

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**“DISEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA
UNA EMPRESA DE AGLOMERADOS MEDIANTE LA
COMBINACIÓN DE PROCESOS DE SEDIMENTACIÓN,
FILTRACIÓN, OZONIFICACIÓN Y TRATAMIENTO BIOLÓGICO”**

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

RODOLFO MONTAÑA PUERTA

rodolfo.puerta@gmail.com

DIRECTOR: ING. FLORINELLA MUÑOZ BISESTI, PhD.

florinella.munoz@epn.edu.ec

Quito, Septiembre 2014

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

DECLARACIÓN

Yo, Rodolfo Montaña Puerta, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado por ningún grado o calificación; y, que he consultados 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.

Rodolfo Montaña Puerta

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por el Señor. Rodolfo Montaña Puerta bajo mi supervisión.

Dra. Florinella Muñoz Bisesti
DIRECTORA DE PROYECTO

AUSPICIO

La presente investigación contó con el auspicio financiero del proyecto interno PII-DCN-005-2012: “Tratamiento de efluentes líquidos con alto contenido de material ligno-celulósico, mediante el uso de dos tipos de sistemas: 1. Sedimentación, ozonificación y tratamientos biológicos y 2. Sedimentación, electrocoagulación y ozonificación, para mejorar la calidad del agua.”, que se ejecutó en el Departamento de Ciencias Nucleares.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por regalarme la sabiduría, inteligencia y fortaleza para culminar de una manera exitosa mi carrera profesional.

A mis padres, quienes con sus consejos, enseñanzas y gran ejemplo hicieron de mí el hombre que soy ahora.

A mi amada esposa, María Fernanda, por apoyarme, cuidarme y animarme a lo largo de estos años.

A mis suegros, por sus oraciones, apoyo y confianza.

A la Dra. Florinella Muñoz, por su paciencia, comprensión y tiempo.

Al Departamento de Ciencias Nucleares, en especial a Paola, quien me ayudó en la elaboración de mi proyecto de titulación.

A mi familia y amigos en Colombia.

A mis amigos, especialmente a Carlos por su ayuda a lo largo de mi vida estudiantil.

DEDICATORIA

Quiero dedicarle este triunfo de manera especial a Dios, por haberme dado la bendición de tener una gran familia y darme la oportunidad de ser un profesional.

A mis padres, esposa y suegros, quienes me apoyaron en esta etapa de mi vida.

A mi familia y amigos en Colombia, quienes siempre creyeron en mí.

A mis amigos de universidad, Carlos, Pauli y Nataly, por su incondicional apoyo a lo largo de estos años.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xi
INTRODUCCIÓN	xiii
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1 Proceso de elaboración de aglomerados de MDF	1
1.1.1 Composición de la madera	1
1.1.2 Proceso de la elaboración de tableros de MDF	1
1.1.2.1 Acopio de materia prima y descortezado	2
1.1.2.2 Preparación de las astillas	2
1.1.2.3 Precalentamiento y cocido de las astillas de madera	2
1.1.2.4 Presecado y encolado	3
1.1.2.5 Secado de la fibra	3
1.1.2.6 Formación y prensado de los paneles de MDF	4
1.1.2.7 Lijado – calibrado	4
1.1.2.8 Almacenamiento	4
1.2 Lignina, taninos, y celulosa: características y propiedades	5
1.2.1 Lignina: características y estructura	5
1.2.2 Taninos: características y estructura	6
1.2.3 Celulosa	7
1.2.4 Tratamiento de efluentes con contenido lignocelulósico	7
1.3 Ozonificación	8
1.3.1 Características del ozono	8
1.3.2 Principales aplicaciones	9
1.3.2.1 Desinfección	9
1.3.2.2 Eliminación de olor y sabor en el agua	10
1.3.2.3 Reducción de color	10
1.3.2.4 Incremento de la biodegradabilidad orgánica	11
1.3.2.5 Desodorización de ambientes	11
1.3.2.6 Tratamiento de suelos contaminados	11
1.3.3 Generación de ozono	11
1.3.4 Sistema de tratamiento de efluentes con ozono	12
1.3.4.1 Alimentación del gas	13
1.3.4.2 Sistema de contacto	13
1.3.4.3 Sistema de destrucción del gas residual liberado	15
1.3.5 Procesos de oxidación avanzados (POA'S)	15
1.4 Tratamientos biológicos anaerobios	17
1.4.1 Fases del proceso anaerobio	17
1.4.1.1 Hidrólisis	18
1.4.1.2 Etapa fermentativa o acidogénica	19
1.4.1.3 Etapa acetogénica	19
1.4.1.4 Etapa metanogénica	19

1.4.2	Cinética del proceso biológico anaerobio	20
1.4.3	Influencia de los parámetros ambientales y operacionales en el tratamiento biológico	22
1.4.3.1	Nutrientes	22
1.4.3.2	Carga orgánica	22
1.4.3.3	Tiempo de retención	22
1.4.3.4	pH	22
1.4.3.5	Temperatura	23
1.4.3.6	Agitación	23
1.4.4	Reactores anaerobios	24
1.4.4.1	Fosa séptica	24
1.4.4.2	Digestor de mezcla completa (CSTR)	24
1.4.4.3	Reactor de flujo ascendente con lecho de lodos (UASB)	25
1.4.4.4	Reactor de lecho fijo	25
1.4.5	Ventajas y desventajas del proceso anaerobio	25
1.4.5.1	Ventajas del proceso anaerobio	25
1.4.5.2	Desventajas del proceso anaerobio	26
2.	METODOLOGÍA	27
2.1	Caracterización de la muestra del efluente de la planta de tratamiento de agua	27
2.2	Determinación del tiempo de sedimentación y filtración para la remoción de sólidos sedimentables	28
2.3	Determinación de la dosis de ozono con relación a la carga contaminante en un sistema a escala de laboratorio, que permita disminuir los valores de DQO, DBO ₅ , conductividad, color y TOC	30
2.4	Determinación del tiempo de residencia en el reactor anaerobio a escala de laboratorio que permita disminuir los valores de DQO, DBO ₅ , conductividad, color y TOC	32
2.5	Determinación del número de recirculaciones entre el sistema de ozonificación y el reactor anaerobio para disminuir los valores de DQO, DBO ₅ , conductividad, color y TOC	35
2.6	Diseño de la planta de tratamiento que combina los procesos de sedimentación, ozonificación y tratamiento biológico	36
2.6.1	Diseño del sedimentador y filtro	36
2.6.2	Diseño del reactor de ozonificación	36
2.6.3	Diseño del reactor biológico	37
2.7	Determinación de los costos de implementación de la planta propuesta	37

