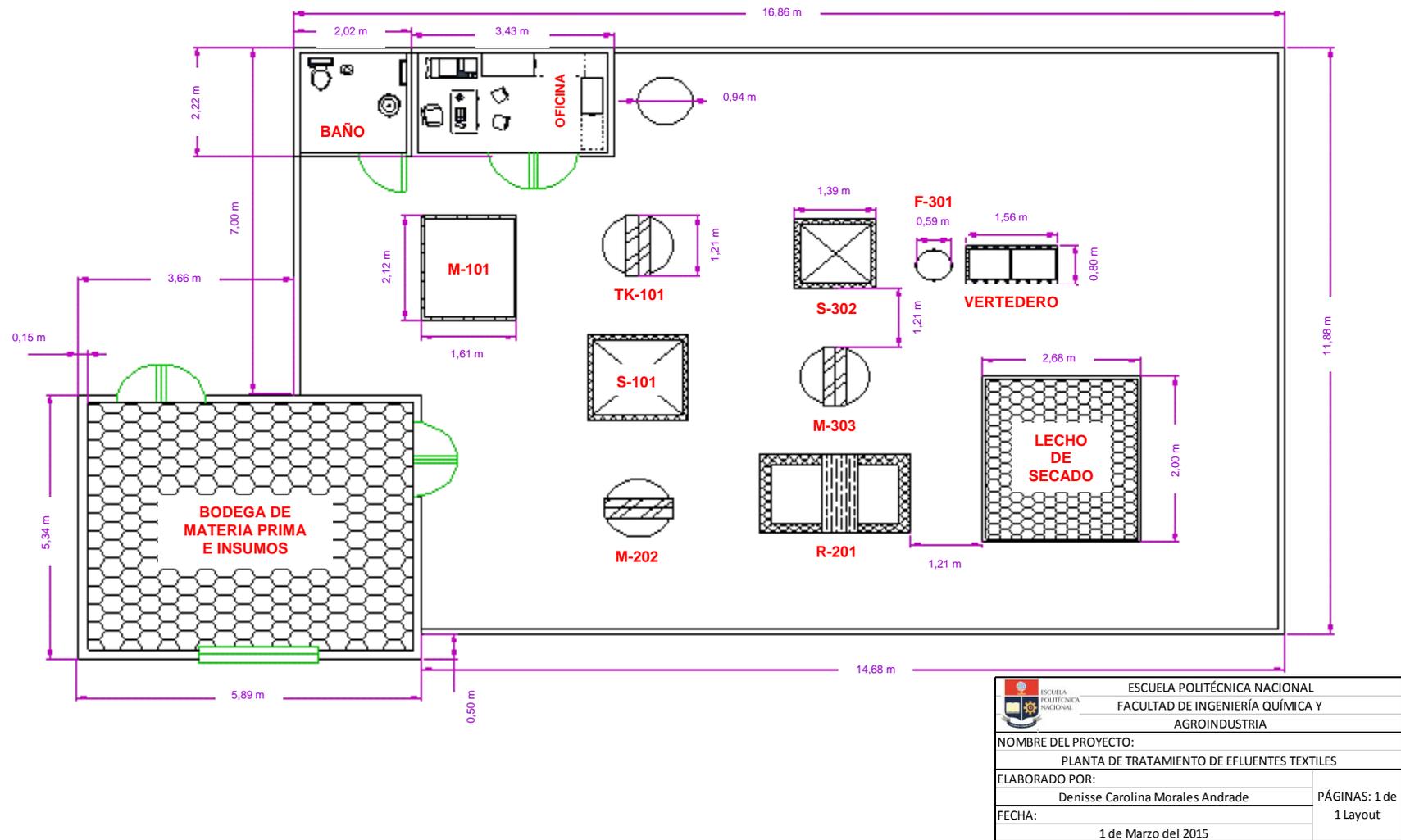


Figura 3.20. Layout de la planta de tratamiento de 2 m³/día de efluentes textiles mediante los procesos de coagulación-floculación y oxidación Fenton convencional

se requiere la adquisición de dos bombas dosificadoras y una bomba dosificadora con control automático como se presenta en la Tabla 3.17.

El costo de mantenimiento anual de la planta se consideró como el 10 % del costo total de equipos de acuerdo con la ecuación 3.4, mientras que, para el cálculo del costo de depreciación de equipos se estimó que el tiempo de vida útil de la planta diseñada fuera 10 años y se aplicó la ecuación 3.5 (Méndez, 2012, p. 247).

$$\text{Costo mantenimiento anual} = 0,10 \times \text{Costo equipos e implementación} \quad [3.4]$$

$$\text{Costo mantenimiento anual} = 0,10 \times 41\,820,00 = 4\,182,00 \text{ USD}$$

$$\text{Costo depreciación mensual} = \frac{\text{Costo equipos e implementación}}{10 \text{ años} \times \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}}} \quad [3.5]$$

$$\text{Costo depreciación mensual} = \frac{41\,820,00}{10 \text{ años} \times \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}}} = 348,50 \text{ USD}$$

El costo energético se calculó de acuerdo con la potencia y el tiempo de operación de los equipos, como muestra la ecuación 3.6. Todos los datos calculados se encuentran detallados en la Tabla 3.20. Los sedimentadores S-101 y S-302 junto con el filtro de arenas F-301 no consumen energía.

$$\text{Costo energético mensual} = \sum \text{Potencia} \times \text{Tiempo de operación} \times \frac{6 \text{ días}}{\text{semana}} \times \frac{4 \text{ semana}}{\text{mes}} \quad [3.6]$$

$$\text{Costo energético mensual} = 20,84 \frac{\text{kW-h}}{\text{día}} \times \frac{6 \text{ días}}{\text{semana}} \times \frac{4 \text{ semana}}{\text{mes}} = 500,12 \frac{\text{kW-h}}{\text{mes}}$$

Dentro de los costos de implementación se encuentran los correspondientes al capital de trabajo, cuyos montos se especifican en la Tabla 3.21. Los valores asignados a cada reactivo fueron tomados de cotizaciones actuales proporcionadas por las empresas Solvesa S.A., Kelner International Cia. Ltda. y Conelec. Además,

para operar la planta se requerirá de un empleado que trabaje 8 h diarias, por lo que también forma parte de los costos asignados al capital de trabajo.

Tabla 3.20. Potencia y tiempo de operación diario de cada equipo que incluye el sistema de tratamiento de efluentes textiles diseñado

Equipo	Potencia (kW-h)	Tiempo de operación diario (h)
Tanque de homogeneización/ajuste de pH 1 (M-101)	2,70	1,00
Tanque de coagulación-floculación (TK-101)	3,79	0,27
Tanque de homogeneización/ajuste de pH 2 (M-202)	4,69	1,00
Reactor Fenton (R-201)	1,05	0,50
Tanque de homogeneización/ajuste de pH 3 (M-303)	4,69	0,50
Bombas dosificadoras	0,37 × 3	0,50
Bombas centrífugas para el transporte de equipo a equipo	1,00 × 5	1,50
Bomba dosificadora con control automático	1,00	1,50

Tabla 3.21. Costo, consumo mensual y costo mensual del capital de trabajo para tratar 2 m³/día de efluente textil

Concepto	Costo (incluye IVA)	Consumo mensual	Costo mensual (USD)
Ácido sulfúrico	0,86 USD/25L	123,92 L	4,27
Hidróxido de sodio	1,18 USD/25 kg	18,96 kg	0,89
Sulfato de aluminio	0,67 USD/25 kg	28,80 kg	0,77
Poliacrilamida QC1-L	7,84 USD/25 kg	0,67 kg	0,21
Sulfato de hierro heptahidratado	0,53 USD/25 kg	13,20 kg	0,28
Peróxido de hidrógeno 30 % V/V	0,93 USD/30 kg	87,43 kg	2,71
Energía eléctrica	0,10 USD/kWh	500,12 kWh	50,01
Mano de obra			400,00
Mantenimiento			348,50
Depreciación			348,50
TOTAL			1 156,14

El costo total del proyecto se calculó para 10 años, mediante la ecuación 3.7.

$$\text{Costo total} = \left(10 \text{ años} \times \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} \times \text{Capital de trabajo} \right) + \text{Costo equipos} \quad [3.7]$$

$$\text{Costo total} = \left(10 \text{ años} \times \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} \times 1 \text{ 156,14} \right) + 41 \text{ 820,00} = 180 \text{ 556,80 USD}$$

El análisis de costos determinó que el tratamiento del efluente textil mediante el proceso diseñado y propuesto tiene un monto de 25,08 USD/m³, como se presenta en la Tabla 3.20. Su valor se debe principalmente al pequeño volumen diario a tratar de vertido descargado en el período en el cual se realizó el proyecto.

Tabla 3.22. Costo total del proyecto y costo por m³ de efluente tratado

Costo total proyecto referente a 10 años (USD)	180 556,80
Recuperación de salvamento (USD)	-36 111,36
Volumen de efluente generado en 10 años (m³)	5 760,00
Costo de tratamiento (USD/m³)	25,08

Aunque el costo de tratamiento es alto, es una alternativa tecnológica competitiva con otros procesos, ya que el efluente real cumple con la normativa legal para descargas en sistemas de alcantarillado e, incluso, puede existir la posibilidad de reutilización del mismo dentro del proceso productivo, específicamente en el proceso de blanqueo o para limpieza de la infraestructura y maquinaria de la empresa; con lo cual, disminuiría el costo referente al consumo de agua por parte de la industria.

Además, la empresa textil cuenta con un sistema de tratamiento de efluentes, cuyo costo de capital al inicio del proyecto era de aproximadamente 6 000,00 USD mensuales de acuerdo con los datos proporcionados por parte de la misma institución, razón por la cual, el proceso propuesto tiene mayor importancia y validez debido a que su costo de capital es de 1 272,81 USD mensuales. Cabe mencionar, que el costo por m³ de efluente tratado era de 8,33 USD cuando la producción era normal, según datos históricos proporcionados por la empresa; sin embargo, en esa época se producían aproximadamente 30 m³/día de efluentes. Para tratar este flujo de efluentes con el proceso propuesto, el costo de tratamiento sería de 3,35 USD/m³, como lo detalla el Anexo XXI.

4 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

1. Los efluentes textiles analizados presentaron alta variabilidad en los valores de los parámetros pH, temperatura, turbidez, DQO, color aparente y real. El estudio del proceso productivo por muestreo a través de las gráficas de control permitió obtener muestras representativas del efluente.
2. De acuerdo con las gráficas de control, los efluentes textiles se caracterizaron por tener valores promedio de pH igual a 7,76, temperatura de 43,42 °C, turbidez de 117,45 NTU, DQO igual a 1 604 mg O₂/L, color aparente de 2 093 unidades Pt-Co y color real de 1 692 unidades Pt-Co.
3. Las concentraciones de sulfato de aluminio y poliacrilamida QC1-L que presentaron los mayores porcentajes de remoción de los parámetros analizados en el proceso de coagulación-floculación fueron 600 y 2,8 mg/L, respectivamente. Con estas concentraciones se removi6 en promedio el 95,62 % de turbidez, el 20,26 % de color real y el 45,79 % de DQO del efluente tratado.
4. El proceso Fenton heterog6neo con carb6n activado pulverizado (38 μm) removi6 mayor cantidad de DQO del efluente que los procesos Fenton convencional y heterog6neo con carb6n activado granular (5 mm). Los porcentajes de remoci6n de DQO alcanzados por el proceso mencionado superaron el 85 %.
5. El proceso de oxidaci6n m6s eficiente fue el Fenton convencional que emple6 la relaci6n molar H₂O₂:FeSO₄·7 H₂O igual a 22,89:1. El proceso indicado removi6 el 80,98 % de DQO del efluente, logr6 la decoloraci6n total del mismo despu6s de 30 min de reacci6n y permiti6 que los par6metros pH,

DQO y DBO₅ del efluente cumplan los límites máximos permisibles que constan en norma para descargas en sistemas de alcantarillado.

6. La planta de tratamiento de efluentes diseñada requirió de un tanque de coagulación-floculación, dos sedimentadores, tres tanques de homogeneización, un reactor “batch” para el proceso Fenton, un filtro de arenas, las bombas y los accesorios necesarios.
7. El costo total de implementación de la planta de tratamiento para un flujo de 2 m³/día de efluente, caudal descargado al momento del estudio, fue de 180 556,80 USD para un tiempo de vida útil de 10 años. El costo mensual del capital de trabajo fue de 1 272,81 USD, mientras que el costo de tratamiento fue de 25,08 USD/m³ de efluente.
8. El costo de tratamiento para un flujo promedio de 30 m³/día de efluente textil, caudal obtenido por datos históricos de la empresa, fue de 3,35 USD/m³.

4.2 RECOMENDACIONES

1. Estudiar el proceso de coagulación-floculación con otro tipo de coagulantes como el policloruro de aluminio y floculantes como el ácido acrílico, y comparar los porcentajes de remoción alcanzados con los presentados en este estudio.
2. Evaluar la influencia de la temperatura del efluente en los procesos de coagulación-floculación combinados con el proceso Fenton convencional.
3. Determinar la cantidad de hierro y peróxido de hidrógeno residual en el efluente tratado para estudiar la posibilidad de reutilización parcial o total del mismo en el proceso de blanqueo dentro de la empresa.
4. Diseñar un proceso de tratamiento de los lodos contaminados generados en los procesos de coagulación-floculación y Fenton convencional.
5. Estudiar diferentes concentraciones de carbón activado pulverizado en el proceso Fenton heterogéneo.
6. Estudiar el número de ciclos que el carbón activado pulverizado puede reutilizarse al tratar efluentes textiles reales mediante el proceso Fenton heterogéneo y determinar el ahorro en el costo del proceso.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Adín A. (1998). Phisicochemical mechanisms in treatment processes for water reuse. En Takashi A. (Ed.). *Wastewater reclamation and reuse* (pp. 159-218). Florida, Estados Unidos: CRC Press. Recuperado de <https://books.google.es/books?id=oVRGAAAYAAJ&q=Wastewater+reclamation+and+reuse.+takashi&dq=Wastewater+reclamation+and+reuse.+takashi&hl=es&sa=X&ei=zVpVVaf0JPWCsQSeooOYBA&ved=0CCAQ6AEwAA> (Mayo, 2015).
2. Algaba I. (2005). *Estudio de la influencia del color en el factor de protección a la radiación ultravioleta*. Recuperado de <http://www.tdx.cat/bitstream/handle/10803/6493/06IMaj06de11.pdf;jsessionid=301A2455012D9FC76F4561B5CD803D42.tdx1?sequence=6> (Marzo, 2015).
3. Alphacarbo. (2014). *Orígenes y características*. Recuperado de <http://alphacarbo.com.br/es/carvao/> (Diciembre, 2014).
4. Alviz A. y Cueto D. (2012). *Diseño de un sistema para aireación para una planta de lodos activados en Zofranca Mamonal* (Trabajo de grado realizado para optar el título como Ingeniero Químico). Recuperado del Repositorio institucional de la Universidad de Cartagena. (190.25.234.130:8080 11227/131/1)
5. American Public Health Association. (1992a). *APHA Method 2120: Color*. Recuperado de <http://www.umass.edu/tei/mwwwp/acrobat/sm2120color.PDF> (Noviembre, 2013).
6. American Public Health Association. (1992b). *APHA Method 2130 B: Turbidity*. Recuperado de <https://archive.org/details/gov.law.apha.method.2130.1992> (Enero, 2014).

7. American Public Health Association. (1992c). *APHA Method 4500-H: valor pH*. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/apha.method.4500-h.1992.pdf> (Noviembre, 2013).
8. American Public Health Association. (1992d). *APHA Method 2550: Temperatura*. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/apha.method.2550.1992.pdf> (Noviembre, 2013).
9. American Public Health Association. (1997). *APHA Method 5220 B: Chemical Oxygen Demand*. Recuperado de http://www.norweco.com/html/lab/test_methods/5220bfp.htm (Marzo, 2014).
10. Andía Y. (2010). *Tratamiento de agua: coagulación floculación*. Recuperado de http://www.sedapal.com.pe/c/document_library/get_file?uuid=2792d3e3-59b7-4b9e-ae55-56209841d9b8&groupId=10154 (Octubre, 2014).
11. Anjaneyulu Y., Sreedhara N. y Suman D. (2005). Decolourization of industrial effluents – available methods and emerging technologies – a review. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 1(4), 245-273. doi: 10.1007/s11157-005-1246-z.
12. Asilian H., Moradian S., Rezaei A., Mortazavi S. y Khanin A. (2006). The removal of color and COD from wastewater containing water base color by coagulation process. *Int. J. Environ. Sci. Tech*, 3(2), 153-157. Recuperado de http://www.ijest.org/jufile?c2hvd1BERj0xMTM=&ob=d0a4e11dd8a0e2672c007c33a054551a&fileName=full_text.pdf (Octubre, 2014).
13. ASTM D 2 035. (2013). *Standard Practice for Coagulation-Flocculation Jar Test of Water* [Versión Adobe Digital Editions]. doi: 10.1520/D2035-13.

14. Autoridad Ambiental Distrital. (2013). *Norma técnica para el control de descargas líquidas*. Recuperado de <http://www.cip.org.ec/attachments/article/1357/NORMAS%20DESCARGAS%20L%C3%8DQUIDAS.pdf> (Abril, 2015).
15. Aznar A. (2000). Determinación de los parámetros físico-químicos de calidad de las aguas. *Gestión ambiental* 2(23), pp. 12-19. Recuperado de <http://ocw.uc3m.es/ingenieria-quimica/ingenieria-ambiental/otros-recurso-s-1/OR-F-001.pdf> (Abril, 2015).
16. Bacardit J., Oller I., Maldonado M., Chamorro E., Malato S. y Esplugas S. (2007). Simple Models of the control of Photo-Fenton by Monitoring H₂O₂. *Journal of Advanced Oxidation Technologies*, 10(2): 219-228. Recuperado de http://webcache.googleusercontent.com/search?q=cache:ZXumWYHwvVIJ:www.researchgate.net/publication/233618090_Simple_Models_for_the_Control_of_Photo-Fenton_by_Monitoring_H2O2/lnks/09e4150b5d142c6b64000000+&cd=1&hl=es&ct=clnk&gl=ec&client=firefox-a (Noviembre, 2014).
17. Balchioglu A., Arslan I. y Sacan M. (2007). Homogenous and Heterogenous Advanced Oxidation of Two Commercial Reactive Dyes. *Environmental Technology*, 1(22), 813-822. doi: 10.1080/095933322086180323.
18. Becelic-Tomin M., Dalmacija B., Rajic L., Tomasevic D., Kerkez D., Watson M. y Prica M. (2014). Degradation of anthraquinone dye reactive blue 4 in pyrite ash catalyzed Fenton reaction. *The Scientific World Journal*, 1(1), 1-8. doi: 10.1155/2014/234654.
19. Behnajady M., Modirshahla N. Y Ghanbary F. (2007). A kinetic model for the decolorization of C.I. Acid Yellow 23 by Fenton process. *Journal of Hazardous Materials*, 1(148), 98-102. doi: 10.1016/j.jhazmat.2007.02.003.

20. Ben R. y Masmoudi G. (2013). Textile wastewater treatment and recycling. En Coca-Prados J. y Gutiérrez-Cervelló G. (Ed.). *Economic sustainability and environmental protection in mediterranean countries through clean manufacturing methods* (pp. 127-136). Oviedo, España: Springer. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?hl=es&lr=&id=vWi5BQAAQBAJ&oi=fnd&pg=PR3&dq=Economic+sustainability+and+environmental+protection+in+mediterranean+countries+through+lean+manufacturing+methods&ots=aCSkN5qf1Z&sig=7hAbBzwZ46AmdkKt5NTUyNDRv6c#v=onepage&q&f=false> (Mayo, 2015).
21. Benjamin M. y Lawler D. (2013). *Water Quality Engineering: Physical/Chemical Treatment Processes*. Hoboken, Estados Unidos: Wiley. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=vRovU0TD8s0C&pg=PT571&dq=Water+Quality+Engineering:+Physical/Chemical+Treatment+Processes.&hl=es&sa=X&ei=U1xVVeOBDMmxsASU5YDYDg&ved=0CBwQ6AEwAA#v=onepage&q=Water%20Quality%20Engineering%3A%20Physical%2FCheical%20Treatment%20Processes.&f=false> (Mayo, 2015).
22. Benjamin S., Ameta N., Punjabi P. y Ameta S. (2013). Photo-Fenton Reactions: a Green Chemical Route. En Ameta S. y Ameta R. (Ed.). *Green Chemistry: Fundamentals and Applications*, (pp. 225-254). Udaipur, India: CRC Press. Recuperado de https://books.google.com.ec/books?id=2UzGAAAAQBAJ&printsec=frontcover&dq=Green+Chemistry:+Fundamentals+and+Applications&hl=es&sa=X&ei=TF5VVd22L_SasQSmjoHwCQ&ved=0CBwQ6AEwAA#v=onepage&q=Green%20Chemistry%3A%20Fundamentals%20and%20Applications&f=false (Mayo, 2015).
23. Blanco J. (2009). *Degradación de un efluente textil real mediante procesos Fenton y Foto-Fenton* (Tesis de maestría de Ingeniería Ambiental de la Universidad Politécnica de Catalunya, Barcelona, España).

Recuperado del Portal UPCommons. (2009.1) <http://upcommons.upc.edu/pfc/bitstream/2099.1/8325/1/01.pdf> (Diciembre, 2013).