3.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	38
3.1	Caracterización de la muestra del efluente de la planta de tratamiento de agua	38
3.1.1	Gráficos de control de parámetros físico-químicos del efluente	38
3.1.2	Caracterización físico-química del efluente	41
3.2	Resultados de las pruebas de sedimentación y filtración	42
3.2.1	Análisis del tratamiento de sedimentación	42
3.2.2	Resultados de la prueba de filtración	44
3.3	Pruebas de ozonificación	46
3.4	Pruebas de tratamiento biológico	50
3.4.1	Arranque del reactor anaerobio a escala de laboratorio	50
3.4.2	Determinación de las constantes cinéticas del reactor anaerobio	51
3.4.3	Influencia del flujo de alimentación al reactor anaerobio en la descontaminación del efluente	55
3.5	Comparación entre ozonificación y tratamiento biológico para establecer el inicio de la combinación de los procesos en el tratamiento del efluente	57
3.6	Pruebas de tratamiento con la combinación de ozonificación y tratamiento biológico en un proceso cíclico	58
3.7	Diseño de la planta de tratamiento mediante la combinación de procesos de sedimentación, filtración, ozonificación y tratamiento biológico	63
3.7.1	Tanque de almacenamiento	65
3.7.2	Tanque de sedimentación	66
3.7.3	Filtro de arena	66
3.7.4	Generador de ozono tipo descarga corona	67
3.7.5	Reactores de ozonificación	68
3.7.6	Reactor anaerobio	69
3.7.7	Funcionamiento de la planta de tratamiento	69
3.7.8	Características de los equipos empleados para la implementación de la planta de tratamiento	70
3.7.9	Determinación del costo de implementación de la planta de tratamiento	72
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	75
4.1	Conclusiones	75
4.2	Recomendaciones	77

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

78

ANEXOS

88

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Potencial redox de los oxidantes comúnmente utilizados en el agua	16
Tabla 3.1.	Análisis físico-químico del efluente industrial recolectado	41
Tabla 3.2.	Concentración de sólidos sedimentables a diferentes tiempos de sedimentación	42
Tabla 3.3.	Concentración de sólidos suspendidos en la fase sobrenadante del efluente	43
Tabla 3.4.	Concentración de sólidos suspendidos de la fase sobrenadante del proceso de sedimentación	45
Tabla 3.5.	Parámetros físico-químicos del efluente sedimentado y filtrado	45
Tabla 3.6.	Resultados de la variación de DQO al ozonificar el efluente industrial a diferentes valores de pH	46
Tabla 3.7.	Resultados de la variación de TOC al ozonificar el efluente industrial proveniente de una empresa productora de tableros de MDF a diferentes valores de pH	47
Tabla 3.8.	Medición de los parámetros físico-químicos en el efluente de la empresa productora de tableros MDF al aplicar ozono a un valor inicial de pH = 5,0 durante 10 min	49
Tabla 3.9.	Concentración de biomasa en el reactor anaerobio a diferentes tiempos de residencia para un DBO ₅ inicial de 5 456 mg O ₂ /L	52
Tabla 3.10.	Valores obtenidos para la determinación de las constantes cinéticas	52
Tabla 3.11.	Constantes cinéticas obtenidas con el modelo de Michaelis – Menten para el reactor anaerobio a escala de laboratorio	54
Tabla 3.12.	Variación de DQO al tratar el efluente industrial a diferentes caudales de alimentación	55
Tabla 3.13.	Valores de parámetros físico-químicos en el efluente al aplicar el tratamiento biológico con un caudal de alimentación de 20 mL/min	56

Tabla 3.14.	Variación de DQO, DBO ₅ , TOC y biodegradabilidad del efluente a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia	59
Tabla 3.15.	Variación de color, turbidez, conductividad y pH del efluente a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia	59
Tabla 3.16.	Comparación de los parámetros físico-químicos del efluente industrial tratado con los límites de descarga al alcantarillado público	63
Tabla 3.17.	Características técnicas de los equipos de la planta de tratamiento	70
Tabla 3.18.	Costo de los equipos de la planta	72
Tabla 3.19.	Costo de operación mensual de la planta de tratamiento	73
Tabla AV.1.	Selección de la muestra de análisis de DBO ₅	95
Tabla AXVI.1.	Datos experimentales de TOC para el análisis estadístico del efecto de la variación del pH y del tiempo de ozonificación en el efluente industrial	108
Tabla AXVI.2.	Prueba de múltiples rangos del efecto de la variación del pH sobre la disminución de TOC	108
Tabla AXX.1.	Datos de la titulación con tiosulfato de sodio 0,1 N	114
Tabla AXX.2.	Resultados de la producción y consumo de ozono	114

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Modelo estructural de la lignina	5
Figura 1.2.	Principales monolignoles de la lignina: 1. alcohol p-cumarílico, 2. alcohol coniferílico, 3. alcohol sinapílico	6
Figura 1.3.	Estructura de una cadena de celulosa	7
Figura 1.4.	Producción de ozono con descarga corona	12
Figura 1.5.	Esquema de un sistema de ozonización simplificado	13
Figura 1.6.	Configuraciones de contacto de ozono con difusores porosos de burbuja fina	14
Figura 1.7.	Sistemas de inyección de ozono en línea y en fracción de corriente	15
Figura 1.8.	Etapas de la digestión anaerobia	18
Figura 1.9.	Esquema de reactor anaerobio fosa séptica	24
Figura 2.1.	Esquema del sistema de ozonificación utilizado a escala de laboratorio	31
Figura 2.2.	Reactor anaerobio multicámara de lecho fijo diseñado y construido en el Laboratorio de Aguas y Microbiología de la EPN	33
Figura 2.3.	Esquema del reactor anaerobio en el estado estacionario	34
Figura 2.4.	Combinación del sistema de ozonificación y el reactor anaerobio	36
Figura 3.1.	Gráfico de control de DQO del efluente de una industria productora de tableros MDF	38
Figura 3.2.	Gráfico de control de ST del efluente de una industria productora de tableros MDF	39
Figura 3.3.	Gráfico de control de SD del efluente de una industria productora de tableros MDF	39
Figura 3.4.	Gráfico de control de color del efluente de una industria productora de tableros MDF	40

Figura 3.5.	Comparador del tamaño de flóculos según el índice de Willcomb	44
Figura 3.6.	Variación de DQO al ozonificar el efluente de una industria de tableros de MDF previamente sedimentado y filtrado a diferentes valores de pH	47
Figura 3.7.	Variación del TOC al ozonificar el efluente proveniente de una productora de tableros de MDF a diferentes valores de pH	48
Figura 3.8.	Variación de DQO en la estabilización del reactor anaerobio a escala de laboratorio	51
Figura 3.9.	Gráfico para la obtención de las constantes de tasa máxima de utilización del sustrato (k) y de saturación del sustrato (K_s) en el reactor anaerobio	53
Figura 3.10.	Gráfico para la obtención de las constantes de crecimiento (Y) y de respiración endógena (k_d) de los microorganismos en el reactor anaerobio	53
Figura 3.11.	Variación de DQO al tratar el efluente a diferentes caudales de alimentación	55
Figura 3.12.	Porcentaje de remoción de DQO del efluente tratado en el proceso de ozonificación y en el proceso biológico	57
Figura 3.13.	Variación de DQO a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia	60
Figura 3.14.	Variación de DBO_5 a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia	60
Figura 3.15.	Variación del TOC a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia	61
Figura 3.16.	Variación del color a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia	61
Figura 3.17.	Diagrama de flujo del proceso para el tratamiento del efluente industrial proveniente de una industria productora de tableros de MDF	64
Figura 3.18.	Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de efluentes	71

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Método LAM/POE/20 para la determinación de DQO	89
ANEXO II Método LAM/POE/40 para la determinación de sólidos totales (ST)	91
ANEXO III Método LAM/POE/38 para la determinación de los sólidos disueltos (SD)	92
ANEXO IV Método LAM/POE/13 para la determinación de color	94
ANEXO V Método LAM/POE/16 para la determinación de DBO ₅	95
ANEXO VI Método LAM/POE/39 para la determinación de sólidos sedimentables	97
ANEXO VII Método estandarizado para la determinación de sólidos suspendidos	98
ANEXO VIII Método estandarizado para la determinación de conductividad	99
ANEXO IX Método estandarizado para la determinación de turbidez	100
ANEXO X Método LAM/POE/30 para la determinación de nitratos	101
ANEXO XI Método LAM/POE/25 para la determinación de fosfatos	102
ANEXO XII Método estandarizado para la determinación del pH	103
ANEXO XIII Procedimiento de operación de un generador de ozono PHILAQUA, modelo BMT 802 M	104
ANEXO XIV Determinación de la producción y consumo de ozono	105

ANEXO XV	
Método de combustión y determinación por infrarrojos del TOC	107
ANEXO XVI	
Ejemplo de cálculo del análisis estadístico realizado en el programa STATGRAPHICS	108
ANEXO XVII	
Ejemplo de cálculo para el diseño del sedimentador	109
ANEXO XVIII	
Ejemplo de cálculo para el diseño del filtro de arena	111
ANEXO XIX	
Ejemplo de cálculo para el diseño de las columnas de ozonificación	113
ANEXO XX	
Ejemplo de cálculo para la producción y consumo de ozono	114
ANEXO XXI	
Ejemplo de cálculo para el diseño del reactor anaerobio	116

RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo estudiar la combinación de métodos convencionales como el tratamiento biológico y no convencional como lo son los procesos de oxidación avanzados (POA's) sobre la descontaminación de efluentes industriales provenientes de la industria productora de tableros de MDF en Ecuador.

Como primer paso, se eliminaron los sólidos presentes en el efluente producido por la elaboración de tableros de MDF mediante una sedimentación seguida de un proceso de filtración. El efluente tratado fue alimentado al proceso de ozonificación.

Para el caso de la ozonificación se estudió la influencia del tiempo de residencia y el pH. La oxidación de los compuestos presentes en el efluente se realizó a diferentes tiempos durante 90 min y a valores de pH de 5,0; 7,0 y 8,5. Se obtuvieron los mejores resultados con un valor de pH de 5,0 y se determinó que el tiempo de tratamiento requerido era de 10 min a una dosis de ozono de 2,5 g/h. Bajo estas condiciones, el valor de DQO disminuyó de un valor inicial de 20 966,7 mg O₂/L a 15 200,0 mg O₂/L, lo que representa una reducción del 27,5 %. El consumo de ozono fue de 1,67 g/L, con una relación de 0,28 g O₃/g DQO removido.

En el estudio con tratamiento biológico, se utilizó un reactor anaerobio multicámara de lecho fijo con una capacidad de 700 mL, en el que se emplearon como inóculo 70 mL de agua del río Machángara. Para la degradación biológica en el efluente se estudió el efecto de la variación del flujo de alimentación al reactor. Para controlar el flujo de alimentación se utilizó una bomba peristáltica y se trabajó a valores de 20, 40, 50, 60 y 70 mL/min. Los mejores resultados se obtuvieron con un flujo de alimentación de 20 mL/min, valor que permitió reducirla DQO en un 25 %.

Una vez determinadas las mejores condiciones de los procesos, tanto de ozonificación como de tratamiento biológico, se procedió a combinar los procesos de manera que el efluente ingresaba a ser ozonificado y luego a ser tratado por el reactor anaerobio. Una vez que el efluente era tratado en el proceso biológico se recirculaba para ingresar nuevamente al proceso de ozonificación. Este tratamiento se repitió por cinco ocasiones.

La combinación de estos procesos permitió disminuir el valor de DQO en un 95,6 %, DBO₅ en un 90,0 %, el color en un 98,8 %, el TOC en un 97,5 % y la turbidez en un 95,6 %.

Con base en los resultados obtenidos en el presente trabajo, se diseñó una planta de tratamiento de efluentes que consta de un sedimentador, dos filtros de arena, un generador de ozono tipo descarga corona, tres columnas de ozonificación con difusores porosos de burbuja fina y un reactor biológico anaerobio. El costo total de la implementación alcanzó un valor de 259 340 USD con un costo de tratamiento de 2,2 USD/m³ de efluente.

INTRODUCCIÓN

Los efluentes generados por la industria de tableros MDF se caracterizan por contener material orgánico de difícil degradación como lignina, celulosa, taninos, resinas y otros compuestos, que no pueden ser removidos con el uso de tratamientos convencionales (Bornhardt y Diez, 2000, p. 1).

Por esta razón, se deben utilizar otros métodos, generalmente que involucren procesos de oxidación, que pueden combinarse con los biológicos para reducir las cargas contaminantes. Entre los tratamientos no convencionales más eficientes para el tratamiento de aguas con una alta carga de compuestos no biodegradables, se encuentran los procesos de oxidación avanzada (POA's), que involucran la generación de radicales hidroxilo, cuya capacidad oxidante es mucho mayor que la de los otros oxidantes comúnmente utilizados. Dentro de este grupo de procesos se encuentra la ozonificación (Rodríguez, Botelho y Cleto, 2008, p. 24). Los procesos de oxidación originados por los radicales $\cdot\text{OH}$ promueven la ruptura de enlaces y la generación de cadenas de menor tamaño molecular, así como el apareamiento de grupos funcionales oxidados. Estas transformaciones determinan que muchas de las sustancias presentes de difícil degradación se conviertan en sustancias biodegradables para viabilizar un tratamiento biológico posterior (García, Gortáres y Drogui, 2011, p. 585).

Entre los procesos biológicos empleados para el tratamiento de los efluentes industriales, se encuentran los tratamientos biológicos anaerobios, los cuales poseen algunas ventajas sobre los procesos aerobios, como el costo, un bajo porcentaje de conversión de materia orgánica en células biológicas, lo que minimiza los problemas de disposición de lodos, un menor consumo energético, puesto que no se requiere la inyección de oxígeno y la posibilidad de obtener beneficios como la transformación de los desechos en la producción de biogas y el uso del efluente tratado como fertilizante (Menéndez y Pérez, 2007, p. 256).