24. Bouasla C., El-Hadi M. e Ismail F. (2010). Degradation of methyl violet 6B dye by the Fenton process. *Desalination*, 1(254), 35-41. doi:10.1016/j.desal.2009.12.017.
25. Christen H. (1986). *Fundamentos de la Química General e Inorgánica* (1era. ed.). Barcelona, España: Editorial Reverté S.A. Recuperado de: <https://books.google.com.ec/books?id=eP9uAHKwc-EC&pg=PA533&lpg=PA533&dq=pka+del+peroxido+de+hidrogeno&source=bl&ots=nAdBfftsk-&sig=DUUa6ljascyirXPVXuZX7UUnvsY&hl=es&sa=X&ei=J6mcVMGBBYGoNsevgtAM&ved=0CDAQ6AEwAg#v=onepage&q=pka%20del%20peroxido%20de%20hidrogeno&f=false> (Diciembre, 2014).
26. Christie R. (2001). *Colour chemistry*. Recuperado de <http://bookzz.org/s/?=Colour+Chemistry&t=0> (Noviembre, 2014).
27. Costa J. (2005). *Diccionario de Química Física*. Recuperado de https://books.google.com.ec/books?id=9_7xnVy4GzsC&pg=PA11&dq=adsorcio n&hl=es&sa=X&ei=T1XhVJnLPlz7sATUk4CQDQ&redir_esc=y#v=onepage&q=adsorcio n&f=false (Febrero, 2015).
28. Dantas T., José H. y Peralta R. (2008). Fenton and Photo-Fenton oxidation of tannery wastewater. *Acta Scientiarum. Technology*, 25(1), 91-95. Recuperado de <http://periodicos.uem.br/ojs/index.php/ActaSciTechno l/article/viewFile/2254/1348> (Noviembre, 2014).
29. Darbra R., Gonzáles J., Casal J., `Agueda A., Capri E., Fait G., Schuhmacher M., Nadal M., Rovira J., Grundmann V., Barceló D., Ginebreda A. y Guillén D. (2011). Additives in the Textile Industry. En Bilitewski B., Darbra R. y Barceló D. (Ed.). *Global Risk-Based*

Management of Chemical Additives I: Production, Usage and Environmental Occurrence, (pp. 83-108). Berlín, Alemania: Springer-Verlag. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=V7Q6ui5sPN8C&pg=PA87&dq=Additives+in+the+Textile+Industry&hl=essa=X&ei=qI5VVbezlvTasATHuYLABg&ved=0CCUQ6AEwAA#v=onepage&q=Additives%20in%20the%20Textile%20Industry&f=false> (Mayo, 2015).

30. De Perinat M. (2007). *Tecnología de la confección textil. Los colorantes*. Recuperado de http://www.edym.net/Materia_prima_textil_gratis/2p/tintura/cap12250.htm (Abril, 2015).
31. Drumond F., Rodrigues G., Anastácio E., Carvalho J., Boldrin M. y Palma D. (2013). Textile dyes: dyeing process and environmental impact. En Günay M. (Ed.). *Eco-Friendly textile dyeing and finishing* (pp. 151-176). Estambul, Turquía: INTECH. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=cptkmwEACAAJ&dq=Eco-Friendly+textile+dyeing+and+finishing&hl=es&sa=X&ei=JF9VVfGuloLnsATLIYFI&ved=0CBwQ6AEwAA> (Mayo, 2015).
32. Durganshu A. y Pallavee K. (2009). *Environmental impact of textile wet processing*. Recuperado de <http://www.fibre2fashion.com/industry-article/21/2047/environmental-impact-of-textile1.asp> (Octubre, 2014).
33. Escuela de Organización Industrial. (2012). *Aplicaciones del manual media a sectores industriales: Sector textil* (1era. ed.). Madrid, España: Ministerio de Medio Ambiente y Empresa para Gestión de Residuos Industriales Sociedad Estatal (EMGRISA). Recuperado de <https://books.google.com.ec/booksid=MRO3IGstwS8C&pg=PT23&dq=Aplicaciones+del+manual+media+a+sectores+industriales&hl=es&sa=X&ei=fF9VVcS-AtC1sATb1YCIDQ&ved=0CBwQ6AEwAA#v=onepage&q=Aplicaciones%20del%20manual%20media%20a%20sectores%20industriales&f=false> (Mayo, 2015).

34. Escuela Politécnica Nacional. (2006). *Manual de Laboratorio de Agua y Microbiología: Determinación de DBO₅ según el método LAM/POE/16*. Quito, Ecuador.
35. Eswaramoorthi S., Dhanapal K. y Chauhan D. (2008). *Advances in textile waste water treatment: the case for UV-Ozonification and membrane bioreactor for common effluent treatment plants in Tiripur, Tamil Nadu, India*. Recuperado de <https://es.scribd.com/doc/2608600/Advances-in-Textile-Wastewater-Treatment> (Octubre, 2014).
36. Fabara D. (2006). *Optimización de la descarga líquida de una industria farmacéutica* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniería Química de la Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador). Recuperada de la base de datos de la Biblioteca de Ingeniería Química de la Escuela Politécnica Nacional. (T-BIQ/0607)
37. Foust A. (1990). *Principios de operaciones unitarias*. (2da. ed.). México D.F., México: Editorial Continental.
38. Ghaly A., Ananthashankar R., Alhattab M. y Ramakrishnan V. (2014). Production, characterization and treatment of textile effluents: A critical review. *Chemical Engineering & Process Technology*, 5(1), 1-18. doi: 10.4172/2157-7048.1000182.
39. Gilabert E. (2011). *Química textil. Tomo II: Materias colorantes*. Valencia, España: Universidad Politécnica de Valencia. Recuperado de <https://joshuajosue8.files.wordpress.com/2011/03/colorantes-cuba-o-tina.pdf> (Abril, 2015).
40. Gilarra M. (2010). *Mezcladores estáticos*. Recuperado de https://www.uam.es/personal_pdi/ciencias/mgilarra/Fluid/AGITACION%20Y%20MEZCLA%20Transparencias.pdf (Enero, 2015).

41. Giordani S., Gonzáles L., Morales A., Quijano J. y Tejada A. (2008). Factibilidad del uso de polímeros para la clarificación del agua potable en la ciudad de Mérida. *Creando*, 1(7), 97-108. Recuperado de <http://revistas.saber.ula.ve/index.php/creando/article/view/1655> (Noviembre, 2014).
42. Gonzáles L. y Escamilla E. (2008). *Estudio de la degradación de un colorante azo rojo reactivo en un biorreactor anaerobio de flujo ascendente*. Recuperado de www.researchgate.net/profile/Eeazar_Escamilla-Silva/publication/267152722_Estudio_de_la_degradacin_de_un_colorante_aso_rojo_reactivo_en_un_biorreactor_anaerobio_de_flujo_ascendente/links/54c5cf0a0cf256ed5a9beff6.pdf&ei=BlSYVf7bCsblsATjn4LIAQ&usg=AFQjCNEgJM5PuV3kFn3RdOv8leDPEkW44w&bvm=bv.89381419,d.cWc (Marzo, 2015).
43. Guerrero R. (1991). *Manual de tratamiento de aguas*. (12da. ed.). México D.F., México: Limusa S.A.
44. Gulkaya I., Surucu G. y Dilek F. (2006). Importance of H_2O_2/Fe^{2+} ratio in Fenton's treatment of a carpet dyeing wastewater. *Journal of Hazardous Materials*, 1(B136), 763-769. doi:10.1016/j.jhazmat.2006.01.006.
45. Hartmann M., Kullmann S. y Keller H. (2010). Wastewater treatment with heterogeneous Fenton-type catalysts based on porous materials. *Journal of Materials Chemistry*, 1(20), 9 002-9 017. doi: 10.1039/c0jm00577k.
46. Henze M. y Comeau Y. (2008). Wastewater characterization. En Henze M., Van Loosdrecht M., Ekama G. y Brdjanovic D. (Ed.). *Biological wastewater treatment: Principles modelling and design*, (pp. 33-52). Londres, Inglaterra: IWA Publishing. Recuperado de http://ocw.unesco-ihe.org/pluginfile.php/462/mod_resource/content/1/Urban_Drainage_and_Sewerage/5_Wet_Weather_and_Dry_Weather_Flow_Characteri

sation/DWF_characterization/Notes/Wastewater%20characterization.pdf (Mayo, 2015).

47. Hernández H. (2005). *Cartas de control*. Recuperado de http://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&sqi=2&ved=0CBsQFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.icicm.com%2Ffiles%2FCartas_de_Control.doc&ei=WIFEVNOIHcyTgwTD_oGIAg&usg=AFQjCNGS QGC41FSqHemas7qa113aYJGWmQ&bvm=bv.77648437,d.eXY (Octubre, 2014).
48. Johnson M., Ratnayaka D. y Brandt M. (2009). *Water supply: Storage, classification and chemical treatment*. (6ta. ed.). Oxford, Gran Bretaña: Elsevier Ltd. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=XTrvVSJTnUEC&pg=PA351&dq=Water+supply:+Storage,+classification+and+chemical+treatment.+Johnson&hl=es&sa=X&ei=KGBVVZ3YHOfIsATLkoGQBQ&ved=0CBsQ6AEwAA#v=onepage&q=Water%20supply%3A%20Storage%2C%20classification%20and%20chemical%20treatment.%20Johnson&f=false> (Mayo, 2015).
49. Karthikeyan S., Ezhil M., Boopathy R., Velan M., Mandal A. y Sekaran G. (2011). Heterocatalytic Fenton oxidation process for the treatment of tannery effluent: kinetic and thermodynamic studies. *Environmental Science and pollution Research*, 1(19): 1 828-1 840. doi: 10.1007/s11356-011-0691-1.
50. Kasperchik V., Yaskevich A. y Bil'dyukevich A. (2012). Wastewater treatment for removal of dyes by coagulation and membrane processes. *Petroleum Chemistry*, 52(7), 545-556. doi: 10.1134/S0965544112070079.
51. Kim T., Park C. Yang J. y Kim S. (2009). Comparison of disperse and reactive dye removals by chemical coagulation and Fenton oxidation.

Journal of Hazardous Materials, 1(B112), 5-103. doi:10.1016/j.jhazmat.2004.04.008.

52. Klages F. (1968). *Tratado de Química Orgánica: Tomo III. Campos especiales*. Zaragoza, España: Editorial Reverté. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=nhcGf55Gy58C&pg=PR13&dq=Tratado+de+Qu%C3%ADmica+Org%C3%A1nica.+tomo+III&hl=es&sa=X&ei=b2BVVbeZL-2KsQTWpIDICQ&ved=0CBwQ6AEwAA#v=onepage&q=Tratado%20de%20Qu%C3%ADmica%20Org%C3%A1nica.%20tomo%20III&f=false> (Mayo, 2015).
53. Klavarioti M, Mantzavinos D. y Kassinos D. (2009). Removal of residual pharmaceuticals from aqueous systems by advanced oxidation processes. *Environmental international*, 1(35), 402-417. doi: 10.1016/j.envint.2008.07.009.
54. Kolorjet Chemicals. (2010). *Textile dyes*. Recuperado de <http://www.dyes-pigments.com/textile-dyes.html> (Octubre, 2014).
55. Lawrence R. (2006). *Pollution prevention in the textil industry*. Recuperado de <http://infohouse.p2ric.org/ref/20/19041.pdf> (Octubre, 2014).
56. Laxman S. (2009). *Pollution and its control in textile industry*. Recuperado de <http://www.fibre2fashion.com/industry-article/22/2195/pollution-and-its-control-in-textile-industry1.asp> (Octubre, 2014).
57. Lucas M., Dias A., Sampaio A., Amaral C y Peres J. (2007). Degradation of a textile reactive Azo dye by a combined chemical–biological process: Fenton’s reagent-yeast. *Water Research*, 1(41), 1 103-1 109. doi: 10.1016/j.watres.2006.12.013.
58. Martinuzzi A., Kudlak R., Faber C. y Wiman A. (2011). *CSR activities and impacts of the textile sector*. Recuperado de <http://www.sustainability.e>

u/pdf/csr/impact/IMPACT_Sector_Profile_TEXTILE.pdf (Octubre, 2014).

59. Mata A. (2005). *Diccionario didáctico de ecología* [Versión DX Reader]. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=a2kW3pjzc-wC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false> (Febrero, 2015).
60. Mazille F. y Spuhler D. (2011). *Advanced Oxidation Process*. Recuperado de <http://www.sswm.info/print/2008?tid=775> (Noviembre, 2014).
61. Méndez R. (2012). *Formulación y evaluación de proyectos* (Séptima edición). (ICONTEC) Bogotá, Colombia. Recuperado de https://books.google.com.ec/books?id=6y6a-1nJQZcC&printsec=frontcover&dq=Formulaci%C3%B3n+y+evaluaci%C3%B3n+de+proyectos.+mendez&hl=es&sa=X&ei=zmBVVa_xCYHHsQS3gYGYCw&ved=0CBsQ6AEwAA#v=onepage&q=Formulaci%C3%B3n%20y%20evaluaci%C3%B3n%20de%20proyectos.%20mendez&f=false (Mayo, 2015).
62. Meriç S., Selçuk H. y Belgiorno V. (2005). Acute toxicity removal in textile finishing wastewater by Fenton's oxidation, ozone and coagulation-flocculation processes. *Water Research*, 39(6), 1 147-1 153. doi:10.1016/j.watres.2004.12.021.
63. Moncada L. (2012). *Diseño de plantas*. Recuperado de <http://GRESIQ/diseño-de-plantas> (Abril, 2015).
64. Muñoz A. (2011). *Proceso Fenton y Foto-Fenton para la remoción de fenoles de efluentes generados en una planta de celulosa Kraft* (Disertación presentada en la Universidad Federal de Viçosa para obtención del título de Magíster, Minas Gerais, Brasil). Recuperado de http://www.tede.ufv.br/tesesimplificado/tde_arquivos/54/TDE-2012-02-03T081202Z-3547/Publico/texto%20completo.pdf. (CDD 634.9861).

65. Nandy T., Shastry S., Pathe P. y Kaul S. (2005). Pre-treatment of currency printing ink wastewater through coagulation-flocculation process. *Water, air and soil pollution*, 1(148), 15-30. Recuperado de <http://link.springer.com/article/10.1023%2FA%3A1025454003863#page-1> (Octubre, 2014).
66. Nemerow N. y Dasgupta A. (1998). *Tratamiento de vertidos industriales y peligrosos* (1era. ed.). Madrid, España: Ediciones Díaz de Santos. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=KDmjTWMEUaoC&printsec=frontcover&dq=Tratamiento+de+vertidos+industriales+y+peligrosos&hl=es&sa=X&ei=NGFVVcrEIPCQsQTax4HYDA&ved=0CBwQ6AEwAA#v=onepage&q=Tratamiento%20de%20vertidos%20industriales%20y%20peligrosos&f=false> (Mayo, 2015).
67. Ntuli F., Ikhu-Omoregbe D., Kuipa P., Muzenda E. y Belaid M. (2009). Characterization of effluent from textile wet finishing operations. *Proceeding of the World Congress on Engineering and Computer Science*, 1(1), 1-6. Recuperado de http://www.iaeng.org/publication/WCECS2009/WCECS2009_pp69-74.pdf (Noviembre, 2014).
68. Organización Panamericana de la Salud. (2005). *Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores* [Versión Adobe Digital editors]. Recuperado de <http://www.bvsde.ops-oms.org/tecapro/documentos/agua/158esp-diseno-desare.pdf> (Febrero, 2015).
69. Páez M. (2013). *Manual para el diseño de plantas industriales*. Quito, Ecuador: Escuela Politécnica Nacional.
70. Perdigón-Melón J., Carbajo J., Petre A., Rosal R. y García-Calvo E. (2010). Coagulation-Fenton coupled treatment for ecotoxicity reduction in highly polluted industrial wastewater. *Journal of Hazardous Materials*, 1(180), 127-132. doi:10.1016/j.jhazmat.2010.04.104.

71. Pereira L. y Alves M. (2012). Dyes-Environmental Impact and Remediation. En Malik A. y Grohmann E. (Ed.). *Environmental protection strategies for sustainable development*, (pp. 111-162). New York, Estados Unidos: Springer. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=OELoLmZLdPsC&pg=PA1&dq=Environmental+protection+strategies+for+sustainable+development,&hl=es&sa=X&ei=e2FVVcr9IrfdsASc3oH4Dw&ved=0CBwQ6AEwAA#v=onepage&q=Environmental%20protection%20strategies%20for%20sustainable%20development%2C&f=false> (Mayo, 2015).
72. Perkowski J. y Koss L. (2012). *Treatment of textile dyeing wastewater by hydrogen peroxide and ferrous ions* [Versión Adobe Digital editors]. Recuperado de http://fibtex.lodz.pl/38_20_78.pdf (Noviembre, 2014).
73. Poyatos J., Muñio M., Almecija M., Torres J., Hontoria E. y Osorio F. (2010). Advanced oxidation process for Wastewater Treatment: State of the Art. *Water, Air & Soil Pollution*, 1(205): 187-204. doi: 10.1007/s11270-009-0065-1.
74. Ramalho R. (2008). *Tratamiento de aguas residuales* [Versión DX Reader]. Recuperado de https://books.google.com.ec/books?id=30etGjzPXyWC&pg=PA48&dq=carbono+organico+total&hl=es&sa=X&ei=_27hVJ3MFafGsQTAt4LgDw&sqi=2&redir_esc=y#v=onepage&q=carbono%20organico%20total&f=false (Febrero, 2015).
75. Ramesh B., Parande A., Raghu S. y Prem T. (2007). Cotton textile processing: waste generation and effluent treatment. *The Journal of Cotton Science*, 3(11), 141-153. Recuperado de <https://www.cotton.org/journal/2007-11/3/upload/jcs11-141.pdf> (Octubre, 2014).
76. Rameshraj D. y Suresh S. (2011). Treatment of tannery wastewater by various oxidation and combined processes. *International Journal of*

Environmental Research, 5(2), 349-360. Recuperado de http://www.sid.ir/en/VEWSSID/J_pdf/108220110210.pdf (Noviembre, 2014).

77. Rashedul K. (2008). *Guide for assessment of effluent treatment plants in EMP/EIA reports for textile industries* (1era. ed.). Bangladesh: Ministerio de Ambiente y Bosques. Recuperado de http://www.doe.gov.bd/publication_images/15_etp_assessment_guide.pdf (Mayo, 2015).
78. Raso D. (2008). *Principales impactos y áreas de mejora. Contaminantes generados por la industria textil*. Recuperado de <http://www.ihobe.net/Documentos/eventos/289-1-B6-3.Caracterizaci%C3%B3nSectorTextil.ImpactosAreasMejora.pdf> (Octubre, 2014).
79. Repetto M. y Repetto G. (2009). *Toxicología fundamental* [Versión DX Reader]. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=WheuVgivN6wC&pg=PA177&dq=scavenger+reaccion&hl=es&sa=X&ei=pXrhVMqIC-jgsATj64GgBw&ved=0CCcQ6AEwAg#v=onepage&q=scavenger%20reaccion&f=false> (Febrero, 2015).
80. Robinson T., McMullan G., Marchant R. y Nigam P. (2007). Remediation of dyes in textile effluent: a critical review on current treatment technologies with a proposed alternative. *Bioresource technology*, 77(3), 247-255. doi:10.1016/S0960-8524(00)00080-8.
81. Rodríguez J., Casas J., Mohedano A., Zazo J., Pliego G. y Blasco S. (2010). Aplicación del proceso fenton a la depuración de efluentes industriales y contaminantes emergentes. En Ministerio de Ciencia e Innovación del Gobierno de España (Ed.). *Tecnologías de tratamiento de aguas para su reutilización*, (pp. 5-20). Madrid, España: Programa Consolider Tragua. Recuperado de http://www.consolider-tragua.com/documentos/Tecnologias_tratamiento_agua.pdf (Noviembre, 2014).

82. Ruey-Fang Y., Ho-Wen C., Kuang-Yu L., Wen-Po C. y Peng-Han H. (2010). Control of the Fenton process for textile wastewater treatment using artificial neural networks. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 1(85): 267-278. doi: 10.1002/jctb.2302.
83. Rutvij D. y Reshma L. (2013). Treatment of dye intermediate Waste-Water by Fenton and Electro-Fenton treatments. *International Journal of Research in Modern Engineering and Emerging Technology*, 1(3), 87-93. Recuperado de http://raijmr.com/wp-content/uploads/2013/04/12_87-93-Rutvij-D.-Patel-and-Reshma-L.-Patel.pdf (Noviembre, 2014).
84. Sekaran G., Karthikeyan S., Boopathy R., Maharaja P., Gupta V. y Anandan C. (2014). Response Surface modeling for optimization heterocatalytic Fenton oxidation of persistence organic pollution in high total dissolved solid containing wastewater. *Environmental Science and Pollution Research*, 1(21): 1 489-1 502. doi: 10.1007/s11356-013-2024-z.
85. Sekaran G., Karthikeyan S., Evvie C., Boopathy R. y Maharaja P. (2013). Oxidation of refractory organics by heterogeneous Fenton to reduce organic load in tannery wastewater. *Clean Technology Environmental Policy*, 1(15), 245-253. doi: 10.1007/s10098-012-0502-5.
86. Sekaran G., Karthikeyan S., Ramani K., Ravindran B., Gnanamani A. y Mandal A. (2011). Heterogeneous Fenton oxidation of dissolved organics in salt-laden wastewater from leather industry without sludge production. *Environmental Chem Let*, 1(9), 499-504. doi: 10.1007/s10311-011-0309-3.
87. Sevilla U. (2009). *Manual del carbón activado*. Recuperado de: <http://www.elaguapotable.com/Manual%20del%20carb%C3%B3n%20activo.pdf> (Enero, 2015).

88. Sierra A. (2011). *Fenómenos de superficie. Adsorción* [Versión DX Reader]. Recuperado de <http://adriandsierraf/teora-fenomenos-de-superficie-adsorcion> (Abril, 2015).
89. Snoeyink V. y Jenkins D. (1980). *Water chemistry*. (1era. ed.). Nueva York, Estados Unidos: John Wiley & Sons.
90. Soon A. y Hameed B. (2011). Heterogeneous catalytic treatment of synthetic dyes in aqueous media using Fenton and Photo-assisted Fenton process. *Desalination*, 1(269), 1-16. doi:10.1016/j.desal.2010.11.002.
91. Standard Methods Committee. (2011). *5310 B: Método de combustión a alta temperatura*. Recuperado de <http://www2.shimadzu.com/apps/apnotes/StandardMethod5310.pdf> (Diciembre, 2014).
92. Standard Methods Committee. (2014). *5210 B: Prueba de DBO 5-días*. Recuperado de: <http://www.polyseed.com/misc/bod-std%20methods-8.04.pdf> (Diciembre, 2014).
93. StatPoint Technologies Inc. (2010). *Statgraphics Centurion XVI. Manual del usuario*. Estados Unidos: StatPoint Technologies Inc.
94. Teng T. y Low L. (2012). Removal of Dyes and Pigments from Industrial Effluents. En Sharma S. y Sanghi R. (Ed.). *Advances in Water Treatment and Pollution Prevention*, (pp. 65-93). Londres, Inglaterra: Springer. Recuperado de https://books.google.com.ec/books?hl=es&lr=&id=thEigV6yl64C&oi=fnd&pg=PR7&dq=Advances+in+Water+Treatment+and+Pollution+Prevention&ots=PIMUGT_aLQ&sig=AYAL0tvpYWzbz2gtMpgPG-AYr-g#v=onepage&q=Advances%20in%20Water%20Treatment%20and%20Pollution%20Prevention&f=false (Mayo, 2015).