En este trabajo obtuvieron las mejores condiciones de tratamiento del efluente generado por una industria ecuatoriana de tableros de MDF, mediante la

combinación de un proceso de ozonificación y tratamiento biológico anaerobio, para disminuir la carga contaminante.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 PROCESO DE ELABORACIÓN DE AGLOMERADOS DE MDF

Los tableros de MDF (Medium Density Fibreboard) son productos elaborados con fibras de madera de pino, eucalipto o pachaco. La fibra de madera es tratada a altas temperaturas y presiones con la adición de una resina aglutinante con base de formaldehído; este tratamiento permite formar paneles de madera duraderos y resistentes (Maza, González y Alexandroff, 1998; p. 2; Pascual, 2013, p. 22; Thoemen, Irle y Srnek, 2010, p. 38).

Los tableros de MDF poseen densidades que varían entre 500 y 900 kg/m³, de acuerdo con la relación de fibra y aglutinante. Presentan caras lisas y finas. El color característico de este tipo de materiales es marrón, sin embargo este color puede ser modificado en el proceso de producción, según la necesidad de la demanda mercantil (Pascual, 2013, p. 22; Thoemen et al., 2010, p. 61).

1.1.1 COMPOSICIÓN DE LA MADERA

La madera ha sido utilizada desde el inicio de la humanidad para la construcción de viviendas, herramientas y como fuente de energía. La madera corresponde al material que se puede obtener del tronco, las ramas e inclusive de las raíces de un árbol, en cantidades económicamente rentables. En la elaboración de tableros de MDF, se utiliza especialmente el tronco (Fengel y Wegener, 1999, p. 1; Nutsch, 2005, p. 19).

1.1.2 PROCESO DE LA ELABORACIÓN DE TABLEROS DE MDF

El proceso de elaboración de tableros de MDF inicia con la tala de los árboles, posteriormente, los troncos son llevados al aserradero para ser cortados mediante

el uso de sierras y discos hasta lograr un tamaño de 100 mm. Las astillas de la madera se desfibran mecánicamente entre dos cilindros en presencia de vapor para ablandar los compuestos ligantes presentes. Una vez obtenido el material blando, se agregan aglutinantes para formar una pasta, la cual debe ser tratada según el producto deseado (Pascual, 2013, p. 9; Rougeron, 1977, p. 63).

Los principales procesos para la elaboración de tableros de MDF se detallan a continuación.

1.1.2.1. Acopio de materia prima y descortezado

Según las condiciones climáticas de la región donde se ubica el aserradero, la materia prima puede ser almacenada al aire libre y apilada en la empresa con la finalidad de reducir costos, o por el contrario en silos de acero u hormigón. Luego, la madera es transportada por un tornillo cónico de 10 a 18 m de longitud al descortezador de tambor giratorio. El proceso de descortezado es el resultado del golpeteo mecánico de la madera entre sí y contra la superficie metálica del cilindro (Thoemen et al., 2010, p. 64).

1.1.2.2. Preparación de las astillas

El tronco descortezado ingresa a un molino llamado “chipeador”, el cual convierte la materia prima en material de menor tamaño con el nombre de “chips” o astillas. Los “chips” son lavados con agua caliente para eliminar la corteza, tierra, arena y otros elementos indeseados (Vignote y Martínez, 2006, p. 487).

1.1.2.3. Precalentamiento y cocido de las astillas de madera

Los “chips” son calentados y exprimidos en una tolva mediante un tornillo cónico a temperaturas entre 40 y 60 °C a presión atmosférica para suavizar las partículas

para el cocido. Una vez comprimidos y exprimidos, los “chips” se calientan nuevamente con vapor saturado entre 6 y 10 bar por un periodo de 7 min en un digestor de cocción. El tiempo de retención en el digestor depende de la velocidad de alimentación del tornillo cónico (Thoemen et al., 2010, pp. 66-67).

1.1.2.4. Presecado y Encolado

El proceso de presecado se realiza en un túnel, mediante el uso de aire seco y caliente en contracorriente. El presecado depende de la velocidad con la que la cinta transportadora desplaza los “chips” al interior del túnel, de la temperatura del aire y del tamaño de los ductos de evacuación de humedad ubicadas a lo largo del secadero. Esta operación tiene como finalidad obtenerlos “chips” de madera con una humedad del 6 % para el proceso de encolado (Vignote y Martínez, 2006, p. 485).

En el encolado se adicionan adhesivos que son, generalmente, soluciones acuosas de resinas con base en formaldehído. La cantidad de resina añadida a los “chips” varía entre un 8 y 15 % (cantidad de resina/cantidad de madera), este porcentaje depende del tipo de panel que se desea obtener (Thoemen et al., 2010, p. 69; Vignote y Martínez, 2006, p. 485).

1.1.2.5. Secado de la fibra

Una vez que se han agregado los aditivos, las fibras son transportadas y secadas mediante el uso de aire caliente al interior de un secador tipo flash de 4,5 m de diámetro y 30 m de largo. El secado de la fibra puede llevarse a cabo en una sola etapa, como en el tablero aglomerado, o en dos etapas, para dejar la fibra más suave. Una vez secada en los conductos, la fibra entra en un ciclón para la eliminación del vapor y del aire, presentes en el material (Thoemen et al., 2010, p. 20).

1.1.2.6. Formación y prensado de los paneles de MDF

Una vez que la fibra se encuentra lo suficientemente seca, se procede a trasladarla a la máquina moldeadora para formar una superficie plana y blanda. Debido a la distribución desigual de partículas en el panel formado, el aspecto superficial del producto se hace muy irregular, por lo que es necesario prensar el panel. Para lograr un producto con un aspecto uniforme se realizan dos prensados, el primero en frío y luego en caliente. El prensado en frío se efectúa en una serie de rodillos, que eliminan el aire y permiten obtener el espesor deseado en el tablero y el prensado en caliente se lleva a cabo en platos de prensa, en los cuales se produce la polimerización de la resina por acción de la temperatura, la presión y el tiempo. Las presiones de trabajo varían entre 5 y 12 kg/cm² y la temperatura entre 100 y 120 °C (Thoemen et al., 2010, pp. 33-34; Vignote y Martínez, 2006, p. 486).

1.1.2.7. Lijado - calibrado

El lijado permite lograr el grueso final y mejorar la superficie del tablero mediante el desbaste de las dos caras del panel (superior e inferior) con el uso de una máquina aserradora. Se debe desbastar ambos lados del tablero para mantener la compensación y la calidad del producto terminado (Vignote y Martínez, 2006, p. 486).

1.1.2.8. Almacenamiento

Una vez terminado el producto, los paneles se ubican de manera horizontal, uno sobre otro, con el cuidado de proteger los bordes y la superficie del tablero (Thoemen et al., 2010, p. 51).

1.2 LIGNINA, TANINOS Y CELULOSA: CARACTERÍSTICAS Y PROPIEDADES

1.2.1 LIGNINA: CARACTERÍSTICAS Y ESTRUCTURA

La palabra lignina proviene de latín *lignum* que significa madera. La lignina es un biopolímero natural de derivados fenólicos. Junto con la celulosa y la hemicelulosa, la lignina forma la pared celular de las plantas. Representa entre el 15 y el 25 % de la masa de la madera (Chávez y Domine, 2013, p. 16; Klages, 1968, p. 472).

La estructura de la lignina varía según el tipo de planta y no ha sido posible de finirla como se ha hecho para otro tipo de polímeros (Chávez y Domine, 2013, p. 17). En la Figura 1.1 se presenta una estructura propuesta para la lignina.

La lignina está constituida por tres derivados fenilpropan-monoméricos conocidos como monolignoles, que varían su proporción según la especie vegetal y el tipo de la pared celular de la planta y que corresponden al alcohol p-cumarílico, el alcohol coniferílico y el alcohol sinapílico (Chávez y Domine, 2013, p. 17; Taiz y Zeiger, 2006, p. 549).

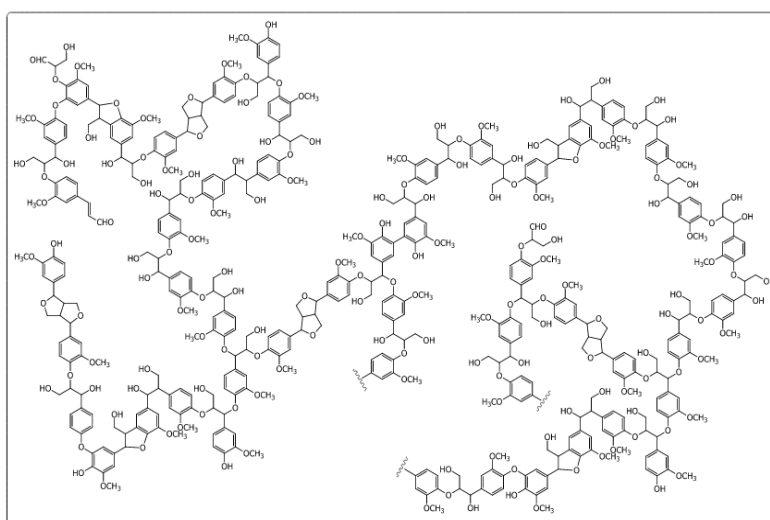


Figura 1.1. Modelo estructural de la lignina
(Chávez y Domine, 2013, p. 17)

En la Figura 1.2 se representan las estructuras de los principales monolignoles presentes en la lignina.

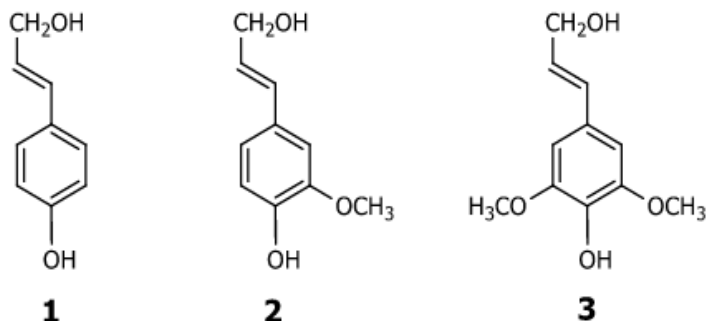


Figura 1.2. Principales monolignoles de la lignina: 1. alcohol p-cumarílico, 2. alcohol coniferílico, 3. alcohol sinapílico
(Chávez y Domine, 2013, p. 17)

1.2.2 TANINOS: CARACTERÍSTICAS Y ESTRUCTURA

Los taninos son polímeros polifenólicos de origen vegetal, se encuentran principalmente en la corteza, la madera, los frutos y las semillas de la mayoría de plantas. Forman parte integral del sistema de defensa contra organismos patógenos como bacterias, hongos e insectos (Carretero, 2000, p. 633; González, 1996, p. 69; Taiz y Zeiger, 2006, p. 557).

Los taninos se dividen en dos clases, hidrolizables y condensados. Los taninos hidrolizables son ésteres de azúcares de ácido gálico que se hidrolizan de manera sencilla en presencia de sustancias ácidas, básicas se incluso en agua caliente. Los condensados son formados por la reacción química de catequinas o catecoles y no contienen azúcar en su estructura (Carretero, 2000, p. 633; González, 1996, p. 69).

1.2.3 CELULOSA

La celulosa es el componente orgánico principal de las paredes celulares de las plantas y el hidrato de carbono más abundante sobre la tierra, es un polisacárido de alto peso molecular y está compuesto por unidades de glucosa unidas mediante enlaces β -1,4. Las cadenas lineales de celulosa interactúan entre sí mediante fuerzas de Van der Waals y puentes de hidrógeno (Beyer, 1987, p. 488).

La Figura 1.3 se representa la estructura de una cadena de celulosa.

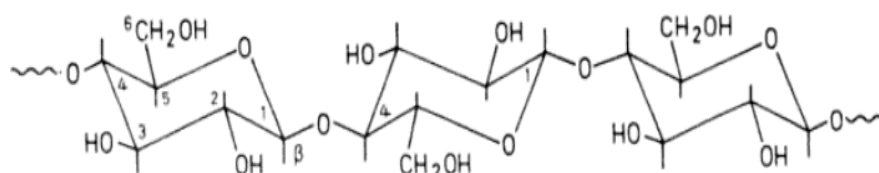


Figura 1.3. Estructura de una cadena de celulosa
(Beyer, 1987, p. 488)

La celulosa se emplea en la producción de papel, cartón y fibras textiles. Además, puede ser utilizada para obtener glucosa destinada a la producción de etanol que se usa como combustible. La celulosa puede ser obtenida, principalmente, de la madera, el algodón, el cáñamo y el bambú (Castillo et al., 2005, p. 403)

1.2.4 TRATAMIENTO DE EFLUENTES CON CONTENIDO LIGNOCELULÓSICO

Los efluentes que poseen un contenido lignocelulósico representativo corresponden a aquellos que se generan en las industrias madereras y de producción de papel. Estos efluentes se caracterizan porque contienen celulosa, taninos, hemicelulosa y lignina. Este tipo de compuestos son de difícil degradación, por lo que es necesario el uso de técnicas no convencionales para el tratamiento del agua (Maza et al., 1998, p. 2; Mtui, 2009, p. 1398).