95. Ucko D. (2013). *Basics for Chemistry*. (1era. ed.). New York, Estados Unidos: Academic Press Inc. Recuperado de <http://books.google.es/books?id=ZCoSBQAAQBAJ&pg=PA509&dq=value+of+oxidizing+potential+of+some+oxidizing+agents&hl=es&sa=X&ei=VIVyVIKbF8SiNtKqg5AN&ved=0CEsQ6wEwBQ#v=onepage&q=value%20of%20oxidizing%20potential%20of%20some%20oxidizing%20agents&f=false> (Noviembre, 2014).
96. United States Environmental Protection Agency's. (2006). *Best management practices for pollution prevention in the textile industry*. Recuperado de <http://nepis.epa.gov/Exe/ZyNET.exe/30004Q2U.txt?ZyActionD=ZyDocument&Client=EPA&Index=1995%20Thru%201999&Docs=&Query=&Time=&EndTime=&SearchMethod=1&TocRestrict=n&Toc=&TocEntry=&QField=&QFieldYear=&QFieldMonth=&QFieldDay=&UseQField=&IntQFieldOp=0&ExtQFieldOp=0&XmlQuery=&File=D%3A\ZYFILES\INDEX%20DATA\95THRU99\TXT\00000006\30004Q2U.txt&User=ANONYMOUS&Password=anonymous&SortMethod=h|-&MaximumDocuments=1&FuzzyDegree=0&ImageQuality=r75g8/r75g8/x150y150g16/i425&Display=p|f&DefSeekPage=x&SearchBack=ZyActionL&Back=ZyActionS&BackDesc=Results%20page&MaximumPages=1&ZyEntry=1> (Octubre, 2014).
97. Van Haandel A. y Van der Lubbe J. (2007). *Handbook Biological waste water treatment: design and optimization of activated sludge systems*. (1ra. ed.). Leidschendam, Holanda: Quist Publishing. Recuperado de <http://books.google.es/books?id=w-tsKUD23TsC&pg=PA7&dq=cod+water+treatment&hl=es&sa=X&ei=7wFPVI-5H8WVNpa5gKAN&ved=0CEEQ6AEwAg#v=onepage&q=cod%20water%20treatment&f=false> (Octubre, 2014).
98. Walters A., Santillo D. y Johnston P. (2005). *El tratamiento de textiles y sus repercusiones ambientales* [Versión Adobe Digital Editions].

Recuperado de <http://www.greenpeace.org/espana/Global/espana/report/other/el-tratamiento-de-textiles-y-s.pdf> (Octubre, 2014).

99. Wang X., Chen S., Gu X. y Wang K. (2009). Pilot study of the advanced treatment of landfill leachate using a combined coagulation, fenton oxidation and biological aerated filter process. *Waste Management*, 1(29), 1 354-1 358. doi:10.1016/j.wasman.2008.10.006.
100. Xu H., Pasad M., He X., Shan L. y Qi S. (2009). Discoloration of Rhodamine B dyeing wastewater by schorl-catalyzed Fenton-like reaction. *Science in China E: Technological Science*, 52(10): 3 054-3 060. doi: 10.1007/s11431-009-0304-0.
101. Zazo J., Pliego G., Blasco S., Casas J. y Rodríguez J. (2011). Intensification of the Fenton Process by Increasing the Temperature. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 50(2), 866-870. doi: 10.1021/ie101963k.
102. Zhang P. (2013). *Estudio y propuesta de mejora del proceso de la depuración de la EDAR de Zhongyuan (China)* (Trabajo final de grado en Ciencias Ambientales). Recuperada de la base de datos RiuNet repositorio institucional Universidad Politécnica de Valencia. (<http://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/33704/Memoria.pdf?sequence=1&isAllowed=y>).

ANEXOS

ANEXO I

**EMISIONES GASEOSAS, EFLUENTES LÍQUIDOS Y DESECHOS
SÓLIDOS GENERADOS A LO LARGO DEL PROCEDIMIENTO
TEXTIL**

Tabla AI.1. Tipos de contaminantes gaseosos, efluentes líquidos y desechos sólidos generados durante el procesamiento textil de algodón

Proceso	Emisiones gaseosas	Efluentes líquidos	Desechos sólidos
Preparación de las fibras	Pequeña o ninguna	Ninguno	Fibras, empaques
Hilado	Pequeña o ninguna	Ninguno	Empaques, fibras hilos, residuos de limpieza
Encolado	Componentes orgánicos volátiles	DBO ₅ , DQO, metales, efluentes de limpieza, cola	Pelusas, hilos, empaques, almidón no utilizado
Tejeduría	Pequeña o ninguna	Ninguno	Empaques, retazos de hilo y tela, tela fuera de especificación, aceites usados
Tejeduría de punto	Pequeña o ninguna	Ninguno	Empaques, retazos de hilo y tela, tela fuera de especificación
Desencolado	Componentes orgánicos volátiles de glicol éter	DBO ₅ de las colas solubles en agua, colas sintéticas, lubricantes, biocidas, componentes anti-estáticos	Empaques, pelusas, hilos, materiales de limpieza como waipes, trapos y filtros, residuos de limpieza y mantenimiento que contiene solventes
Descrude	Componentes orgánicos volátiles de glicol éter y solventes de descrude	Desinfectantes, residuos de insecticidas, NaOH, detergentes, gasas, aceites, pectina, cera, lubricantes de tejeduría, solventes gastados	Ninguno
Blanqueo	Pequeña o ninguna	Peróxido de hidrógeno, silicato sódico, estabilizadores orgánicos; pH alto	Ninguno
Chamuscado	Pequeñas cantidades de gases de combustión proveniente de los quemadores	Ninguno	Ninguno
Mercerizado	Ninguna	Alto pH, NaOH	Ninguno

Tabla AI.1. Tipos de contaminantes gaseosos, efluentes líquidos y desechos sólidos generados durante el procesamiento textil de algodón (**continuación...**)

Proceso	Emisiones gaseosas	Efluentes líquidos	Desechos sólidos
Tintura	Componentes orgánicos volátiles	Metales, sal, surfactantes, componentes orgánicos, materiales catiónicos, color, sulfuro, sustancias tóxicas, solventes gastados; DBO ₅ , acidez/alcalinidad	Ninguno
Estampación	Solventes, ácido acético de la tintura, emisiones de los hornos, gases de combustión, material particulado	Sólidos suspendidos, urea, solventes, color, metales, DBO ₅ , espumantes, altas temperaturas	Ninguno
Acabados y aprestos	Componentes orgánicos volátiles, vapores tóxicos generados por los químicos, vapores de formaldehído, gases de combustión, material particulado	DBO ₅ , DQO, sólidos suspendidos, sustancias tóxicas, solventes gastados	Retazos de tela, empaques
Termofijado	Volatilización de agentes de acabados y tejeduría aplicados durante la fabricación de fibras sintéticas	Ninguno	Ninguno
Confección	Ninguna	Ninguno	Retazos de tela

(Ramesh et al., 2007, p. 143)

ANEXO II

DETERMINACIÓN DEL pH SEGÚN EL MÉTODO LAM/POE/34

Los materiales, equipos y reactivos empleados en la determinación de pH son (APHA, 1992c, pp. 5-9):

- Vaso de precipitación, 500 mL
- Medidor portátil de pH ORION, modelo 250a, 0,01
- Agua destilada

Procedimiento:

- Colocar la muestra homogeneizada en el vaso de precipitación.
- Encender el pH-metro.
- Lavar el electrodo del pH-metro con agua destilada y limpiarlo.
- Insertar el pH-metro en la muestra y esperar que el valor de pH se estabilice.
- Registrar el valor mostrado en el equipo.

ANEXO III

DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA SEGÚN EL MÉTODO APHA 2550 B

Los materiales, equipos y reactivos empleados en la determinación de pH son (APHA, 1992d, p. 5):

- Vaso de precipitación, 500 mL
- Medidor de temperatura electrónico Hanna Instruments, 200 °C, 0,1 °C

Procedimiento:

- Colocar la muestra homogeneizada en el vaso de precipitación.
- Encender el termómetro.
- Insertar la termocupla en la muestra y esperar que el valor de temperatura se estabilice.
- Registrar el valor mostrado en el equipo.

ANEXO IV

DETERMINACIÓN DE TURBIDEZ SEGÚN EL MÉTODO APHA 2130

B

Los materiales, equipos y reactivos empleados en la determinación de color real y aparente son (APHA, 1992b, pp. 1-9):

- Turbidímetro HACH, modelo 2100P, 0,1 NTU
- Celdas de vidrio

Procedimiento:

- Colocar 15 mL de muestra homogeneizada en una celda.
- Encender el turbidímetro HACH.
- Limpiar la celda y medir su turbidez.
- Registrar el valor mostrado en el equipo en unidades NTU.

ANEXO V

DETERMINACIÓN DE LA DQO SEGÚN EL MÉTODO LAM/POE/20

Los materiales, equipos y reactivos empleados en la determinación de la DQO son (APHA, 1997, pp. 5-8)

- Pipeta graduada, 2 mL
- Probeta graduada, 500 mL
- Viales de reactivo de DQO
- Espectrofotómetro HACH, modelo DR 2800
- Reactor de DQO HACH, 150 °C
- Agua destilada.

Procedimiento:

- Homogenizar la muestra, para ello se deben verter 500 mL del efluente en el vaso de la licuadora y licuar la muestra durante 2 min.
- Encender el reactor de DQO
- Tomar 2 mL de agua destilada y colocar este volumen en un vial de reactivo de DQO, tapar el vial y agitar por algunos segundos. Este vial corresponde al blanco para las mediciones de DQO.
- Tomar 2 mL de muestra homogeneizada, colocar en un vial de reactivo de DQO y agitar por unos segundos.
- Colocar los viales de reactivo de DQO, correspondientes al blanco y a la muestra, en el reactor de DQO precalentado. Dejarlos en el reactor durante 2 h a 150 °C.
- Dejarlos enfriar a temperatura ambiente y colocarlos en un porta viales.
- Encender el espectrofotómetro HACH, establecer 600 nm como longitud de onda, ubicar el programa 954.
- Limpiar el vial correspondiente al blanco y encerrar el equipo.
- Limpiar el vial correspondiente a la muestra y medir su DQO.

- Registrar el valor mostrado en el equipo en mg O₂/L. Si la muestra tiene un valor de DQO mayor a los límites de medición del equipo deberá realizarse una dilución y volver a seguir el procedimiento.

Los viales de reactivo de DQO se preparan previamente a la medición de la DQO. Para ello, se mezclan 3,5 mL de la solución ácida y 1,5 mL de la solución de digestión. El preparado de las soluciones mencionadas se detalla a continuación:

- Para preparar la solución ácida, disolver 10,098 g de sulfato de plata en 800 mL de ácido sulfúrico concentrado y luego aforar 1 L con ácido sulfúrico concentrado.
- Para preparar la solución de digestión, disolver 10,216 g de dicromato de potasio y 33,333 g de sulfato mercurioso en 167 mL de ácido sulfúrico concentrado y finalmente aforar 1 L con agua destilada.

Una vez que los viales están preparados, se busca pares para cada vial. Para emparejar viales se medirá su absorbancia a 600 nm. Cuando la absorbancia de un vial respecto a la medición de otro varíe en $\pm 0,001$ se obtendrá la pareja. En uno de los viales se colocará la muestra y el otro corresponderá al blanco.

ANEXO VI

DETERMINACIÓN DE COLOR SEGÚN EL MÉTODO LAM/POE/13

Los materiales, equipos y reactivos empleados en la determinación de color real y aparente son (APHA, 1992a, pp. 1-2):

- Membranas GV (Durapore) EM PVDF, MILLIPORE, 0,22 μm de poro, 47 mm de diámetro
- Matraz kitasato
- Vaso de plástico para filtraciones
- Celdas de vidrio para medición de color
- Espectrofotómetro HACH, modelo DR 2 800
- Bomba de vacío MILLIPORE, 115 W
- Agua destilada.

Procedimiento para medición de color aparente:

- Colocar 25 mL de agua destilada en una celda. Esta celda corresponde al blanco.
- Colocar 25 mL de muestra homogeneizada en otra celda.
- Encender el espectrofotómetro HACH, establecer 455 nm como longitud de onda, ubicar el programa 120.
- Limpiar la celda correspondiente al blanco y encerrar el equipo.
- Limpiar la celda correspondiente a la muestra y medir su color.
- Registrar el valor mostrado en el equipo en unidades Pt-Co.

Procedimiento para medición de color real:

- Preparar el equipo de filtración al vacío.
- Encender la bomba de vacío y filtrar el agua destilada.

- Colocar 25 mL de agua destilada en una celda. Esta celda corresponde al blanco.
- Filtrar al vacío la muestra homogeneizada.
- Colocar 25 mL de muestra filtrada en otra celda.
- Encender el espectrofotómetro HACH, establecer 455 nm como longitud de onda, ubicar el programa 120.
- Limpiar la celda correspondiente al blanco y encerrar el equipo.
- Limpiar la celda correspondiente a la muestra y medir su color.
- Registrar el valor mostrado en el equipo en unidades Pt-Co.

Nota: Si la muestra tiene un valor de color que supera los límites de medición del equipo, deberá realizarse una dilución y se deberá comenzar con el procedimiento de determinación de color nuevamente. Los cálculos del valor de color deberán considerar esta dilución.

ANEXO VII

**PRUEBAS PRELIMINARES PARA FIJAR LAS
CONCENTRACIONES Y LA RELACIÓN ENTRE H₂O₂ Y FeSO₄.7
H₂O EN EL PROCESO FENTON**

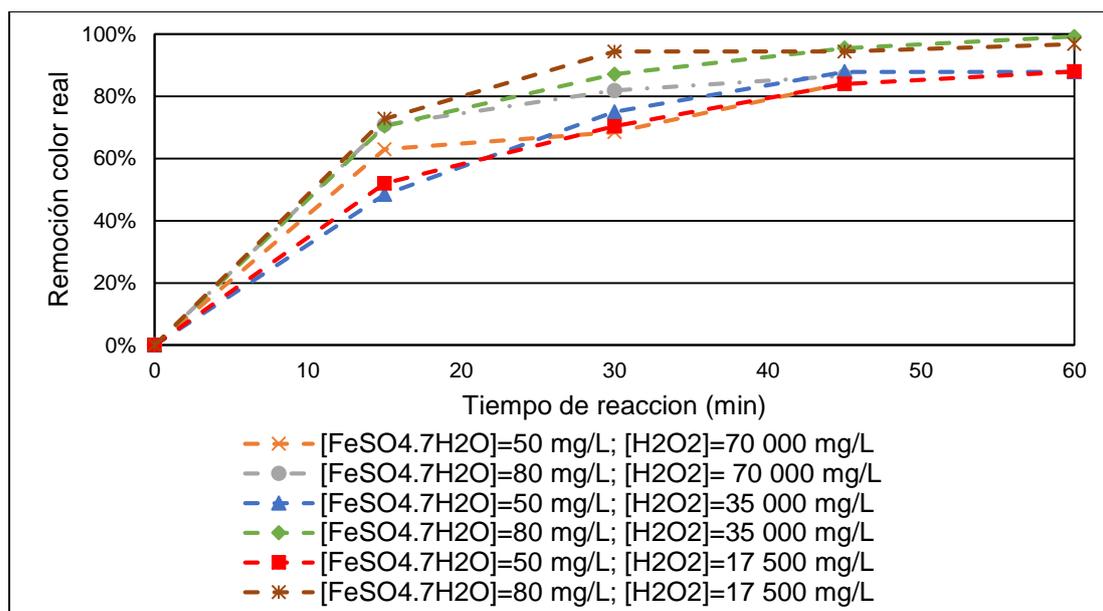


Figura AVII.1. Pruebas preliminares para la selección de la concentración peróxido de hidrógeno con 50 y 80 mg/L de sulfato de hierro heptahidratado

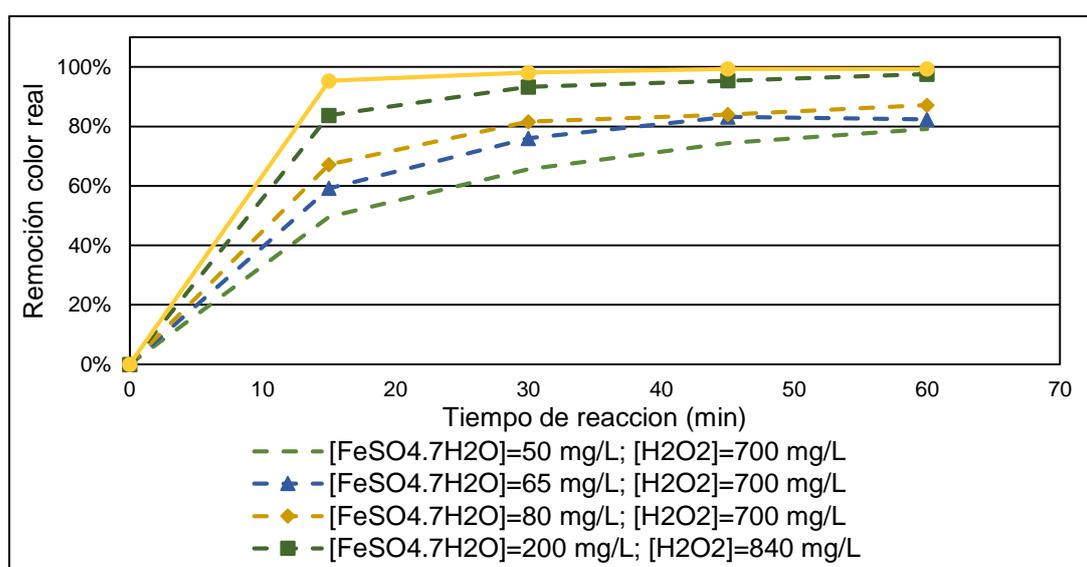


Figura AVII.2. Pruebas preliminares para la selección de la concentración de sulfato de hierro heptahidratado con 700 y 840 mg/L de peróxido de hidrógeno

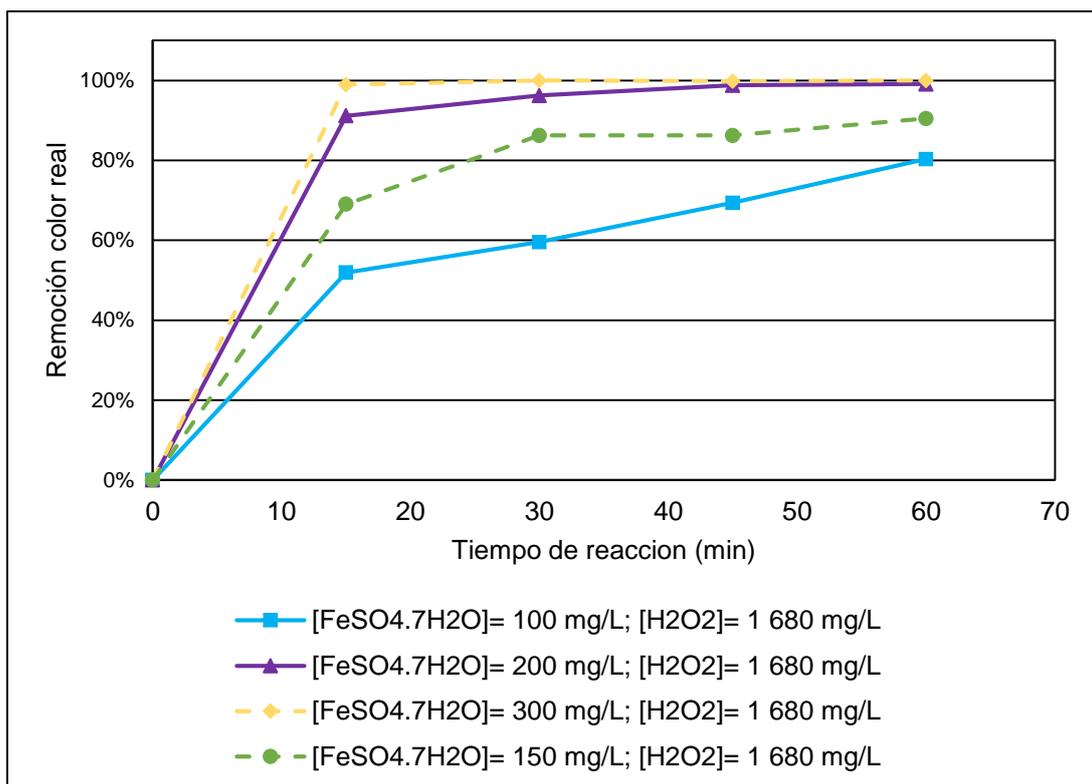


Figura AVII.3. Pruebas preliminares para la selección de la concentración de sulfato de hierro heptahidratado con 1 680 mg/L de peróxido de hidrógeno

ANEXO VIII

DETERMINACIÓN DE DBO₅ SEGÚN EL MÉTODO LAM/POE/16

Los materiales, equipos y reactivos empleados en la determinación de DBO₅ son (Standard Methods Committee, 2014, p. 3):

- Probeta graduada, 500 mL
- Pipetas graduadas, 2 mL
- Vasos de precipitación, 1 000 mL
- Papel pH
- Agitador magnético
- Frasco ámbar para análisis de DBO
- Capuchones negro y azul para análisis de DBO
- Termostato AQUA LYTIC
- Muestra con microorganismos procedente del Río Machángara
- Inhibidor de bacterias nitrificantes
- Hidróxido de potasio
- Hidróxido de sodio

Procedimiento para medición de DBO₅:

- Homogeneizar la muestra y colocar una alícuota en un vaso de precipitación.
- Ajustar el pH del efluente a 7,0 con la adición de hidróxido de sodio y verificar el pH de la muestra con papel pH.
- Colocar el volumen de efluente de acuerdo con el valor registrado de DQO. El criterio considerado para determinar el volumen fue que el valor del DQO del efluente era el doble del valor de DBO₅. Los valores de muestra de efluente a tomar se presentan en la Tabla AVIII. 1.
- Colocar la muestra de efluente tomada en la probeta graduada a un frasco ámbar.