La eficiencia de los procesos en los que se emplea ozono se basa en la generación "in situ" de radicales hidroxilo ($\bullet\text{OH}$). Estos radicales pueden adicionarse sobre los enlaces múltiples de las complejas cadenas de carbono y originar escisiones que determinan la formación de nuevos compuestos carbonatados oxidados, de estructuras más sencillas, de mayor biodegradabilidad, que pueden ser tratados mediante un tratamiento biológico posterior (Domènech et al., 2001, p. 5; Mtui, 2009, p. 1401; Ramalho, 2003, pp. 503-505).

1.3 OZONIFICACIÓN

El ozono es una molécula compuesta de tres átomos de oxígeno (O_3), que se emplea en el tratamiento de efluentes con fines de desinfección y oxidación. Como agente oxidante, el ozono es empleado en el tratamiento de aguas contaminadas con diferentes tipos de sustancias orgánicas e inorgánicas (Domènech et al., 2001, p. 4).

1.3.1 CARACTERÍSTICAS DEL OZONO

El ozono es un gas de olor característico, de fácil detección a bajas concentraciones, presenta un alto poder oxidante y se lo cataloga como un agente corrosivo y tóxico. Su capacidad oxidativa supera a la del hipoclorito y a la del cloro, pero es menor que la del radical hidroxilo. Sin embargo, el ozono presenta la desventaja de ser doce veces menos soluble en agua que el cloro (EPA, 1999, p. 3-1; Rodríguez et al., 2008, p. 28).

El tratamiento de agua mediante el empleo de ozono se dificulta debido a que este proceso involucra una transferencia de masa gas/líquido, que puede convertirse en un limitante del sistema. Para incrementar la cantidad de ozono transferida al líquido es necesario asegurar el ingreso de burbujas del menor tamaño posible y un tiempo de contacto prolongado, lo cual puede conseguirse

mediante el uso de difusores, mezcladores en línea, venturís y torres de contacto (EPA, 1999, p. 3-1; Domènech et al., 2001, p. 7).

La inestabilidad del ozono en el agua produce la ruptura de la molécula de manera rápida a través de reacciones complejas en radicales libres. Debido a este proceso, se producen radicales hidroxilos los promueven la oxidación de los contaminantes orgánicos e inorgánicos de manera más rápida. Este tipo de radicales presentan concentraciones de 10^{-12} M en base a que su vida media es del orden de los microsegundos (EPA, 1999, p. 3-1; Walker, Tsouris, DePaoli y Klasson, 2001, p. 78).

El ozono reacciona por medio de dos procesos diferentes en soluciones acuosas; el primero en forma directa por acción del ozono molecular, a través de un mecanismo selectivo, que se favorece a valores ácidos de pH. El segundo proceso consiste en la formación de radicales hidroxilo, en el cual, al contrario del mecanismo directo, no se tiene selectividad sino alta reactividad. Este proceso se favorece a valores básicos de pH o con la adición de peróxido de hidrógeno y/o luz UV. Cuando la concentración de los compuestos orgánicos e inorgánicos en el agua es muy baja, los radicales $\cdot\text{OH}$ pueden destruir catalíticamente a la misma molécula de ozono (Langlais et al., 1991, p. 11; Rodríguez et al., 2008, p. 28; Zhou y Smith, 2002, p. 254).

1.3.2 PRINCIPALES APLICACIONES

El ozono se emplea principalmente para los siguientes procesos:

1.3.2.1 Desinfección

El ozono se utiliza en la eliminación o inactivación de bacterias, virus y parásitos presentes en el agua, debido a la ruptura de la pared celular mediante la oxidación de los lípidos presentes. Estas reacciones producen daños en el

citoplasma y en las enzimas de los microorganismos hasta lograr su muerte. En los procesos en los que se emplea ozono se requieren menores tiempos de tratamiento y concentraciones de agente desinfectante que en los correspondientes con el uso de otros desinfectantes (EPA, 1999, p. 3-16; Langlais et al., 1991, p. 218).

1.3.2.2 Eliminación de olor y sabor en el agua

Entre los principales compuestos que otorgan olor y sabor al agua se encuentran algunos derivados metálicos de Fe, Cu, Zn o Mn, pesticidas orgánicos y fenoles y clorofenoles. Algunos iones presentes en el efluente pueden reaccionar con el ozono hasta alcanzar estados más altos de oxidación. Este proceso puede ayudar en la remoción de dichos compuestos, porque generalmente estos elementos más oxidados forman sales o hidróxidos menos solubles que pueden ser removidos por sedimentación o filtración. Este es el caso del Fe^{2+} o el Mn^{2+} que se oxidan hasta Fe^{3+} y Mn^{4+} , respectivamente. Para la remoción de contaminantes orgánicos como fenoles y pesticidas se emplean dosis entre 2,5 y 2,7 mg/L y un tiempo de contacto de 10 min aproximadamente (EPA, 1999, p. 3-16; Langlais et al., 1991, p. 134; Rodríguez, 2003, p. 25).

1.3.2.3 Reducción del color

El ozono reduce las concentraciones de compuestos cromóforos presentes en el agua. Esto es logrado mediante la saturación de los enlaces dobles, que generalmente son los causantes de la coloración en los (Langlais et al., 1991, p. 154).

1.3.2.4 Incremento de la biodegradabilidad orgánica

Los efluentes contaminados con compuestos de alto peso molecular, de difícil degradación, al ser tratados con ozono se transforman en compuestos de menor tamaño y más biodegradables, debido a la ruptura de enlaces generados en la reacción. Con base en este aumento en la biodegradabilidad, estos compuestos pueden ser eliminados por tratamientos biológicos (EPA, 1999, p. 3-17).

1.3.2.5 Desodorización de ambientes

Los malos olores se deben a la presencia de compuestos como sulfuros, mercaptanos o aminas en el aire. El ozono puede reaccionar con estas sustancias y oxidarlas a otros productos que no poseen las mismas propiedades organolépticas (Rodríguez, 2003, p. 39).

1.3.2.6 Tratamiento de suelos contaminados

Los suelos contaminados con hidrocarburos, disolventes, aldehídos, ácidos orgánicos, fenoles, pesticidas, cianuros, etc., pueden ser tratados mediante la inyección de ozono en estado gaseoso o con el riego de soluciones acuosas de ozono en el lugar de afectación "*in situ*". El suelo tratado debe ser impermeabilizado para evitar fugas de ozono al ambiente (Rodríguez, 2003, p. 41).

1.3.3 GENERACIÓN DE OZONO

Para el tratamiento de efluentes, el mecanismo de descarga corona es la técnica más utilizada para la generación de ozono. Esta generación se consigue mediante la inyección de oxígeno entre dos electrodos conductores separados por un espacio ocupado por un dieléctrico, en el que existe una diferencia de potencial.

Si la diferencia de potencial es suficientemente alta, se produce un flujo de electrones que colisiona con las moléculas de oxígeno y las atomiza. Los átomos de oxígeno formados se recombinan con las moléculas de oxígeno existentes y forman ozono (EPA, 1999, p. 3-4; Langlais et al., 1991, p. 103).

En la Figura 1.4 se detalla un esquema de la producción de ozono con descarga corona.

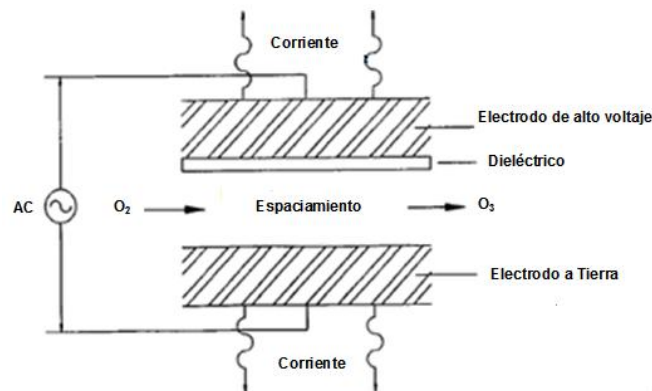


Figura 1.4. Producción de ozono con descarga corona
(EPA, 1999, p. 3-4)

En este tipo de sistemas de generación de ozono se puede utilizar directamente aire para el proceso, sin embargo si se emplea oxígeno para la alimentación, el consumo energético puede reducirse en un 50 % (Nemerow y Dasgupta, 1998, p. 190).

1.3.4 SISTEMA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES CON OZONO

Los sistemas básicos de tratamiento de efluentes con ozono constan de una alimentación de aire u oxígeno, uno o más generadores de ozono, unidades de contacto y un sistema de destrucción del gas residual liberado (EPA, 1999, p. 3-5; Langlais et al., 1991, p. 103).

El esquema de un sistema de ozonificación básico se presenta en la Figura 1.5.

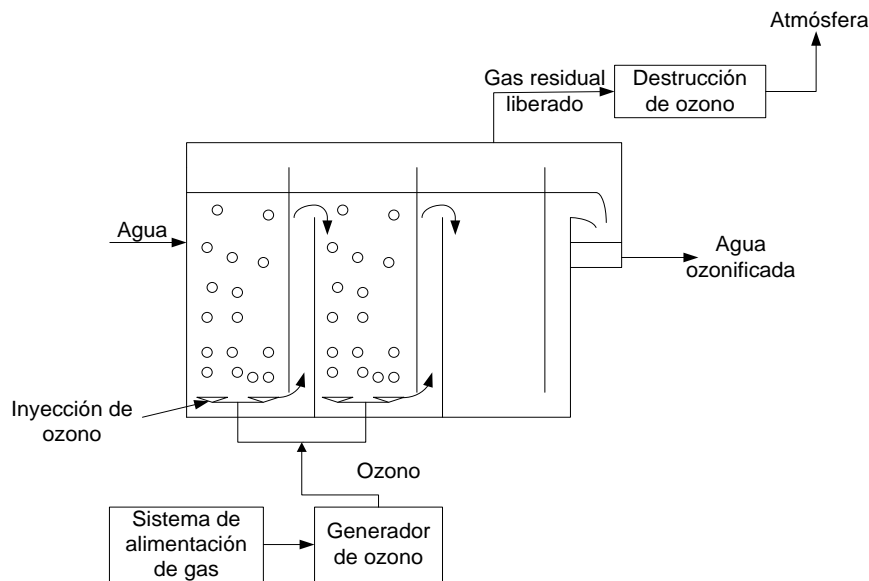


Figura 1.5. Esquema de un sistema de ozonización simplificado
(EPA, 1999, p 3-5)

1.3.4.1 Alimentación de gas

El aire, oxígeno de alta pureza y aire enriquecido con oxígeno son los gases de alimentación utilizados para generar ozono. En algunos casos, los gases se entregan mediante el uso de compresores, que poseen secadores y filtros para mejorar la calidad del gas y en otros pueden ser suministrados directamente de tanques con purezas definidas (EPA, 1999, p. 3-5; Langlais et al., 1991, pp. 345-347).

1.3.4.2 Sistema de contacto

La principal limitación en el proceso de ozonificación, suele estar ligada a la transferencia de masa del ozono, que es un gas, hacia el agua; por este motivo las características del sistema de contacto, el número y el tamaño de burbujas y la cinética de la reacción son aspectos trascendentes en los procesos de tratamiento con ozono. El sistema de contacto debe garantizar una óptima transferencia de

masa del ozono para la obtención de los resultados deseados en el proceso de tratamiento. Los métodos más adecuados para obtener un porcentaje de transferencia de ozono en el agua son los difusores de burbuja fina, los inyectores de ozono y las turbinas mezcladoras (EPA, 1999, p. 3-5; Walker et al., 2001, p. 78).

El difusor de burbuja fina es un método muy utilizado, debido a que no se requiere el empleo de energía extra para su funcionamiento, solamente la necesaria para la compresión del gas (Langlais et al., 1999, p. 389). La aplicación de este método permite obtener tasas de transferencia entre el 85 % y el 95 %, con profundidades de 5 a 6 m. Las cámaras de contacto deben estar cubiertas para contener el gas residual liberado, que es enviado al sistema de destrucción de ozono (EPA, 1999, p. 3-10).

En la Figura 1.6 se muestran las diferentes formas de configuración de contacto de ozono con difusores de burbuja fina, los flujos de ozono y agua pueden ir en contra-corriente (los fluidos fluyen en direcciones contrarias), en co-corriente (los fluidos fluyen en la misma dirección) o en una combinación de ambas (EPA, 1999, p. 3-11).

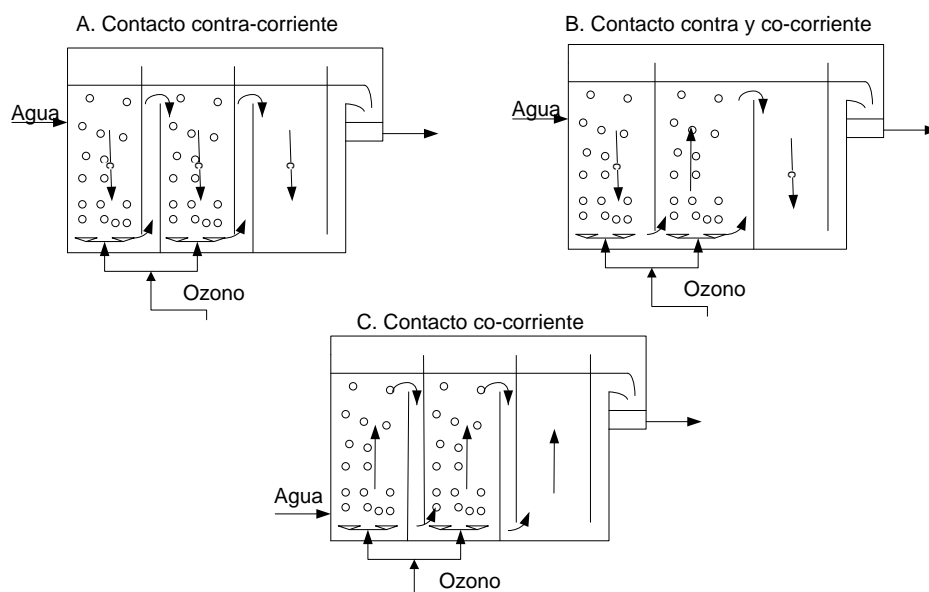


Figura 1.6. Configuraciones de contacto de ozono con difusores porosos de burbuja fina (EPA, 1999, p. 3-11)

Entre los inyectores de ozono más comunes, se encuentra el sistema venturi, en el que la alimentación de ozono se produce por una caída de presión en la zona del estrangulamiento (EPA, 1999, p. 3-12).