- Agregar la cantidad de gotas de inhibidor al capuchón negro, según el volumen de muestra tomada previamente mostrado en la Tabla AVIII. 1. No tapar el frasco oscuro con el capuchón.
- Colocar la muestra con bacterias nitrificantes en un vaso de precipitación.
- Pipetear 2 mL de la muestra en el frasco ámbar y ponerlos en un vaso de precipitación.
- Pipetear 2 mL de la muestra con microorganismos y colocar en el frasco ámbar.
- Agregar 3 gotas de KOH al capuchón negro.
- Colocar el agitador magnético en el frasco ámbar y los capuchones negro y azul al frasco. Ajustar bien el capuchón azul.
- Pulsar simultáneamente los botones del capuchón azul.
- Llevar el frasco ámbar al termostato cuya temperatura es igual a 20 °C.
- Después de cinco días retirar el frasco del termostato, presionar el botón de lectura del capuchón azul y multiplicar la lectura por el factor correspondiente al volumen tomado inicialmente de muestra que se presenta en la Tabla AVIII. 1.
- Registrar la medición de DBO₅ en mg O₂/L.

Tabla AVIII. 1. Volumen de efluente, factor y número de gotas de inhibidor nitrificante que se deben añadir para efectuar el análisis de DBO₅

Rango (mg O ₂ /L DBO ₅)	Muestra (mL)	Factor	Gotas de inhibidor de bacterias nitrificantes
0-40	428,0	1	10
0-80	360,0	2	10
0-200	244,0	5	5
0-400	157,0	10	5
0-800	94,0	20	3
0-2 000	56,0	40	3
0-4 000	21,7	100	1

(Escuela Politécnica Nacional, 2006, p. 9)

ANEXO IX

DETERMINACIÓN DE TOC SEGÚN EL MÉTODO SM 5 310

Los materiales, equipos y reactivos empleados en la determinación de TOC son (Standard Methods Committee, 2011, p. 3):

- Membranas GV (Durapore) EM PVDF, MILLIPORE, 0,22 μm de poro, 47 mm de diámetro
- Matraz kitasato
- Vaso de plástico para filtraciones
- Celdas de vidrio para medición de TOC
- Equipo TOC SHIMADZU, modelo 5 000 A

Procedimiento para medición de TOC:

- Homogeneizar la muestra y colocar una alícuota en un vaso de precipitación.
- Filtrar la muestra y colocar 5 mL en la celda.
- Ajustar la temperatura en el equipo de medición de TOC a 900 °C.
- Colocar 5 mL de agua destilada en otra celda.
- Correr la medición, que consistió en el blanco.
- Inyectar la muestra y analizar el TOC.
- Registrar la medición en mg/L.

ANEXO X

DIAGRAMAS DE CAJA Y BIGOTES

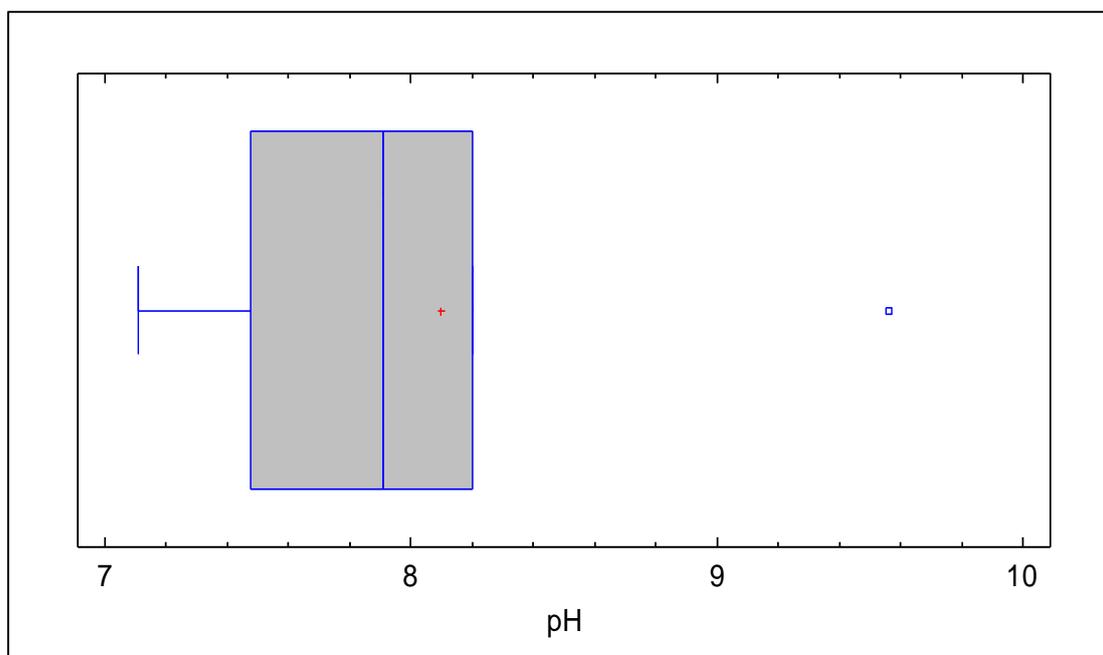


Figura AX.1. Diagrama de caja y bigotes para el parámetro pH del efluente textil

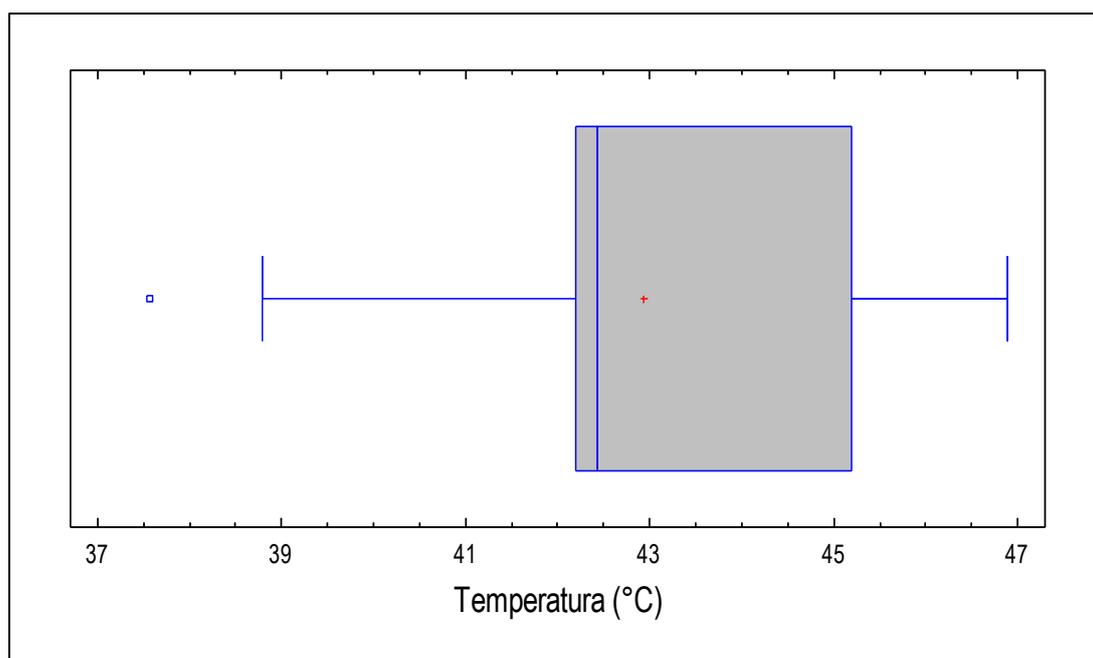


Figura AX.2. Diagrama de caja y bigotes para el parámetro temperatura del efluente textil

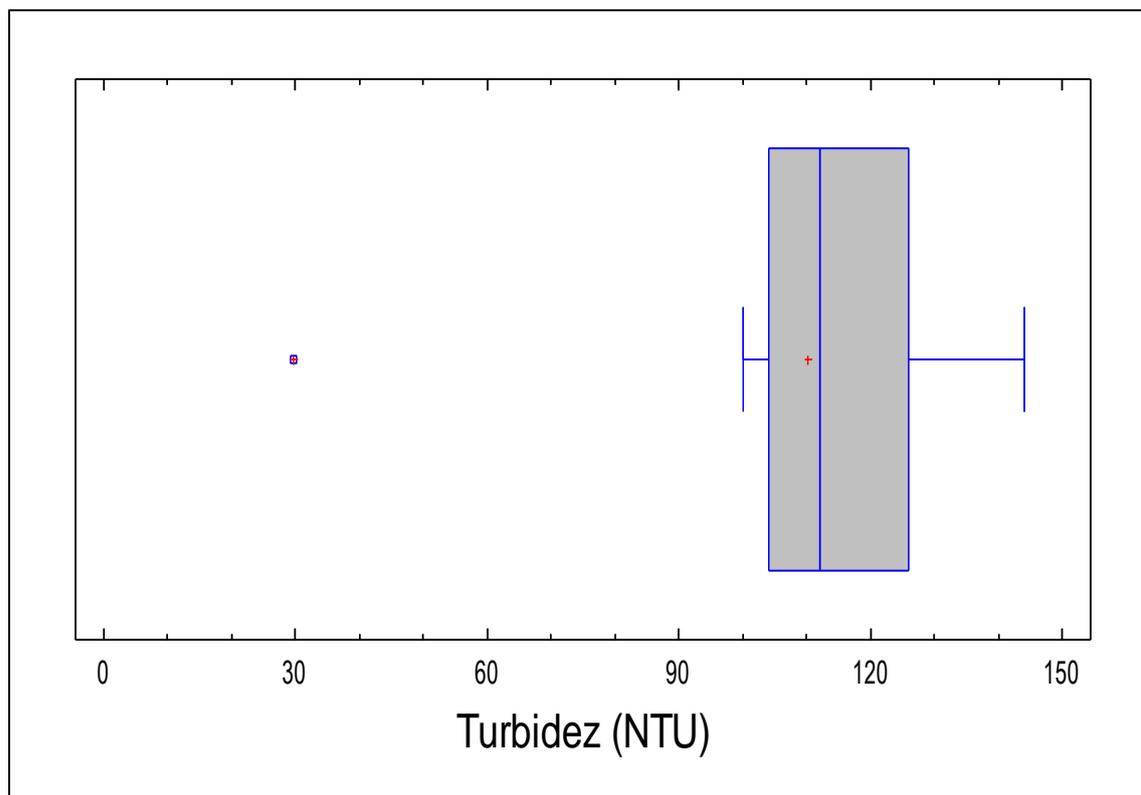


Figura AX.3. Diagrama de caja y bigotes para el parámetro turbidez del efluente textil

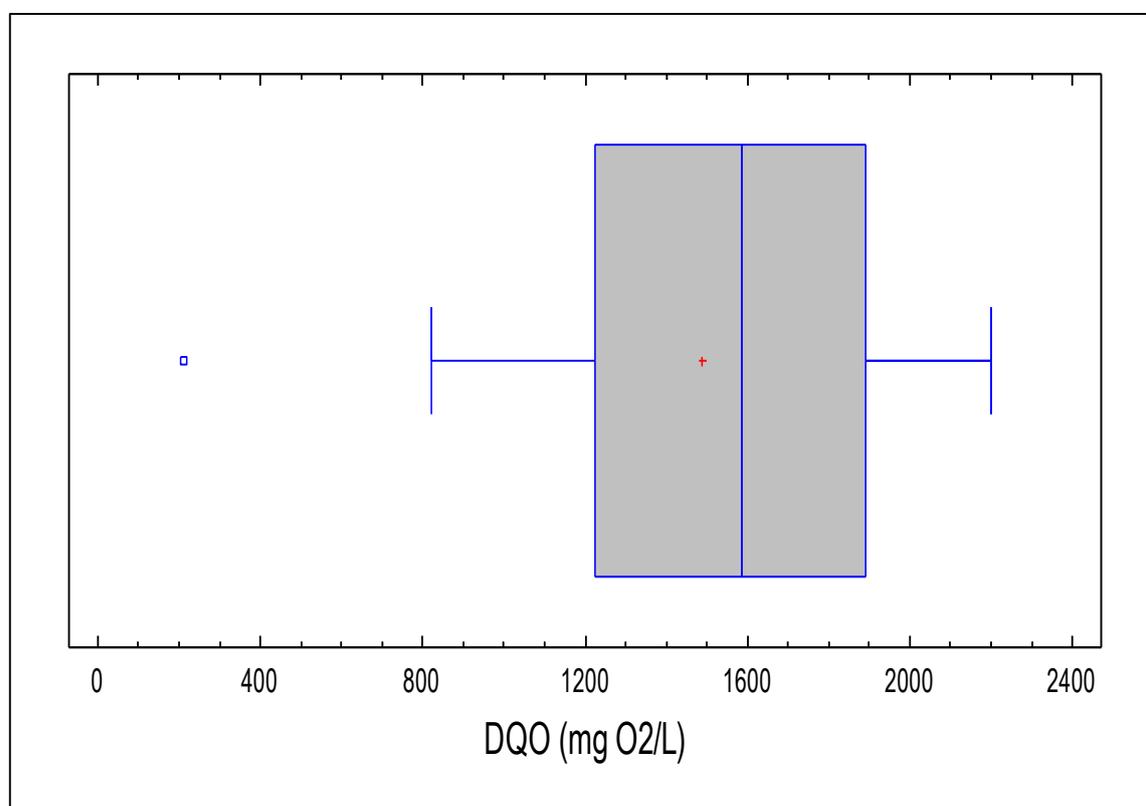


Figura AX.4. Diagrama de caja y bigotes para el parámetro DQO del efluente textil

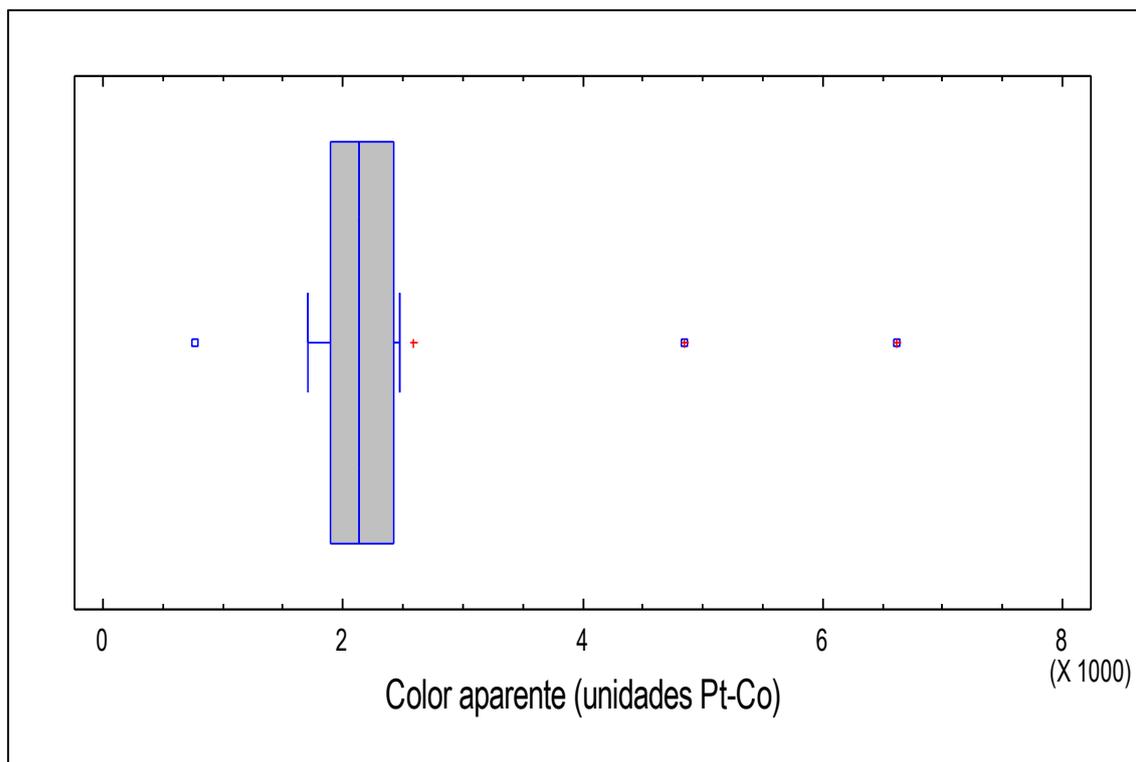


Figura AX.5. Diagrama de caja y bigotes para el parámetro color aparente del efluente textil

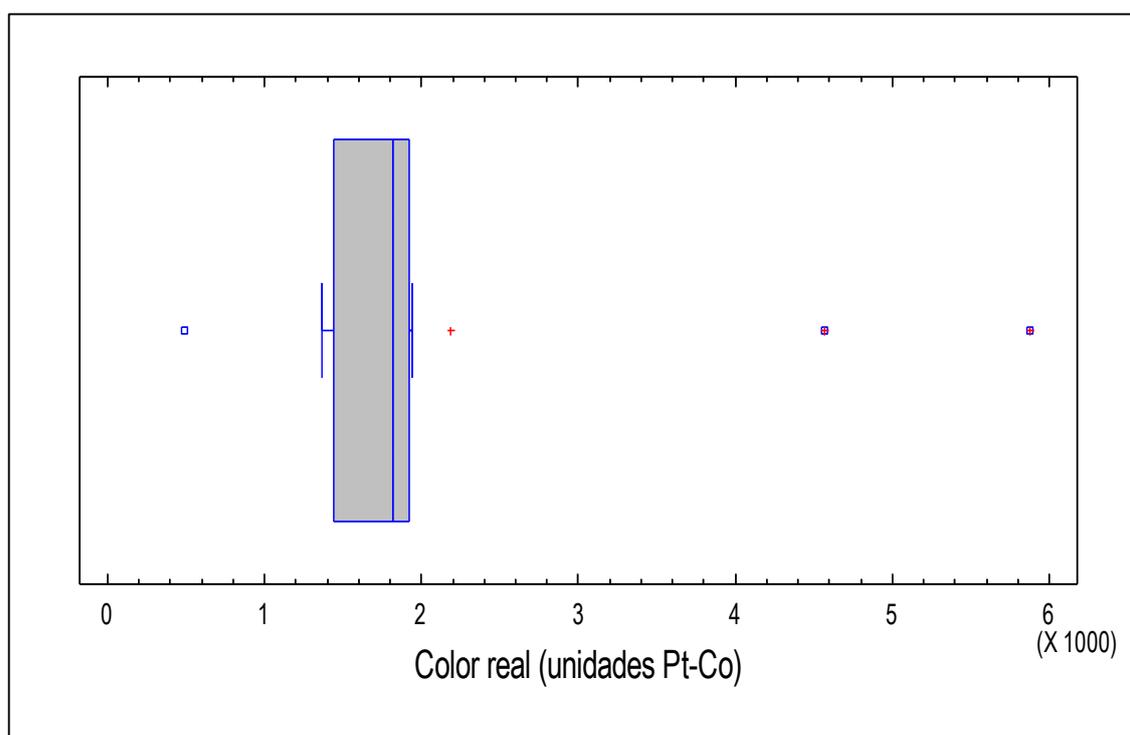


Figura AX.6. Diagrama de caja y bigotes para el parámetro color real del efluente textil

ANEXO XI

**VALORES DE TEMPERATURA DE LAS MUESTRAS PUNTUALES
DE EFLUENTE TEXTIL RECOLECTADAS EN DIFERENTES DÍAS
DE MUESTREO**

Tabla AXI.1. Temperaturas del efluente textil de acuerdo con la hora y el día de muestreo

Hora de muestreo	Temperatura (°C)											
	10/04/2014	24/04/2014	13/05/2014	12/06/2014	09/08/2014	21/08/2014	05/09/2014	17/09/2014	25/09/2014	30/09/2014	05/10/2014	10/10/2014
07h00	26,8	38,9	45,9	44,8	46,1	32,9	38,5	33,1	28,0	44,7	32,9	37,5
08h00	31,7	37,6	43,0	42,5	43,2	33,0	36,9	33,0	29,8	42,2	34,1	34,9
09h00	28,2	36,0	40,6	41,3	41,7	33,1	35,3	41,3	30,0	47,3	36,3	27,6
10h00	32,5	34,4	52,1	55,7	40,4	52,0	37,9	50,2	34,0	51,6	50,8	52,9
11h00	37,4	48,6	44,8	51,1	53,6	53,9	53,5	41,4	38,2	42,5	43,7	41,3
12h00	40,4	47,5	41,4	47,8	47,4	40,7	45,7	40,5	40,7	46,6	40,9	41,9
13h00	43,3	44,0	51,3	49,4	44,6	41,9	42,4	42,1	41,8	43,9	41,5	52,0
14h00	44,2	40,4	39,7	42,8	50,0	44,8	43,0	44,4	44,9	53,1	49,8	48,9
15h00	49,4	59,9	42,2	52,4	40,7	51,3	47,4	52,1	60,0	49,7	53,2	46,3
16h00	41,7	46,6	48,7	41,1	46,4	40,7	40,2	45,9	40,5	43,5	41,1	39,7
Promedio	37,6	43,4	45,0	46,9	45,4	42,4	42,1	42,4	38,8	46,5	42,4	42,3

ANEXO XII

**VALORES DE LOS PARÁMETROS MEDIDOS DESPUÉS DE
TRATAR EL EFLUENTE MEDIANTE EL PROCESO DE
COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN**

Tabla AXII.1. Resultados de las mediciones de los parámetros pH, turbidez, color real y DQO del efluente textil tratado con diferentes concentraciones de coagulante y floculante en el proceso de coagulación-floculación

		Valores del efluente textil con el proceso de coagulación-floculación			
[Al ₂ (SO ₄) ₃] (mg/L)	[Poliacrilamida QC1-L] (mg/L)	pH	Turbidez (NTU)	Color real (unidades Pt-Co)	DQO (mg O ₂ /L)
500	1,4	4,08 ± 0,08	17,90 ± 5,63	1 293,33 ± 55,08	1 438,33 ± 92,24
500	2,8	4,17 ± 0,14	9,37 ± 1,82	1 276,67 ± 20,82	1 178,33 ± 98,78
500	4,2	3,77 ± 0,15	74,07 ± 10,15	1 646,67 ± 35,12	1 241,67 ± 56,86
600	1,4	3,76 ± 0,06	13,20 ± 2,23	1 386,67 ± 11,55	478,33 ± 72,51
600	2,8	4,15 ± 0,16	5,03 ± 0,85	1 220,00 ± 70,00	870,00 ± 72,11
600	4,2	3,96 ± 0,17	11,25 ± 1,23	1 300,00 ± 26,46	1 408,33 ± 55,08
700	1,4	3,96 ± 0,05	13,03 ± 1,46	1 640,00 ± 65,57	973,33 ± 22,55
700	2,8	4,12 ± 0,15	6,41 ± 0,71	1 246,67 ± 5,77	895,00 ± 82,61
700	4,2	3,89 ± 0,09	12,23 ± 5,33	1 546,67 ± 23,09	975,00 ± 18,03

$\bar{x} \pm \sigma$ (n = 3)

ANEXO XIII

GRÁFICAS DE MEDIAS PARA EL PROCESO DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN

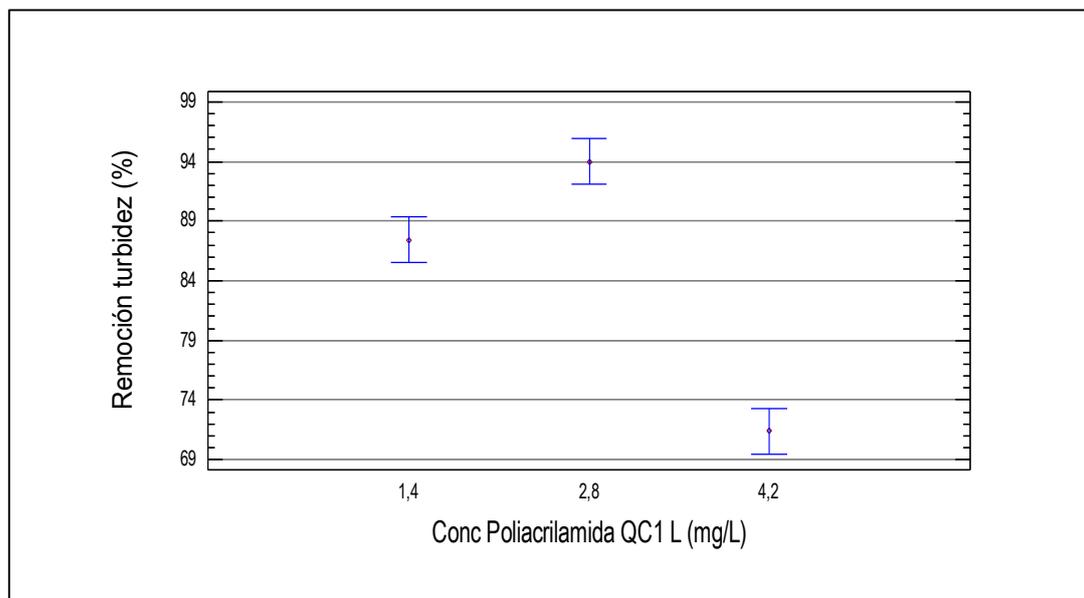


Figura AXIII.1. Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de floculante sobre el porcentaje de remoción de turbidez del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación

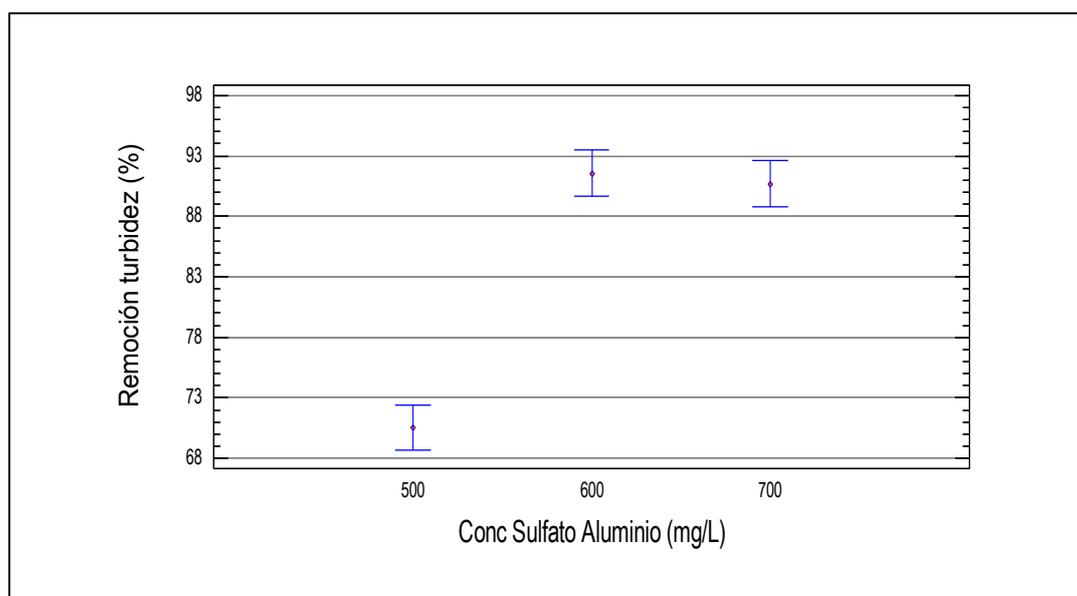


Figura AXIII.2. Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de coagulante sobre el porcentaje de remoción de turbidez del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación

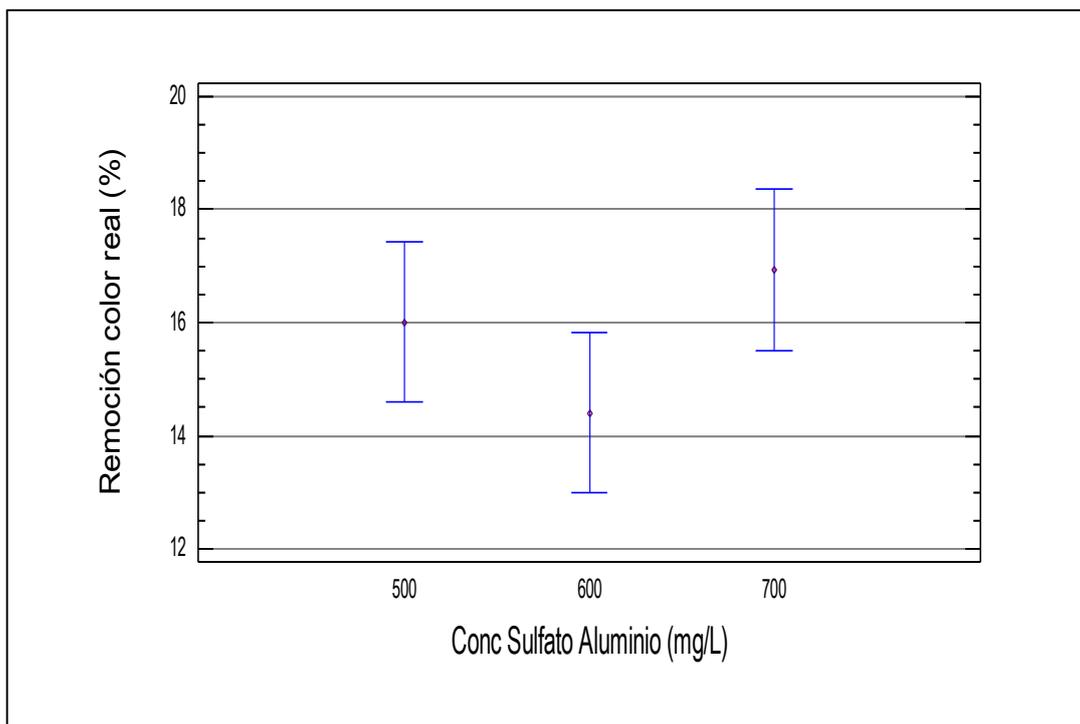


Figura AXIII.3. Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de coagulante sobre el porcentaje de remoción de color real del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación

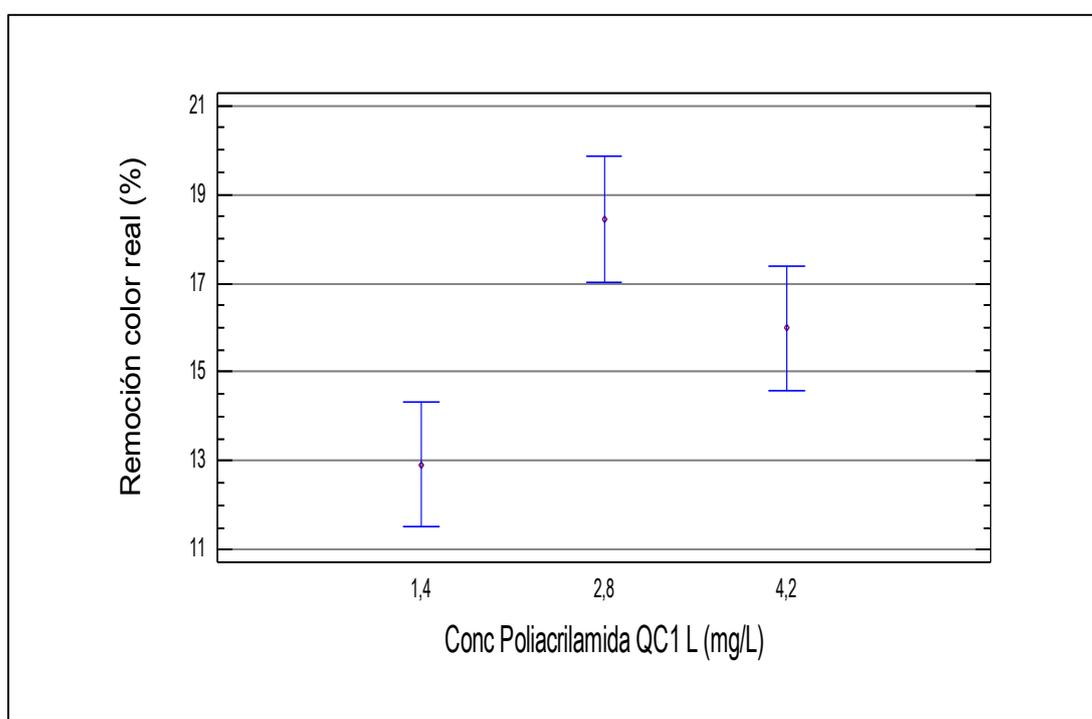


Figura AXIII.4. Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de floculante sobre el porcentaje de remoción de color real del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación

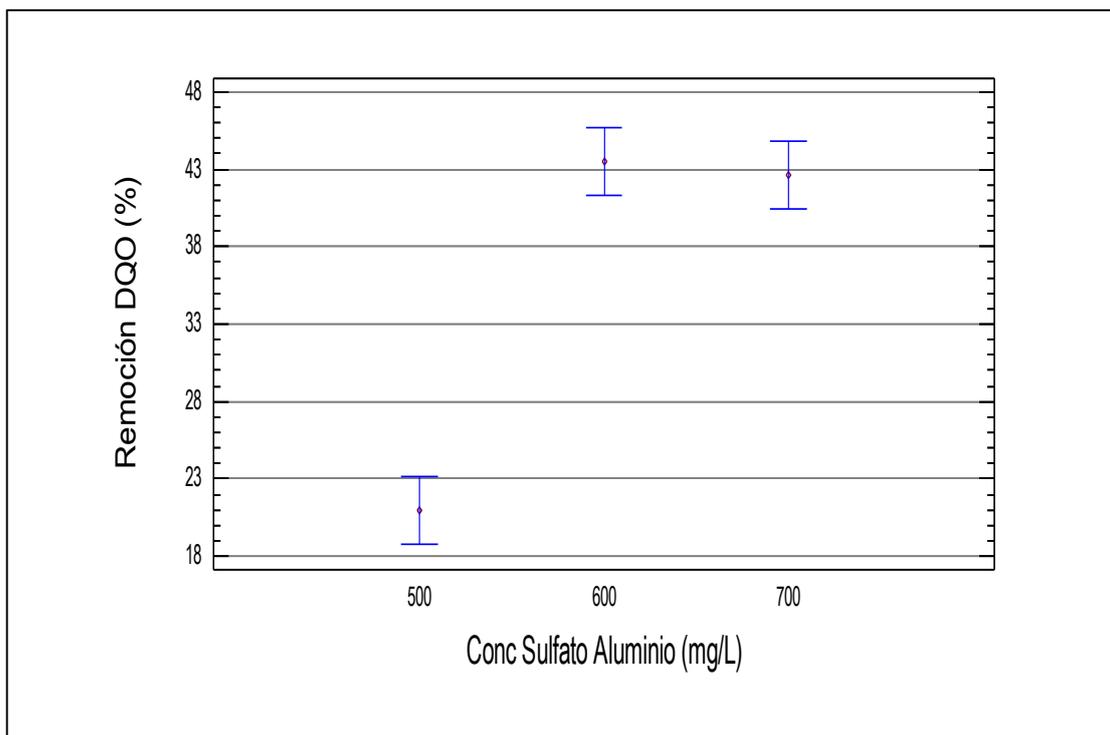


Figura AXIII.5. Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de coagulante sobre el porcentaje de remoción de DQO del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación

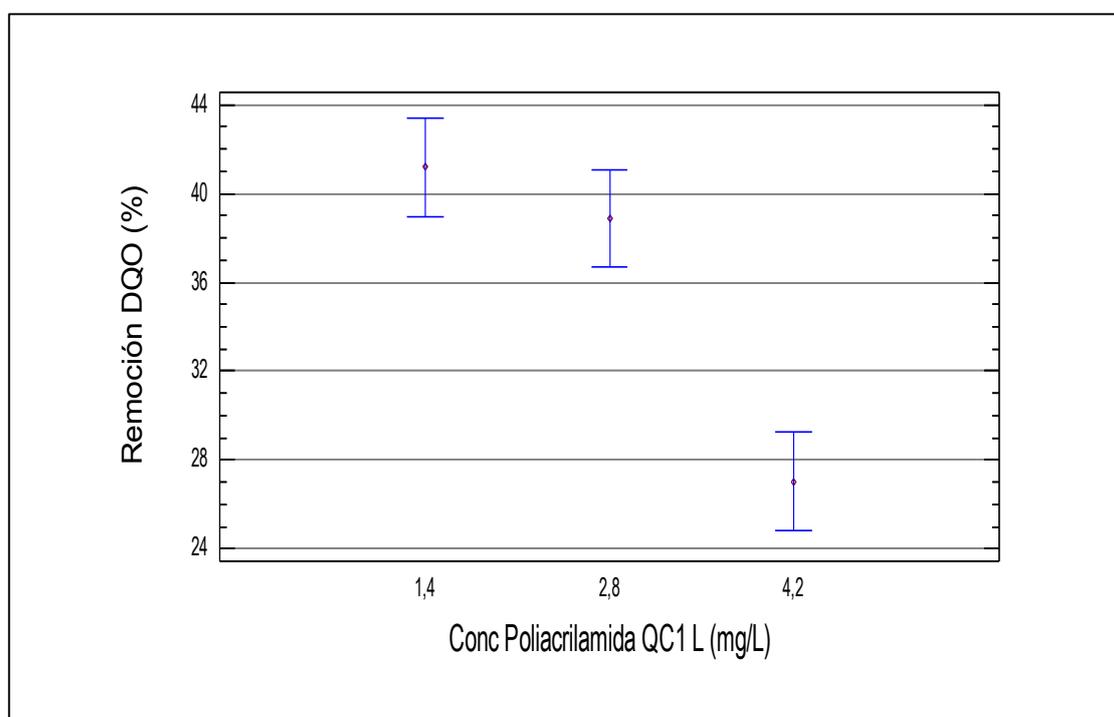


Figura AXIII.6. Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de floculante sobre el porcentaje de remoción de DQO del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación

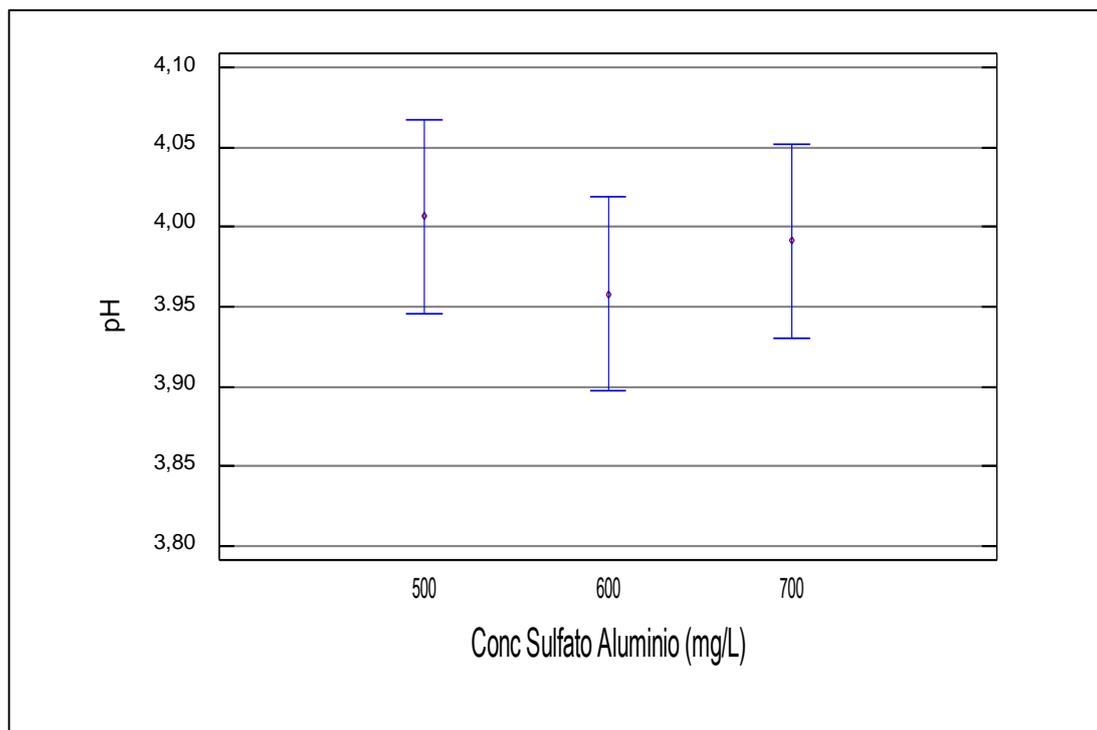


Figura AXIII.7. Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de coagulante sobre el pH del efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación

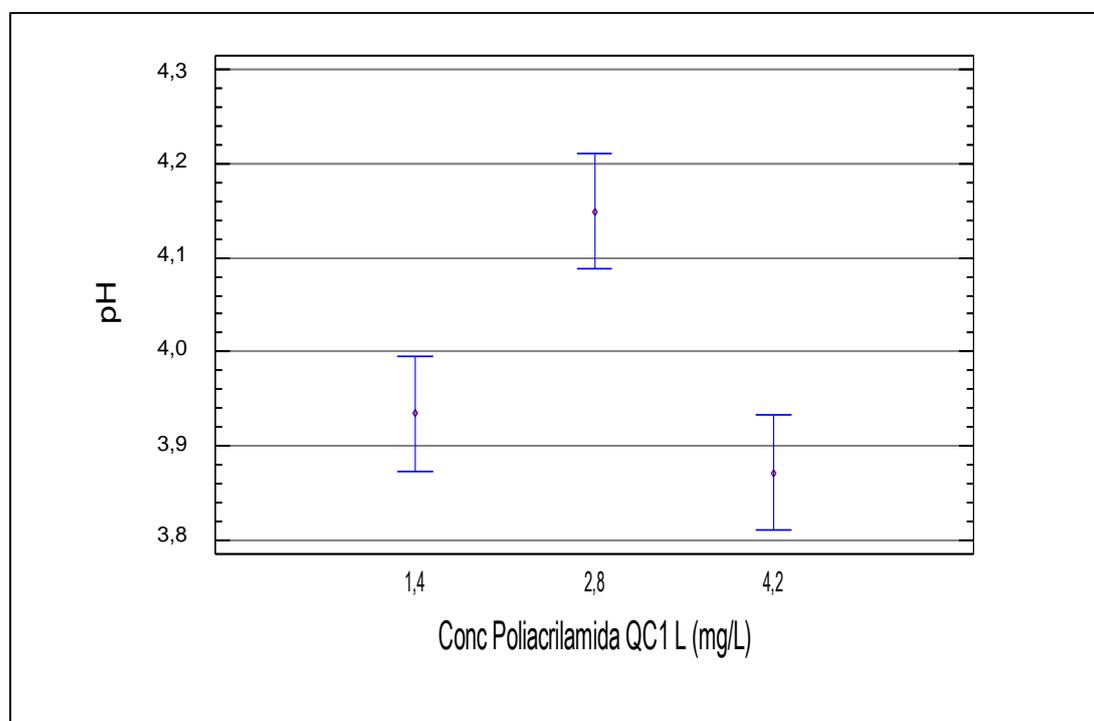


Figura AXIII.8. Gráfica de medias del efecto de la variación de concentración de floculante sobre el pH del efluente tratado con el proceso de coagulación-floculación

ANEXO XIV

DIAGRAMAS PC-pH DE LOS COMPLEJOS DE HIDRÓXIDO DE ALUMINIO FORMADOS EN EL PROCESO DE COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN

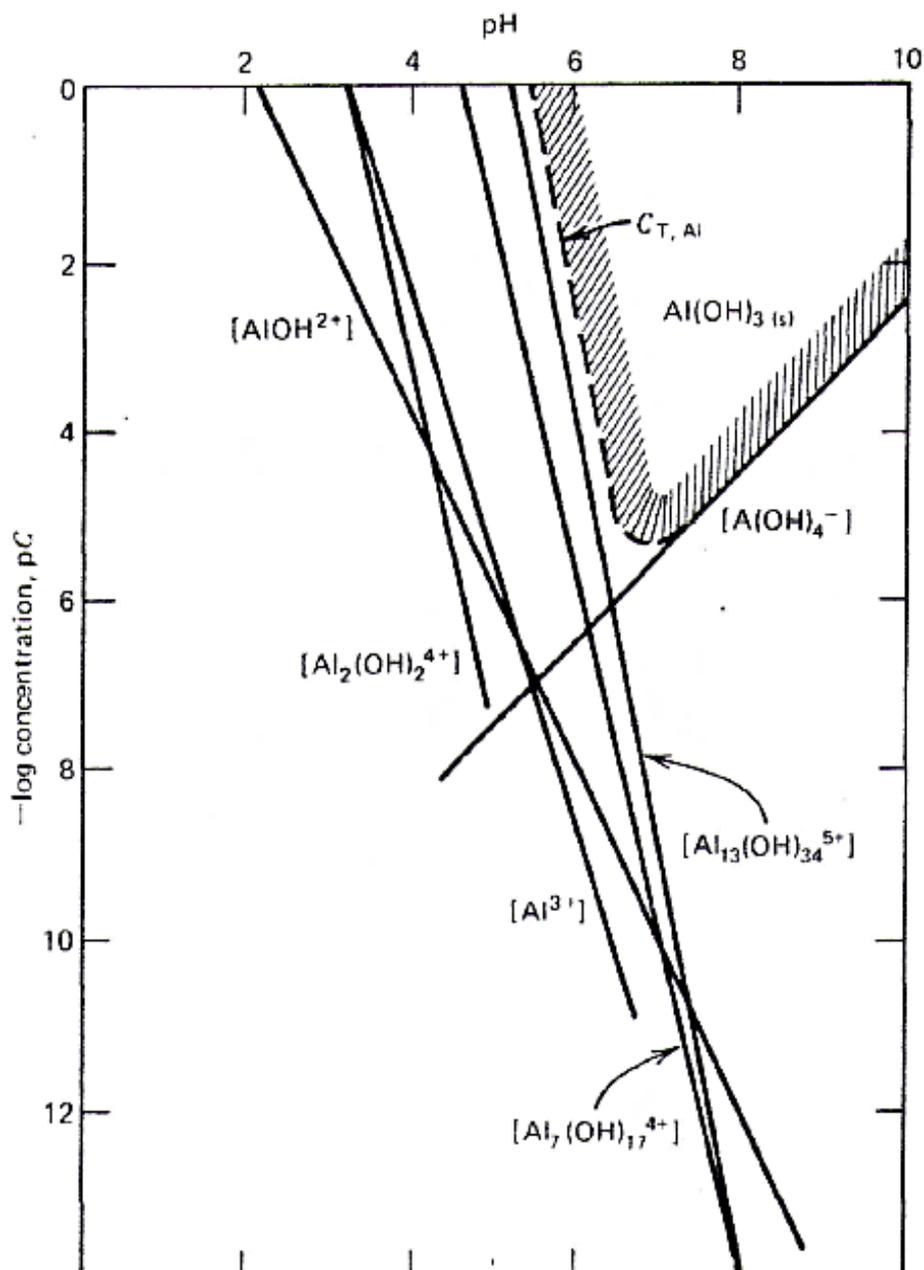


Figura AXIV.1. Equilibrio de las concentraciones de los complejos de aluminio (III) en una solución en contacto con el precipitado de $\text{Al(OH)}_{3(s)}$ reciente (Snoeyink y Jenkins, 1980, p. 269)

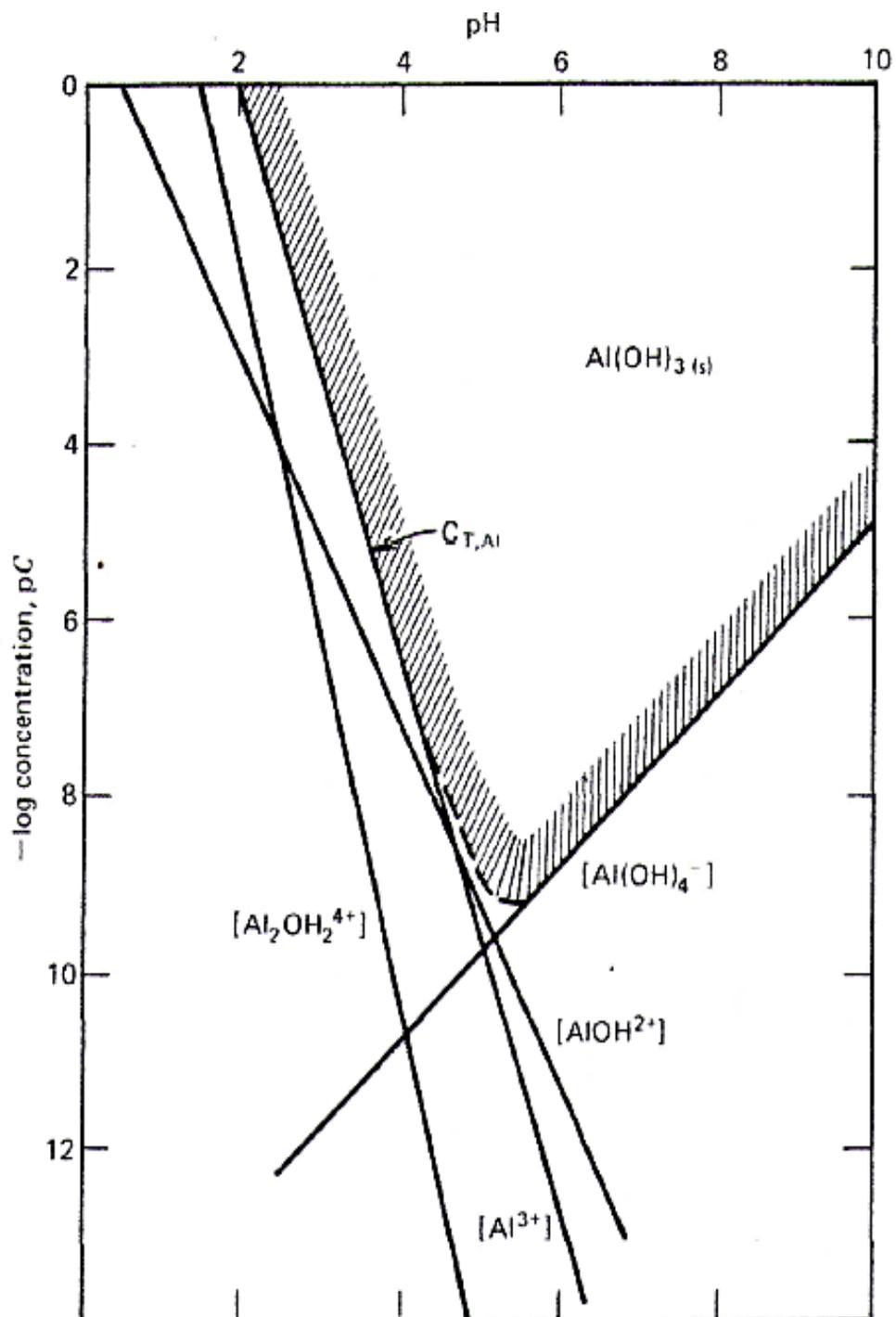


Figura AXIV.2. Equilibrio de las concentraciones de los complejos de aluminio (III) en una solución en contacto con el precipitado de $Al(OH)_3(s)$ no reciente (Snoeyink y Jenkins, 1980, p. 269)

ANEXO XV

GRÁFICAS DE MEDIAS PARA LOS PROCESO FENTON

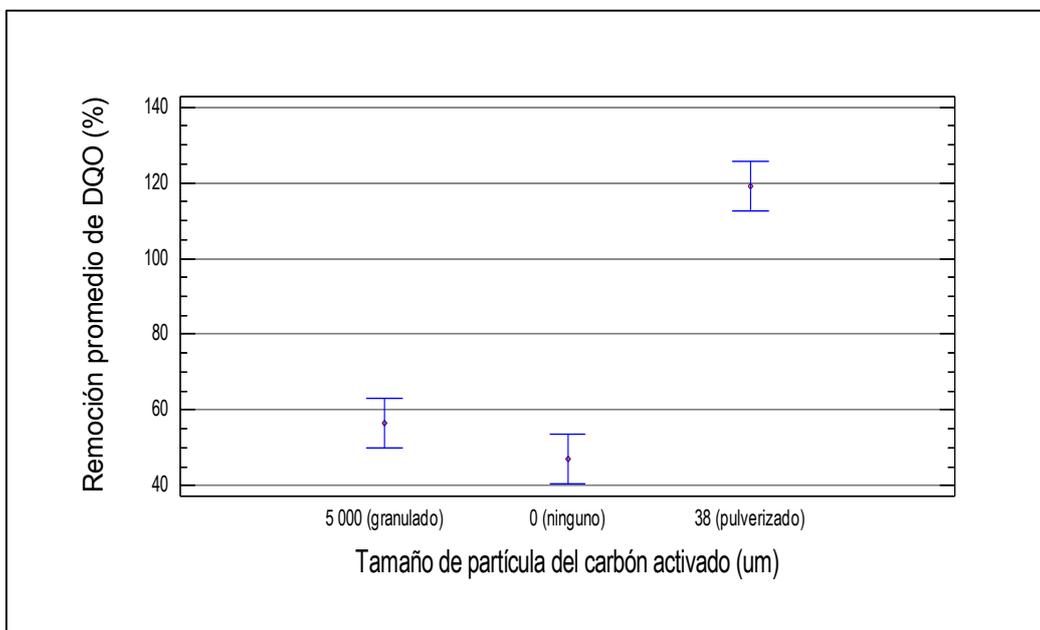


Figura AXV.1. Gráfica de medias del porcentaje de remoción promedio de DQO del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación, en función del tamaño de partícula del carbón activado aplicado en los procesos Fenton

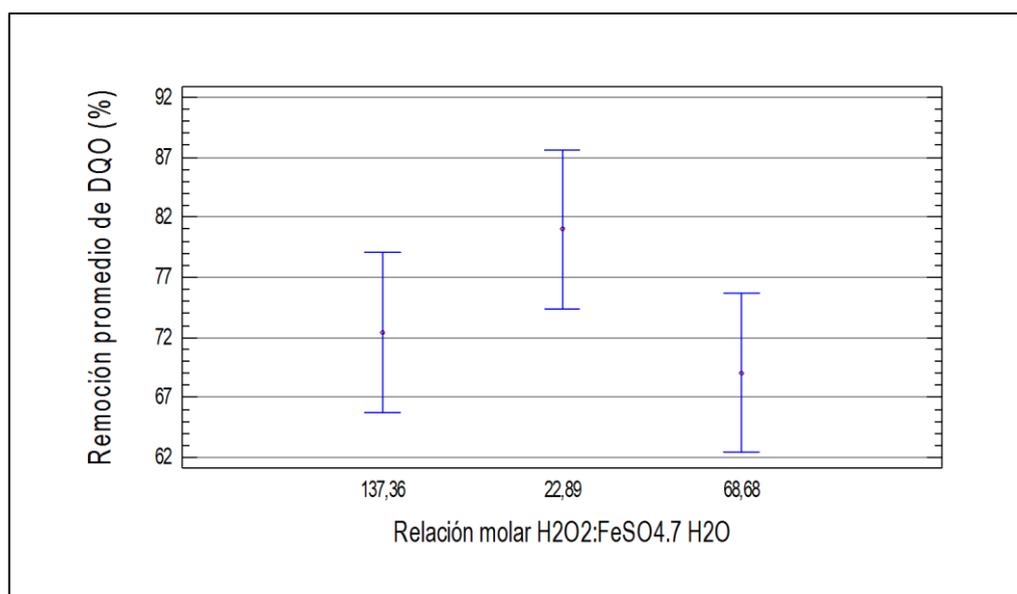


Figura AXV.2. Gráfica de medias del porcentaje de remoción promedio de DQO del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación en función de la relación molar entre H₂O₂ y FeSO₄·7 H₂O para los procesos Fenton convencional y heterogéneo

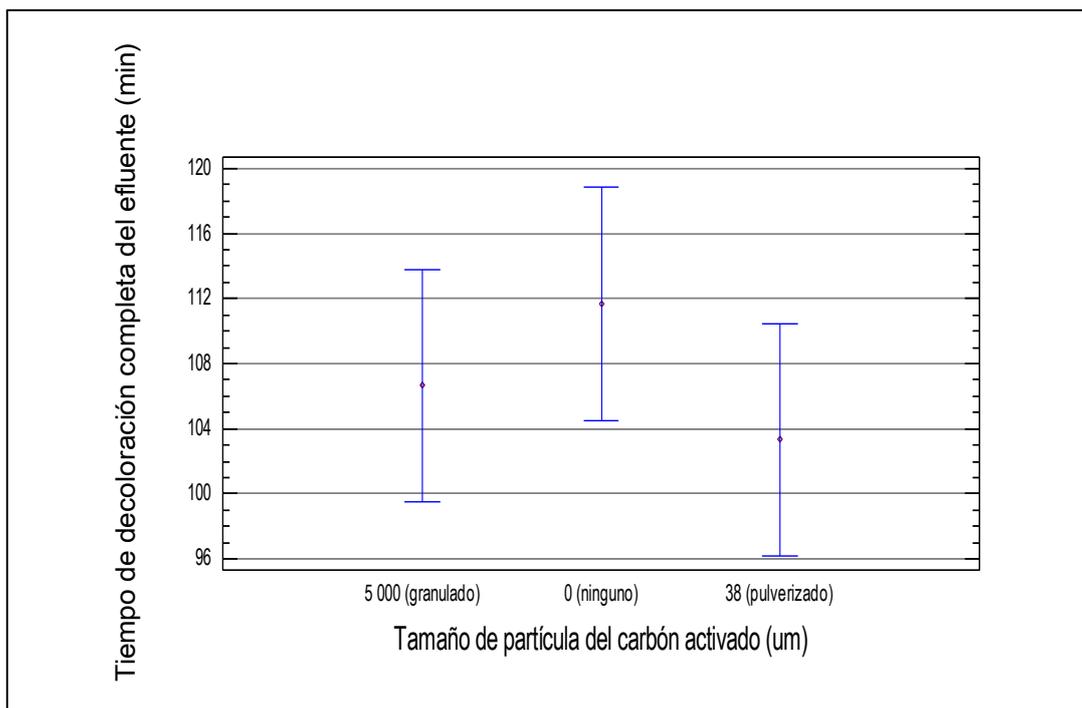


Figura AXV.3. Tiempo de decoloración completa del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación, en función del tamaño de partícula del carbón activado aplicado en los procesos Fenton

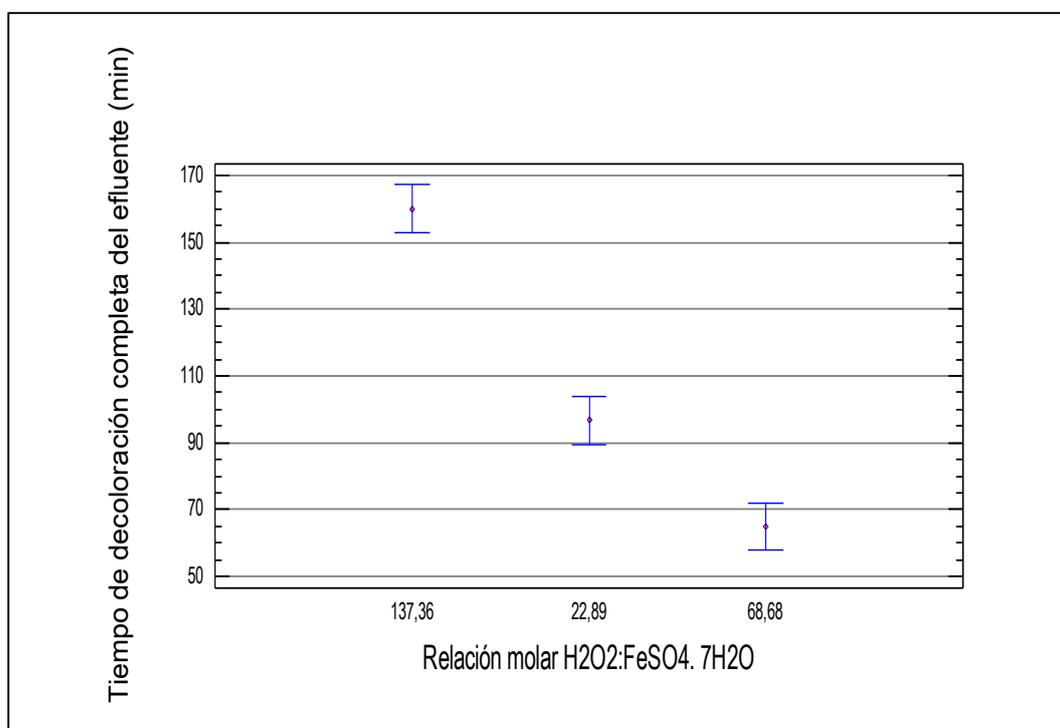


Figura AXV.4. Tiempo de decoloración completa del sobrenadante procedente del proceso de coagulación-floculación, en función de la relación molar entre H₂O₂ y FeSO₄.7H₂O para los procesos Fenton convencional y heterogéneo

ANEXO XVI

**PORCENTAJES DE REMOCIÓN DE COLOR REAL RESULTANTES
DEL PROCESO FENTON**

Tabla AXVI.1. Porcentajes de remoción promedio de color real del sobrenadante del proceso de coagulación-floculación tratado con diferentes valores de relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{Fe}(\text{SO}_4)\cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y tamaños de partícula del carbón activado en función del tiempo de reacción del proceso Fenton

$[\text{Fe}(\text{SO}_4)\cdot 7 \text{H}_2\text{O}]$ (mg/L)	100,00	200,00	300,00	100,00	200,00	300,00	100,00	200,00	300,00
$[\text{H}_2\text{O}_2]$ (mg/L)	1 680,00	1 680,00	840,00	1 680,00	1 680,00	840,00	1 680,00	1 680,00	840,00
Relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{FeSO}_4\cdot 7 \text{H}_2\text{O}$	137,36	68,68	22,89	137,36	68,68	22,89	137,36	68,68	22,89
Tipo de carbón activado	No contiene	No contiene	No contiene	Granular, 5 mm	Granular, 5 mm	Granular, 5 mm	Polvo, 38 μm	Polvo, 38 μm	Polvo, 38 μm
Tiempo de reacción (min)	Remoción promedio de color real (%)								
2	41,19 \pm 4,42	42,60 \pm 0,33	90,71 \pm 1,04	68,63 \pm 1,03	42,95 \pm 0,27	82,35 \pm 0,78	76,03 \pm 0,69	81,41 \pm 1,28	85,21 \pm 1,15
5	43,43 \pm 2,00	90,99 \pm 1,45	94,50 \pm 0,68	85,85 \pm 0,97	81,35 \pm 1,03	84,26 \pm 2,46	84,19 \pm 1,85	91,17 \pm 0,54	89,37 \pm 0,43
7	47,11 \pm 0,24	94,59 \pm 0,44	96,24 \pm 0,35	81,43 \pm 0,24	86,33 \pm 0,50	85,59 \pm 1,37	85,16 \pm 3,82	94,42 \pm 0,63	95,09 \pm 0,95
10	50,60 \pm 3,26	95,97 \pm 1,08	96,87 \pm 0,95	92,83 \pm 0,55	89,12 \pm 1,00	86,91 \pm 3,08	86,60 \pm 2,28	97,83 \pm 0,87	96,08 \pm 0,59
12	55,87 \pm 0,73	97,04 \pm 0,43	97,03 \pm 0,11	93,34 \pm 0,58	94,17 \pm 0,25	86,54 \pm 2,14	88,95 \pm 1,62	95,82 \pm 0,95	97,58 \pm 1,04
15	58,96 \pm 6,17	98,21 \pm 1,03	98,53 \pm 0,58	96,39 \pm 0,88	98,94 \pm 0,98	96,83 \pm 2,02	87,95 \pm 5,68	96,88 \pm 3,51	99,38 \pm 1,51
30	67,26 \pm 7,07	99,85 \pm 0,36	100,09 \pm 0,16	97,65 \pm 1,34	99,37 \pm 0,09	96,92 \pm 1,66	97,12 \pm 2,62	97,34 \pm 1,71	100,08 \pm 0,22
45	79,89 \pm 0,79	100,06 \pm 0,31	100,24 \pm 0,11	99,88 \pm 0,85	100,10 \pm 0,55	95,89 \pm 1,14	96,80 \pm 1,64	99,14 \pm 0,61	100,32 \pm 0,37
60	82,97 \pm 6,74	99,67 \pm 0,88	100,07 \pm 0,19	100,47 \pm 0,42	100,25 \pm 0,65	90,21 \pm 7,83	98,59 \pm 1,00	96,94 \pm 4,03	100,30 \pm 0,38
90	93,13 \pm 1,07	99,94 \pm 0,31	100,38 \pm 0,08	100,31 \pm 0,98	99,57 \pm 0,50	94,99 \pm 6,59	98,64 \pm 0,70	99,48 \pm 1,30	100,62 \pm 0,09

Tabla AXVI.1. Porcentajes de remoción promedio de color real del sobrenadante del proceso de coagulación-floculación tratado con diferentes valores de relación molar $\text{H}_2\text{O}_2:\text{Fe}(\text{SO}_4)\cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ y tipos de carbón activado en función del tiempo de reacción del proceso Fenton (**continuación...**)

[Fe(SO₄).7 H₂O] (mg/L)	100,00	200,00	300,00	100,00	200,00	300,00	100,00	200,00	300,00
[H₂O₂] (mg/L)	1 680,00	1 680,00	840,00	1 680,00	1 680,00	840,00	1 680,00	1 680,00	840,00
Relación molar H₂O₂:FeSO₄.7 H₂O	137,36	68,68	22,89	137,36	68,68	22,89	137,36	68,68	22,89
Tipo de carbón activado	No contiene	No contiene	No contiene	Granular, 5 mm	Granular, 5 mm	Granular, 5 mm	Polvo, 38 µm	Polvo, 38 µm	Polvo, 38 µm
Tiempo de reacción (min)	Remoción promedio de color real (%)								
120	95,80 ± 0,88	100,45 ± 0,09	100,12 ± 0,09	100,28 ± 0,27	100,35 ± 0,44	90,25 ± 6,53	92,43 ± 4,97	100,37 ± 0,16	100,65 ± 0,08
150	97,14 ± 1,54	100,03 ± 0,42	100,06 ± 0,20	100,15 ± 0,20	100,04 ± 0,21	97,45 ± 1,20	98,59 ± 1,48	100,14 ± 0,32	100,21 ± 0,09
180	97,60 ± 1,16	100,11 ± 0,11	100,09 ± 0,14	100,11 ± 0,10	100,27 ± 0,36	99,24 ± 0,90	99,92 ± 0,56	100,27 ± 0,37	100,34 ± 0,18

$\bar{x} \pm \sigma$ (n = 3)

ANEXO XVII

**PORCENTAJES DE REMOCIÓN DE LOS PARÁMETROS
ANALIZADOS EN EL EFLUENTE TRATADO CON EL PROCESO
DISEÑADO**

Tabla AXVII.1. Valores iniciales de los parámetros medidos del efluente sin tratamiento, valores finales y porcentajes de remoción promedio de los parámetros analizados en el efluente tratado por los procesos de coagulación y reacción Fenton convencional

	Inicial			Prom	Desv. Est.	Final			Prom	Desv. Est.	% Rem.
Turb. (NTU)	125,00	129,00	128,00	127,33	2,08	0,31	0,44	0,33	0,36	0,07	99,72
Color Real (unid. Pt-Co)	1 760	1 490	1 520	1 590	148	42	40	35	39	4	97,55
Ph	7,61	7,45	7,46	7,51	0,09	8,30	7,69	8,08	8,02	0,31	-
DQO (mg O₂/L)	1 510	1 470	1 670	1 550	106	360	229	310 280	295	55	80,98
DBO₅ (mg O₂/L)	400	300	580	427	142	137	97	125	120	21	71,95
TOC (mg/L)	3 226	3 150	4 657	3 678	849	59	57	42	53	9	98,57
DBO₅/DQO	0,26	0,20	0,35	0,27	0,07	0,38	0,42	0,40	0,40	0,02	-

ANEXO XVIII

BALANCE DE MASA

A continuación se realizará un ejemplo de cálculo para cada equipo que consta en la planta de efluentes diseñada. Como ejemplo de los balances en los tanques de mezcla M-202 y M-303 se tomará al equipo M-101.

$$\text{Entrada} - \text{Salida} = \text{Acumulación} \quad [\text{AXVIII.1}]$$

De acuerdo con la Figura 3.19, las corrientes de entrada son las número 2 (efluente sin tratamiento) y 4 (solución de ácido sulfúrico), la de salida es la 5 (efluente con pH igual a 6,0) y se considera que no existe acumulación en ninguna operación unitaria.

$$\text{Corriente 2} = \dot{V} \times \rho \quad [\text{AXVIII.2}]$$

Donde:

\dot{V} : flujo volumétrico, m³/día

ρ_i : densidad del líquido i, 1 027,86 kg/m³

$$\text{Corriente 2} = 2 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times 1\,027,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 2\,055,72 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Sólidos en corriente 2} = \dot{V} \times \text{STe} \quad [\text{AXVIII.3}]$$

Donde:

STe: sólidos totales del efluente crudo, 729 mg/L

$$\text{Sólidos en corriente 2} = 2 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times \frac{1\,000\text{ L}}{\text{m}^3} \times \frac{729\text{ mg}}{\text{L}} \times \frac{1\text{ kg}}{1\,000\,000\text{ mg}} = 1,46 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Agua en corriente 2} = 2 - \text{Sólidos en corriente 2} \quad [\text{AXVIII.4}]$$

$$\text{Agua en corriente 2} = 2\,055,72 \frac{\text{kg}}{\text{día}} - 1,458 \frac{\text{kg}}{\text{día}} = 2\,054,26 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Para calcular la corriente 4 se considerará la cantidad de ácido sulfúrico 1 M que se agregó experimentalmente para ajustar 500 mL de efluente a un valor de pH igual a 6,0 (1 mL).

Ácido sulfúrico corriente 4 =

$$\frac{1\text{ mL sol.}}{500\text{ mL efluente}} \times \frac{1\text{ mol ácido}}{1\,000\text{ mL sol.}} \times \frac{98\,079\text{ kg ácido}}{1\,000\text{ mol ácido}} \times \frac{1\,000\,000\text{ mL efluente}}{1\text{ m}^3\text{ efluente}} \times 2 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$\text{Ácido sulfúrico corriente 4} = 0,39 \frac{\text{kg ácido}}{\text{día}}$$

$$\text{Corriente 4} = \frac{1\text{ mL sol.}}{500\text{ mL efluente}} \times \frac{1\,000\,000\text{ mL efluente}}{1\text{ m}^3\text{ efluente}} \times 2 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times \frac{0,00184\text{ kg sol.}}{\text{mL sol.}}$$

$$\text{Corriente 4} = 7,36 \frac{\text{kg sol. ácido sulfúrico}}{\text{día}}$$

$$\begin{aligned} \text{Corriente 5} &= \text{Corriente 2} + \text{Corriente 4} = 7,36 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 2\,055,72 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \\ &= 2\,061,87 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \end{aligned}$$

El balance de masa para el tanque de coagulación floculación TK-101 es el mostrado en la ecuación AXVIII.5, según la ecuación AXVIII.1. La corriente 6 corresponde al sulfato de aluminio, la 8 a la poliacrilamida QC1-L y la 9 es la corriente que sale del equipo a la siguiente operación unitaria.

Corriente 5 + Corriente 6 + Corriente 8 = Corriente 9

[AXVIII.5]

$$\begin{aligned} \text{Corriente 6} = \text{Sólidos en corriente 6} &= \frac{600 \text{ mg coagulante}}{\text{L efluente}} \times \frac{1\,000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times \\ &\frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,027,86 \text{ kg efluente}} \times 2\,061,87 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kg efluente}}{1\,000\,000 \text{ mg efluente}} \end{aligned}$$

$$\text{Corriente 6} = \text{Sólidos en corriente 6} = 1,20 \frac{\text{kg coagulante}}{\text{día}}$$

$$\begin{aligned} \text{Corriente 8} &= \frac{2 \text{ mL floculante}}{500 \text{ mL efluente}} \times \frac{1\,000\,000 \text{ mL efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,027,86 \text{ kg efluente}} \times \\ &\frac{0,996 \text{ g}}{\text{mL}} \times 2\,061,87 \frac{\text{kg efluente}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kg floculante}}{1\,000 \text{ g floculante}} = 8,00 \frac{\text{kg floculante}}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sólidos en corriente 8} &= \frac{2 \text{ mL floculante}}{500 \text{ mL efluente}} \times \frac{1\,000\,000 \text{ mL efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times \\ &\frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,027,86 \text{ kg efluente}} \times \frac{1 \text{ L floculante}}{1\,000 \text{ mL floculante}} \times \frac{1,40 \text{ g floculante}}{\text{L floculante}} \times 2\,061,87 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\text{Sólidos en corriente 8} = 11,24 \frac{\text{g floculante}}{\text{día}}$$

Agua en corriente 8 = 8 - Sólidos en corriente 8

[AXVIII.6]

$$\text{Agua en corriente 8} = 8,00 \frac{\text{kg}}{\text{día}} - 11,24 \frac{\text{g}}{\text{día}} = 7,96 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\begin{aligned} \text{Corriente 9} &= 2\,061,87 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 1,20 \frac{\text{kg coagulante}}{\text{día}} + 8,00 \frac{\text{kg floculante}}{\text{día}} \\ &= 2\,072,53 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\text{Sólidos en corriente 9} = 1,458 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 1,2 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 11,24 \frac{\text{g}}{\text{día}} = 2,67 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Se tomará como ejemplo de cálculo al sedimentador S-101 para el balance de masa del sedimentador S-302.

$$\text{Corriente 9} = \text{Corriente 11} + \text{Corriente 12} \quad [\text{AXVIII.7}]$$

La corriente 11 corresponde a los lodos contaminados mientras que la corriente 12 al efluente tratado por el proceso de coagulación-floculación.

$$\text{Sólidos corriente 12} = \dot{V} \times ST_{12} \times X_{12} \quad [\text{AXVIII.8}]$$

Donde:

ST_{12} : sólidos totales en la corriente 12, mg sólidos/L efluente

X_{12} : fracción másica de la corriente 9 que corresponde a la corriente 12 después de la separación

Sólidos corriente 12 =

$$\frac{1\,170,37 \text{ mg sólidos}}{\text{L efluente}} \times \frac{1\,000 \text{ L}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,027,86 \text{ kg efluente}} \times 2\,061,87 \frac{\text{kg efluente}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kg sólidos}}{1\,000\,000 \text{ mg}} \times 0,91 = 2,14 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Corriente 12} = 1\,029,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,027,86 \text{ kg efluente}} \times 2\,061,87 \frac{\text{kg efluente}}{\text{día}} \times 0,91$$

$$\text{Corriente 12} = 1\,880,35 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Sólidos corriente 11} = 2,67 \frac{\text{kg}}{\text{día}} - 2,14 \frac{\text{kg}}{\text{día}} = 0,53 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Corriente 11} = 2\,072,53 \frac{\text{kg}}{\text{día}} - 1\,880,35 \frac{\text{kg}}{\text{día}} = 191,65 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

El balance de masa en el reactor Fenton R-201 se realizó de la siguiente manera.

Corriente 15 + Corriente 17+ Corriente 18 + Corriente 19= Corriente 20 + Corriente 21

[AXVIII.9]

La corriente 15 se obtuvo al realizar el balance en el equipo M-202, las corrientes 17 y 18 corresponden a la alimentación de los reactivos Fenton, las corrientes 19 y 20 corresponden al aire que ingresa y sale del difusor (se consideró que tenían el mismo valor) y la corriente 22 sale e ingresa al tanque M-203.

$$\text{Corriente 15} = 1\,882,24 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Sólidos en corriente 15} = 2,14 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\begin{aligned} \text{Corriente 18} = \text{Sólidos en corriente 18} &= \frac{300 \text{ mg sal ferrosa}}{\text{L efluente}} \times \frac{1\,000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times \\ &\frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,029,35 \text{ kg efluente}} \times 1\,880,35 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kg efluente}}{1\,000\,000 \text{ mg efluente}} = 0,55 \frac{\text{kg sal ferrosa}}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Corriente 17} &= \frac{840 \text{ mg H}_2\text{O}_2}{\text{L efluente}} \times \frac{1\,000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,029,35 \text{ kg efluente}} \times 1\,880,35 \\ &\frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kg efluente}}{1\,000\,000 \text{ mg efluente}} = 1,53 \frac{\text{kg H}_2\text{O}_2}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\text{Corriente 19} = \text{Corriente 20} = 5,41 \frac{\text{m}^3 \text{ aire}}{\text{min}} \times \frac{0,85 \text{ kg aire}}{\text{m}^3} \times 30 \frac{\text{min}}{\text{día}} = 137,95 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Corriente 22} = 1\,882,24 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 1,53 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 0,55 \frac{\text{kg}}{\text{día}} = 1\,884,32 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Finalmente se especificará el cálculo realizado en el filtro F-301.

Corriente 28 = Corriente 29 + Corriente 30

[AXVIII.10]

La corriente 28 se obtiene después del balance de masa realizado en el sedimentador S-202, la corriente 29 corresponde a los lodos contaminados y la corriente 30 al efluente tratado por los procesos de coagulación-floculación y de oxidación Fenton.

$$\text{Sólidos en corriente 28} = 1,36 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Sólidos en corriente 29} = (ST_{12} \times ST_{12}) \times V \quad [\text{AXVIII.11}]$$

$$\text{Corriente 29} = \text{Sólidos en corriente 29}$$

$$= \left(\frac{824 \text{ mg}}{\text{L efluente}} - \frac{149 \text{ mg}}{\text{L efluente}} \right) \times \frac{1\,000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,032,95 \text{ kg efluente}} \times 1\,702,53 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kg efluente}}{10^6 \text{ mg efluente}}$$

$$\text{Corriente 29} = \text{Sólidos en corriente 29} = 1,11 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Sólidos en corriente 30} = 1,36 \frac{\text{kg}}{\text{día}} - 1,11 \frac{\text{kg}}{\text{día}} = 0,25 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Corriente 28} = 1\,702,53 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\text{Corriente 30} = 1\,702,53 \frac{\text{kg}}{\text{día}} - 1,11 \frac{\text{kg}}{\text{día}} = 1\,701,42 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

En la Tabla AXVIII.1 se presenta el resumen de corrientes presentado en el diagrama PFD.

Tabla AXVIII.1. Estado, temperatura, presión, flujo másico total y flujo másico de los componentes de cada corriente que se presenta en el diagrama PFD

Número de corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Estado	L	L	l	l	l	s	l	l	l	l	l	l	l	l	l
Temperatura (°C)	43	43	20	20	30	20	20	20	28	28	28	28	20	20	26
Presión (atm)	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72
Flujo másico (kg/día)	2 055,72	2 055,72	7,61	7,61	2 063,33	1,20	8,00	8,00	2 072,53	2 072,53	192,18	1 880,35	1,89	1,89	1 882,24
Flujo másico de los componentes (kg/día)															
Agua	2 054,26	2 054,26	7,20	7,20	2 061,87	-	7,99	7,99	2 069,86	2 069,86	191,65	1 878,21	1,80	1,80	1 880,01
Sólidos suspendidos	1,46	1,46	-	-	1,46	-	-	-	2,67	2,67	0,53	2,14	-	-	2,14
Sulfato de aluminio	-	-	-	-	-	1,20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Poliacrilamida QC1-L	-	-	-	-	-	-	0,01	0,01	-	-	-	-	-	-	-
Sulfato de hierro heptahidratado	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Peróxido de hidrógeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Aire	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácido sulfúrico	-	-	0,39	0,39	0,39	-	-	-	0,39	0,39	-	-	0,09	0,09	0,09
Hidróxido de sodio	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla AXVIII.1. Estado, temperatura, presión, flujo másico total y flujo másico de los componentes de cada corriente que se presenta en el diagrama PFD (continuación...)

Número de corriente	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Estado	l	l	s	g	g	l	l	s	l	l	l	l	l	s	l
Temperatura (°C)	20	20	20	20	20	25	25	20	24	24	24	24	24	24	24
Presión (atm)	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72
Flujo másico (kg/día)	1,53	1,53	0,55	137,95	1,15	1 884,32	1 884,32	0,79	1 885,11	1 885,11	182,58	1 702,53	1 702,53	1,11	1 701,42
Flujo másico de los componentes (kg/día)															
Agua	-	-	-	-	-	1 880,01	1 880,01	-	1 880,01	1 880,01	180,46	1 701,17	1 701,17	-	1 701,17
Sólidos suspendidos	-	-	-	-	-	2,14	2,14	-	2,14	2,14	2,12	1,36	1,36	1,11	0,25
Sulfato de aluminio	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Poliacrilamida QC1-L	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sulfato de hierro heptahidratado	-	-	0,55	-	-	0,55	0,55	-	0,55	0,55	-	-	-	-	-
Peróxido de hidrógeno	1,53	1,53	-	-	-	1,53	1,53	-	1,53	1,53	-	-	-	-	-
Aire	-	-	-	137,95	1,15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácido sulfúrico	-	-	-	-	-	0,09	0,09	-	0,09	0,09	-	-	-	-	-
Hidróxido de sodio	-	-	-	-	-	-	-	0,79	0,79	0,79	-	-	-	-	-

ANEXO XIX

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

1. Tanque de coagulación-floculación TK-101

El volumen del tanque TK-101 se calcula mediante la ecuación AXIX.1.

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times h \quad \text{[AXIX.1]}$$

Donde:

V: volumen del tanque, m³

D: diámetro del tanque, m

h: altura del tanque, m

Generalmente, la relación entre altura h y diámetro D de un tanque se encuentra entre 1,5:1 y 2,0:1 (Páez, 2013, p. 31). Entonces:

$$h = 2 \times D \quad \text{[AXIX.2]}$$

Al reemplazar la ecuación AXIX.2 en la ecuación AXIX.1 se obtiene la ecuación AXIX.3.

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2 \times D \quad \text{[AXIX.3]}$$

Además el volumen del tanque debe considerar el factor de seguridad, por lo que se aplica la ecuación AXIX.4.

$$V = V_{op} \times f_s \quad \text{[AXIX.4]}$$

Donde:

V_{op} : volumen de operación, m^3

f_s : factor de seguridad, 35 %

$$V = 2,07 \times 1,35 = 2,79 \text{ m}^3$$

$$V = \frac{2 \times \pi}{4} \times D^3 = 2,79 \text{ m}^3$$

$$D = 1,21 \text{ m}$$

$$h = 2,42 \text{ m}$$

Para el dimensionamiento del agitador tipo turbina del tanque se aplicarán las ecuaciones AXIX.5 a AXIX.10 (Gilarra, 2010, p. 9).

$$S_1 = \frac{D_a}{D_t} = 0,3-0,5 \quad [\text{AXIX.5}]$$

$$S_2 = \frac{E}{D_a} = 1 \quad [\text{AXIX.6}]$$

$$S_3 = \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad [\text{AXIX.7}]$$

$$S_4 = \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad [\text{AXIX.8}]$$

$$S_5 = \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad [\text{AXIX.9}]$$

$$S_6 = \frac{H}{D_t} = 1 \quad [\text{AXIX.10}]$$

Donde:

D_a : distancia de extremo a extremo del agitador, m

D_t : diámetro del tanque agitado, m

E: distancia desde el eje del agitador hasta el fondo del tanque, m

L: largo de la paleta, m

W: altura de la paleta, m

J: espesor del tanque, m

H: altura del líquido, m

Entonces:

$$D_t = D = H = 1,21 \text{ m}$$

$$D_a = D_t \times 0,50 = 0,61 \text{ m}$$

$$D_a = E = 0,61 \text{ m}$$

$$L = \frac{D_a}{4} = \frac{0,61 \text{ m}}{4} = 0,16 \text{ m}$$

$$W = \frac{D_a}{5} = \frac{0,61 \text{ m}}{5} = 0,13 \text{ m}$$

$$J = \frac{D_t}{12} = \frac{1,21 \text{ m}}{12} = 0,10 \text{ m}$$

Para el cálculo de la potencia del impulsor se debe aplicar la ecuación AXIX.11 (Foust, 1990, p. 574).

$$N_P = \frac{P}{(\rho_L \times N^3 \times d_i^5)} \quad [\text{AXIX.11}]$$

Donde:

P: potencia transmitida al fluido por parte del impulsor, W

N_p : número de potencia, para este tipo de agitador es 5,46 revoluciones⁻³

ρ_L : densidad del líquido, kg/m³

N : revoluciones por segundo, revoluciones/s

d_i : diámetro del impulsor, m

$$P = \rho_L \times N^3 \times d_i^5 \times N_p$$

$$P_{\max} = 1\,027,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(120 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (0,61 \text{ m})^5 \times 5,46 = 3\,791,98 \text{ W}$$

$$P_{\max} = 5,09 \text{ HP}$$

$$P_{\min} = 1\,027,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(30 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (0,61 \text{ m})^5 \times 5,46 = 59,25 \text{ W}$$

$$P_{\min} = 0,08 \text{ HP}$$

2. Sedimentador S-101

En sedimentador debe tener un volumen total igual a 2,79 m³, se consideró un factor de seguridad del 35 %. Para diseñar el sedimentador se consideró un prisma cuadrangular con una punta al fondo, es decir el volumen total es la sumatoria del volumen de un prisma cuadrangular y una pirámide cuadrangular. Se asumirá que los cuatro lados (L) del prisma son iguales a 1,50 m (Organización Panamericana de la Salud, 2005, p. 18).

El volumen de la pirámide se calculó con la ecuación AXIX.12.

$$h_{\text{pirámide}} = \frac{L}{2} \times \tan(60^\circ) \quad [\text{AXIX.12}]$$

Se asumió que el ángulo de inclinación fue de 60 ° (Organización Panamericana de la Salud, 2005, p. 18).

$$h_{\text{pirámide}} = \frac{1,50 \text{ m}}{2} \times \tan (60^\circ) = 1,30 \text{ m}$$

Entonces el volumen se calculó con la ecuación AXIX.13.

$$V_{\text{pirámide}} = \frac{A \times h_{\text{pirámide}}}{3} \quad [\text{AXIX.13}]$$

Donde:

A: área de la base, m^2

$$V_{\text{pirámide}} = \frac{1,50^2 \text{ m}^2 \times 1,30 \text{ m}}{3} = 0,98 \text{ m}^3$$

El volumen del prisma se determinó con la ecuación AXIX.14.

$$V_{\text{prisma}} = V_{\text{total}} - V_{\text{pirámide}} \quad [\text{AXIX.14}]$$

$$V_{\text{prisma}} = 2,79 \text{ m}^3 - 0,98 \text{ m}^3 = 1,81 \text{ m}^3$$

La altura del prisma se calculó con la ecuación AXIX.15.

$$V_{\text{prisma}} = \frac{A \times h_{\text{prisma}}}{3} \quad [\text{AXIX.15}]$$

$$1,81 \text{ m}^3 = \frac{1,50^2 \times h_{\text{prisma}}}{3} ; h_{\text{prisma}} = 2,42 \text{ m}$$

Al realizar la curva de asentamiento de lodos con los valores de altura de la interfaz y el tiempo que se presentan en la Figura AXIX.1, gráficamente se obtuvo el tiempo para obtener la máxima concentración de lodos (tu) igual a 14 min. Sin embargo, en la Tabla AXIX.1 se observa que a partir de los 45 min se observa una tendencia en la sedimentación de los lodos, por lo que se determinó que el tiempo de residencia del fluido mínimo será de este tiempo.

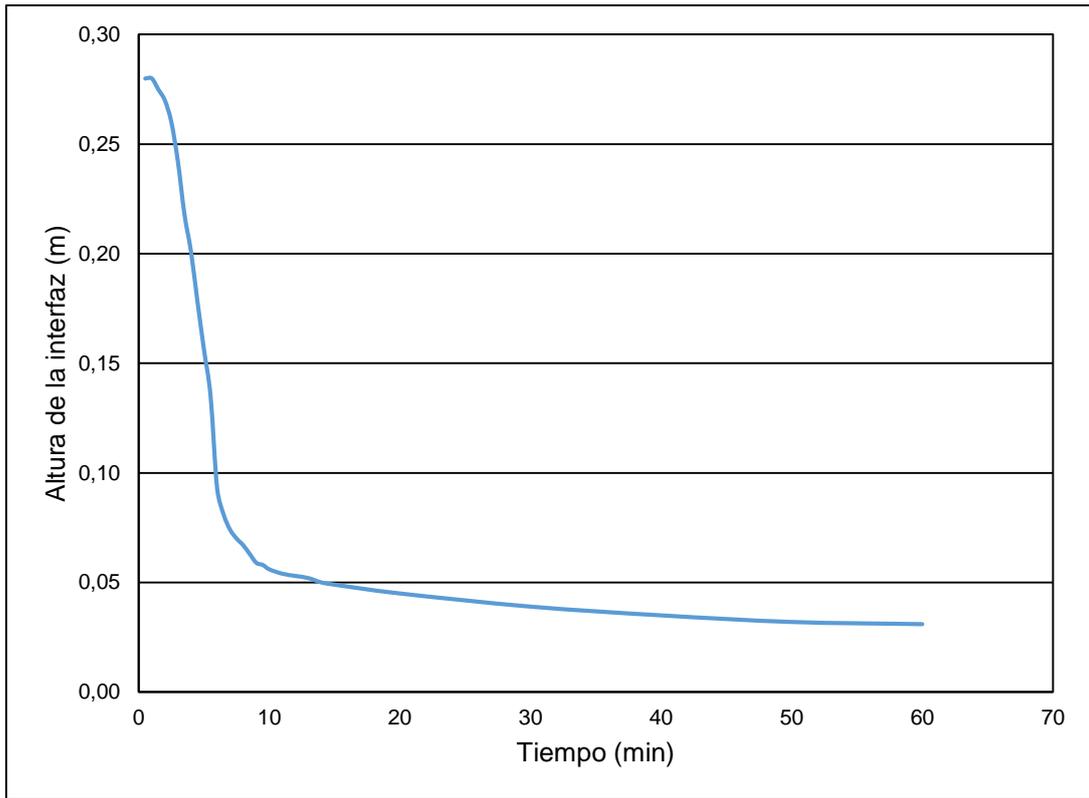


Figura AXIX.1. Curva de asentamiento de lodos del proceso de coagulación-floculación

Tabla AXIX.1. Altura de la interfaz del efluente después del proceso de coagulación-floculación en función del tiempo de sedimentación.

Tiempo (min)	Altura de la interfaz (m)
0,5	0,280
1,0	0,280
1,5	0,275
2,0	0,270
2,5	0,260
3,0	0,242
3,5	0,218
4,0	0,201
4,5	0,178
5,0	0,156
5,5	0,135
6,0	0,093
6,5	0,081
7,0	0,074
7,5	0,070
8,0	0,067
8,5	0,063
9,0	0,059
9,5	0,058
10,0	0,056
11,0	0,054
12,0	0,053
13,0	0,052
14,0	0,050
15,0	0,049
20,0	0,045
30,0	0,039
40,0	0,035
50,0	0,032
60,0	0,031

3. Tanque de homogeneización/ajuste de pH M-202

Las ecuaciones empleadas para el diseño del tanque de coagulación-floculación se aplicaron de igual forma para dimensionar el tanque de homogeneización M-202. Para el diseño de simples tanques generalmente se encuentra relaciones entre la altura y el diámetro del tanque igual a 1,5:1 y 2,0:1. Por lo cual, se seleccionó la relación 2:1 (Páez, 2013, p. 31).

$$V = \frac{2 \times \pi}{4} \times D^3 = 2,47 \text{ m}^3$$

$$D = 1,16 \text{ m}$$

$$h = 2,32 \text{ m}$$

$$H = 1,16 \text{ m}$$

$$D_a = D_t \times 0,50 = 1,16 \text{ m} \times 0,50 = 0,58 \text{ m}$$

$$D_a = E = 0,58 \text{ m}$$

$$L = \frac{D_a}{4} = \frac{0,58 \text{ m}}{4} = 0,15 \text{ m}$$

$$W = \frac{D_a}{5} = \frac{0,58 \text{ m}}{5} = 0,12 \text{ m}$$

$$J = \frac{D_t}{12} = \frac{1,16 \text{ m}}{12} = 0,10 \text{ m}$$

$$P = \rho_L \times N^3 \times d_i^5 \times N_p$$

$$P = 1\,029,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(140 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (0,58 \text{ m})^5 \times 5,46 = 4\,686,26 \text{ W}$$

$$P = 6,28 \text{ HP}$$

4. Reactor Fenton R-201

Se considera como reactor a una piscina de concreto, en lugar de un tanque. Para calcular sus dimensiones se aplicarán las ecuaciones AXIX.16 y AXIX.17.

$$V = L \times a \times h \quad [\text{AXIX.16}]$$

Donde:

L: largo de la piscina, m

a: ancho del reactor, m

h: altura del reactor, m

Se consideró que el largo del reactor será dos veces el ancho del mismo, y que la altura será igual que su ancho.

$$V = 2 \times a \times a \times a = 2 \times a^3 \quad [\text{AXIX.17}]$$

$$2,47 \text{ m}^3 = 2 \times a^3$$

$$a = h = 1,08 \text{ m}; l = 2,15 \text{ m}$$

Para diseñar el sistema de aireación del reactor se emplearán las ecuaciones AXIX.18 y AXIX.24. La cantidad de aire requerida se calcula con base al valor de DBO₅ del efluente (Alviz y Cueto, 2011, p. 51).

$$\text{Cantidad de aire} = 426,67 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{L}} \times \frac{\text{kg DBO}_5}{1\,000\,000 \text{ mg}} \times \frac{1\,000 \text{ L}}{\text{m}^3} \times \frac{2,47 \text{ m}^3}{\text{día}} \times$$

$$\frac{154 \text{ m}^3 \text{ aire}}{1 \text{ kg DBO}_5} \times \frac{1 \text{ día}}{0,5 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 5,41 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

Para provocar la liberación de las burbujas de aire por el difusor, la presión del aire debe ser mayor a la presión hidráulica que ejerce el efluente más la presión atmosférica. La presión hidráulica se calcula con la ecuación AXIX.18.

$$P_{H_2O} = \rho \times g \times h \quad [\text{AXIX.18}]$$

$$P_{H_2O} = 1029,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,80 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,08 \text{ m} = 10\,894,64 \text{ Pa}$$

$$P_{H_2O} = 10\,894,64 \text{ Pa} \times \frac{1 \text{ atm}}{101325 \text{ Pa}} \times \frac{14,70 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} = 1,58 \text{ psi}$$

Entonces la presión absoluta se calcula con la ecuación AXIX.19.

$$P_{\text{absoluta}} = P_{H_2O} + P_{\text{atm}} \quad [\text{AXIX.19}]$$

$$P_{\text{absoluta}} = 1,58 \text{ psi} + 10,58 \text{ psi} = 12,16 \text{ psi}$$

Adicionalmente se calculó el incremento de temperatura mediante la ecuación AXIX.20.

$$\Delta T_{\text{ad}} = \frac{T_1}{\eta} \times \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad [\text{AXIX.20}]$$

Donde:

T_1 : Temperatura ambiental, °C

P_2 : Presión absoluta final, psi

P_1 : Presión atmosférica, psi

η : Rendimiento del compresor

ΔT_{ad} : Diferencia de temperatura, °C

$$\Delta T_{\text{ad}} = \frac{293}{0,80} \times \left[\left(\frac{12,16 \text{ psi}}{10,58 \text{ psi}} \right)^{0,283} - 1 \right] = 14,55 \text{ °C}$$

$$T_2 = \Delta T_{ad} + T_1 \quad [\text{AXIX.21}]$$

$$T_2 = 14,55 + 20,00 = 34,55 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Debido a las variaciones en la presión y la temperatura, el caudal varía. El nuevo caudal se determina con la ecuación AXIX.22.

$$Q_1 = \frac{T_1 \times Q_2 \times P_2}{T_2 \times P_1} \quad [\text{AXIX.22}]$$

$$Q_1 = \frac{20 \text{ } ^\circ\text{C} \times 5,49 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \times 12,16 \text{ psi}}{34,55 \text{ } ^\circ\text{C} \times 10,58 \text{ psi}} = 3,65 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

La potencia del compresor se determina con la ecuación AXIX.23.

$$P = \frac{0,22 \times Q}{\eta} \times \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad [\text{AXIX.23}]$$

Donde:

P: potencia del compresor, HP

$$P = \frac{0,22 \times 3,65 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \times \frac{35,51 \text{ pie}^3}{\text{m}^3}}{0,8} \times \left[\left(\frac{12,16 \text{ psi}}{10,58 \text{ psi}} \right)^{0,283} - 1 \right] = 1,41 \text{ HP} = 1\ 053,49 \text{ W}$$

El difusor se diseña con la utilización de las ecuaciones AXIX.24 y AXIX.25. Se considera que el tamaño de burbuja será de 2 mm puesto que con este diámetro se facilitará la transferencia de masa (Alviz y Cueto, 2011, p. 56).

$$d_o = \frac{d_b^3 \times g \times (\rho_l - \rho_g)}{6 \times \sigma} \quad [\text{AXIX.24}]$$

Donde:

d_o : diámetro del difusor, m

d_b : diámetro de burbuja, m

g : gravedad, m/s^2

ρ_l : densidad del efluente, kg/m^3

ρ_g : densidad del aire, kg/m^3

σ : tensión superficial de la interfase agua-gas a 20 °C, N/m

$$d_o = \frac{(0,002 \text{ m})^3 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \left(1\,029,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1,46 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{6 \times 0,087 \frac{\text{N}}{\text{m}}} = 0,0001544 \text{ m} = 0,15 \text{ mm}$$

$$f = \frac{Q}{\frac{\pi \times d_b^3}{6}} \quad [\text{AXIX.25}]$$

Donde:

f : frecuencia de formación de burbujas, s^{-1}

$$f = \frac{3,95 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ s}}}{\frac{\pi \times (0,002 \text{ m})^3}{6}} = 1,57166 \text{ E}+07 \text{ s}^{-1}$$

La longitud de los difusores (Ld_2) empleados se obtendrá de la relación entre el diámetro del reactor y la longitud del difusor (Ld_1) empleados experimentalmente en el laboratorio.

$$Ld_1 = 20,00 \text{ cm}$$

$$a_1 = 8,80 \text{ cm}$$

$$a_2 = 1,08 \text{ m}$$

Entonces:

$$Ld_2 = 2,45 \text{ m}$$

5. Tanque de homogeneización/ajuste de pH M-303

Para el diseño del tanque M-303 también se aplicaron las ecuaciones empleadas en el diseño del tanque de coagulación-floculación TK-101.

$$V = \frac{2 \times \pi}{4} \times D^3 = 2,47 \text{ m}^3$$

$$D = 1,16 \text{ m}$$

$$h = 2,32 \text{ m}$$

$$H = 1,16 \text{ m}$$

$$D_a = D_t \times 0,50 = 1,16 \text{ m} \times 0,50 = 0,58 \text{ m}$$

$$D_a = E = 0,58 \text{ m}$$

$$L = \frac{D_a}{4} = \frac{0,58 \text{ m}}{4} = 0,15 \text{ m}$$

$$W = \frac{D_a}{5} = \frac{0,58 \text{ m}}{5} = 0,12 \text{ m}$$

$$J = \frac{D_t}{12} = \frac{1,16 \text{ m}}{12} = 0,10 \text{ m}$$

$$P = \rho_L \times N^3 \times d_i^5 \times N_p$$

$$P = 1\,029,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(140 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (0,58 \text{ m})^5 \times 5,46 = 4\,686,26 \text{ W}$$

$$P = 6,29 \text{ HP}$$

ANEXO XX

HOJAS TÉCNICAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

Tabla AXX.1. Hoja técnica de especificación del tanque TK-101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN Nº 1		
Nombre del equipo: Tanque de coagulación-floculación		
Fabricante: Zhengzhou Ruihui	Modelo: LQ-50X	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
		Número en planta: TK-101
Dimensiones: Altura 2 420 mm Diámetro 1 210 mm		Parámetros de diseño: Capacidad 2,79 m ³ Potencia 3,79 KW Rango de velocidad de agitación 20-130 rpm
Principio de funcionamiento: Agitación del efluente con el coagulante y floculante con control de velocidad del agitador.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
<p>The diagram is a cross-sectional view of a cylindrical tank. It shows a central vertical shaft with a horizontal mixing arm at the bottom. Dimension lines indicate the following measurements: a total height of 2 420 mm on the left, a diameter of 1 210 mm at the bottom, a 160 mm gap between the shaft and the tank wall, and a 130 mm dimension on the right side, likely representing the thickness of the tank wall or a specific component height.</p>		

Tabla AXX.2. Hoja técnica de especificación del sedimentador S-101

HOJA DE ESPECIFICACIÓN Nº 2		
Nombre del equipo: Sedimentador		
Fabricante: Bauermeister	Modelo: SMM-800	Material de construcción: Concreto
		Número en planta: S-101
Dimensiones: Lado del sedimentador 1500 mm Altura total 3720 mm		Parámetros de diseño: Capacidad 2,79 m ³
Principio de funcionamiento: Separador de lodos mediante sedimentación. Los lodos se descargan por la parte inferior, mientras que por un lado del equipo sale el efluente clarificado.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		

Tabla AXX.3. Hoja técnica de especificación de los tanques M-202 y M-303

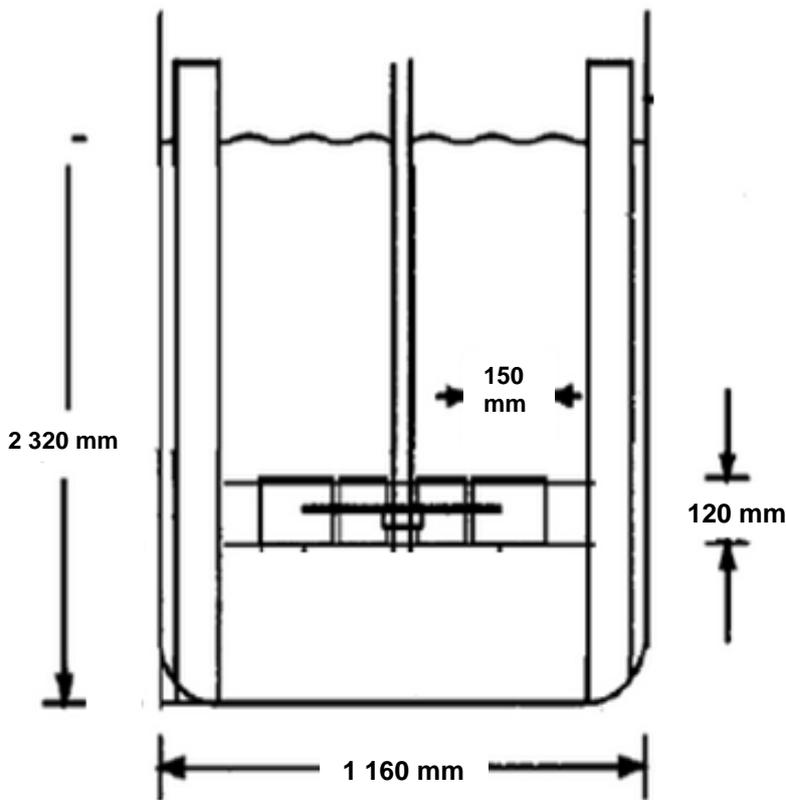
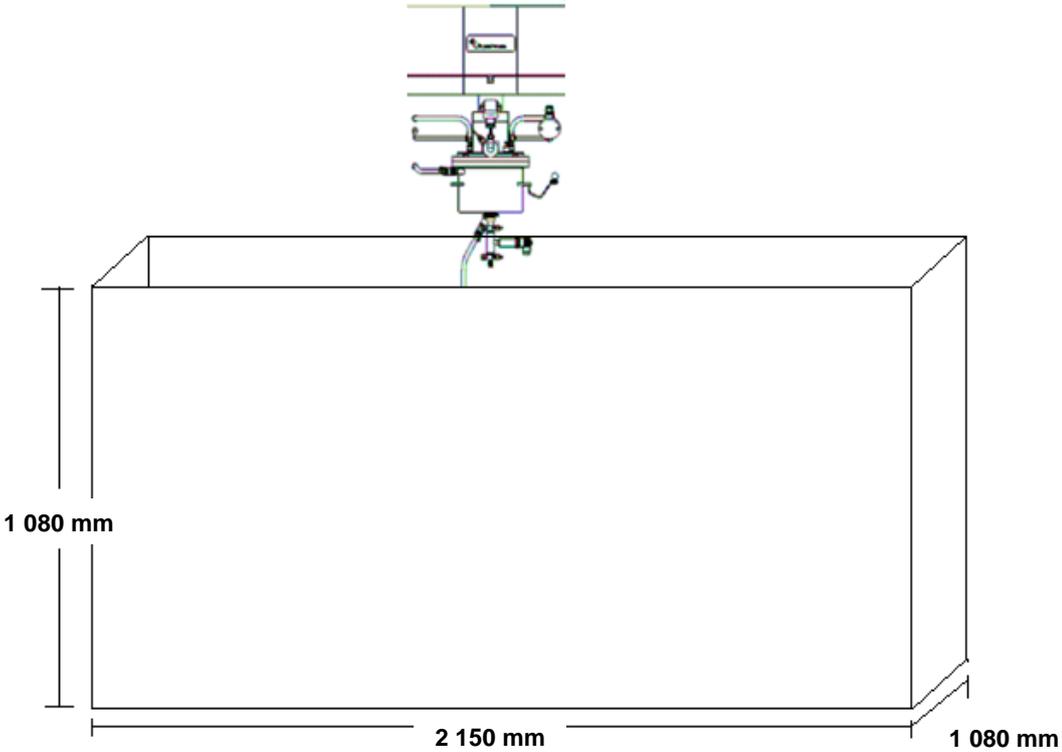
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 3		
Nombre del equipo: Tanque de mezcla		
Fabricante: FrymaKoruma	Modelo: Ms-32	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
		Número en planta: M-202; M-303
Dimensiones: Altura 2320 mm Diámetro 1160 mm		Parámetros de diseño: Capacidad 2,47 m ³ Potencia 4,69 kW
Principio de funcionamiento: Agitación del líquido mediante dos agitadores tipo turbina a una velocidad de giro igual a 140 rpm.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
 <p>The diagram is a technical cross-section of a cylindrical mixing tank. It shows a central vertical shaft with two turbine agitators. The overall height of the tank is indicated as 2320 mm on the left side. The diameter of the tank is indicated as 1160 mm at the bottom. A detail of the turbine agitator is shown on the right, with a horizontal width of 150 mm and a vertical height of 120 mm. The tank has a rounded bottom and a central vertical support structure.</p>		

Tabla AXX.4. Hoja técnica de especificación del reactor Fenton R-201

HOJA DE ESPECIFICACIÓN Nº 4		
Nombre del equipo: Reactor batch		
Fabricante: FrymaKoruma	Modelo: Ms-32	Material de construcción: Concreto
		Número en planta: R-201
Dimensiones: Altura 1080 mm Ancho 1080 mm Largo 2150 mm		Parámetros de diseño: Capacidad 2,51 m ³ Potencia 0,85 kW
Principio de funcionamiento: El equipo cuenta con un difusor de aire en cruz para efectuar la homogeneización del líquido en el interior del reactor.		
Modalidad de operación: Batch		
Esquema del equipo:		
		

ANEXO XXI

CÁLCULO DEL COSTO DE TRATAMIENTO POR m³ AL PRODUCIR 30 m³/día

En la Tabla AXXI.1 se muestran los valores correspondientes a los costos de los equipos faltantes en la planta y en la Tabla AXXI.2 se encuentran los valores referentes al capital de trabajo para tratar 30 m³/día de efluente textil.

Tabla AXXI.1. Costos de implementación de los equipos diseñados y complementarios necesarios en la planta de tratamiento de 30 m³/día de efluente textil

Cantidad	Equipo	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
2	Tanque de coagulación-floculación	14 417,00	28 834,00
1	Sedimentador	3 880,00	3 880,00
4	Tanque de mezcla	13 251,00	53 004,00
1	Implementación del reactor Fenton (adecuación de las piscinas existentes)	1 000,00	1 000,00
1	Bomba con control automático	2 800,00	2 800,00
4	Bomba dosificadora	150,00	600,00
Montaje de equipos			2 000,00
TOTAL			92 118,00

Según la Tabla 3.20 se calculó el gasto energético mensual, cabe mencionar que se la adecuó dependiendo del tiempo de operación de cada equipo para tratar los 30 m³/día de efluentes textiles. Los resultados se muestran en la Tabla AXXI.2.

$$\text{Gasto energético mensual} = 67,86 \frac{\text{kWh}}{\text{día}} \times \frac{6 \text{ días}}{\text{semana}} \times \frac{4 \text{ semanas}}{\text{mes}} = 1 624,64 \frac{\text{kWh}}{\text{mes}}$$

Como para los 2 m³/día de efluentes, se procedió para el cálculo del costo total del proyecto cuyo tiempo de vida útil fue de 10 años que se dividió para el total de efluente a tratar. Los resultados se muestran en la Tabla AXXI.3.

Actualmente, la empresa cuenta con un sistema de tratamiento de efluentes implementado cuyo costo de capital al tratar 30 m³/día es de 6 000 USD, por lo que

resulta que se invierten 8,33 USD/m³ de efluente tratado al operar 6 días a la semana.

Tabla AXXI.2. Costo, consumo mensual y costo mensual del capital de trabajo para tratar 30 m³/día de efluente textil

Concepto	Costo (incluye IVA)	Consumo mensual	Costo mensual (USD)
Ácido sulfúrico	0,86 USD/25L	1 858,80 L	64,05
Hidróxido de sodio	1,18 USD/25 kg	284,40 kg	13,35
Sulfato de aluminio	0,67 USD/25 kg	432,00 kg	11,55
Poliacrilamida QC1-L	7,84 USD/25 kg	10,05 kg	3,15
Sulfato de hierro heptahidratado	0,53 USD/25 kg	198,00 kg	4,20
Peróxido de hidrógeno 30 % V/V	0,93 USD/30 kg	1 311,45 kg	40,65
Energía eléctrica	0,10 USD/kwh	1 624,64 kwh	162,46
Mano de obra			400,00
Mantenimiento			767,65
Depreciación			767,65
TOTAL			2 234,71

Tabla AXXI.3. Costo total del proyecto y costo por m³ de efluente tratado

Costo total proyecto referente a 10 años (USD)	360 283,20
Recuperación de salvamento (USD)	-72 056,64
Volumen de efluente generado en 10 años (m³)	86 400
Costo de tratamiento (USD/m³)	3,35