En la Figura 1.7 se presentan los sistemas de inyección de ozono con venturi.

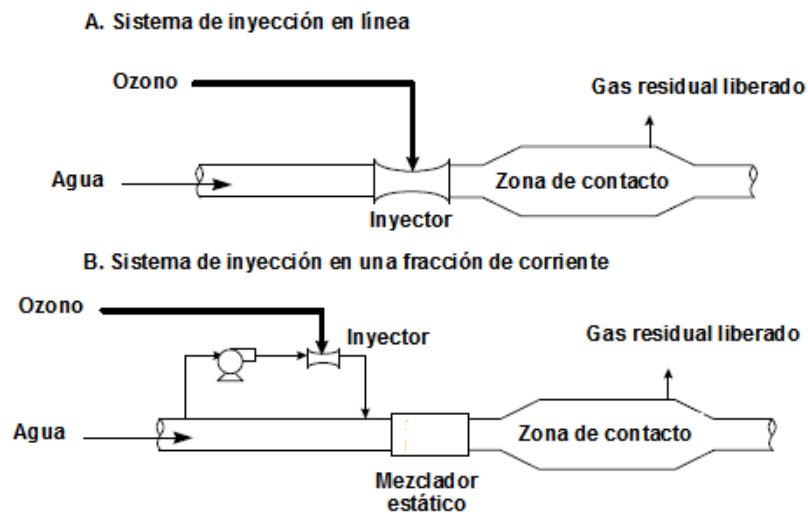


Figura 1.7. Sistemas de inyección de ozono en línea y en fracción de corriente (EPA, 1999, p. 3-12)

1.3.4.3 Sistema de destrucción del gas residual liberado

El ozono generado que no se transfiere al agua es liberado como gas residual y es transportado hacia las unidades de destrucción de ozono, las cuales pueden ser térmicas o catalíticas y están diseñadas con la finalidad de reducir la concentración de ozono a 0,1 ppm o menos, límite establecido por la OSHA para la exposición ocupacional (EPA, 1999, p. 3-14).

1.3.5 PROCESOS DE OXIDACIÓN AVANZADA (POA'S)

Los POA's son procesos en los que se generan radicales hidroxilo ($\cdot\text{OH}$), que reaccionan de manera rápida y no selectiva con la mayoría de compuestos

orgánicos por transferencia de electrones, adición de radical o abstracción de hidrógeno (Stasinakis, 2008, p. 376; Zhou y Smith, 2002, p. 254).

La Tabla 1.1 muestra el potencial redox de las especies oxidantes comúnmente empleadas en el tratamiento de efluentes industriales o aguas residuales (Zhou y Smith, 2002, p. 254).

Tabla 1.1. Potencial redox de los oxidantes comúnmente utilizados en el agua

Especie	Potencial redox (V)
Radical hidroxilo	2,80
Ozono	2,07
Peróxido de hidrógeno	1,78
Permanganato	1,69
Dióxido de cloro	1,56
Cloro	1,36
Oxígeno	1,23

(Zhou y Smith, 2002, p. 254)

Los POA's se emplean en la eliminación de compuestos difíciles de degradar mediante el uso de tratamientos convencionales y su aplicación podría ser utilizada para la mineralización de los contaminantes orgánicos (Stasinakis, 2008, p. 377).

Los POA's se clasifican en procesos fotoquímicos y no fotoquímicos, en dependencia de si se utiliza o no en el proceso luz UV o visible para la generación de radicales hidroxilo. Entre los procesos fotoquímicos más usados se encuentran la fotólisis del agua en el ultravioleta de vacío, la combinación del sistema UV/Ozono, el proceso foto-fenton ($\text{H}_2\text{O}_2/\text{Fe}^{2+}/\text{UV}$), la combinación de UV/ H_2O_2 y la fotocatalisis heterogénea (TiO_2/UV). Entre los procesos no fotoquímicos se encuentran el sistema fenton (Sales de Fe^{2+} y H_2O_2), la oxidación electroquímica, el proceso electrofenton, la combinación de $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$ y la ozonificación en medio alcalino (Domènech, Jardim y Litter, 2001, p. 3; Langlais, Reckhow y Brink, 1991, p. 21, Stasinakis, 2008, p. 380).

Algunas de las ventajas de los POA's se detallan a continuación (Domènech et al., 2001, p. 4):

- La reacción no es selectiva con la mayoría de compuestos orgánicos.
- En general, no se generan subproductos tóxicos
- Se pueden eliminar contaminantes que se encuentran en concentraciones bajas.
- Se puede disminuir la concentración de sustancias tóxicas, no biodegradables o recalcitrantes.
- Se puede mejorar la biodegradabilidad de ciertos efluentes por la reacción de sustancias complejas que generan productos de menor tamaño molecular.
- Se puede alcanzar la oxidación completa de ciertos contaminantes (mineralización).

1.4 TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS ANAEROBIOS

Los procesos biológicos anaerobios se caracterizan por provocar la descomposición de la materia orgánica biodegradable por la acción de microorganismos que trabajan en ausencia de oxígeno. Como producto de este proceso se obtienen lodos, en bajas proporciones, y una mezcla de gases de dióxido de carbono, metano, amoníaco, hidrógeno y sulfuro de hidrógeno, conocida como "biogás". El biogás, producto de la descomposición anaerobia, suele ser empleado como combustible debido a su alta concentración de metano (Campos, Elías y Flotats, 2012, p. 618; Martí, 2002, p. 3; Menéndez y Pérez, 2007, p. 255).

1.4.1 FASES DEL PROCESO ANAEROBIO

El proceso de descomposición anaerobia se lleva a cabo a través de una serie compleja de reacciones bioquímicas, las cuales comprenden las siguientes fases:

hidrólisis, etapa fermentativa o acidogénica, etapa acetogénica y etapa metanogénica (Rodríguez, 2004, p. 3).

En la Figura 1.8 se presentan, de manera esquemática, las distintas fases de un proceso de digestión anaerobia.

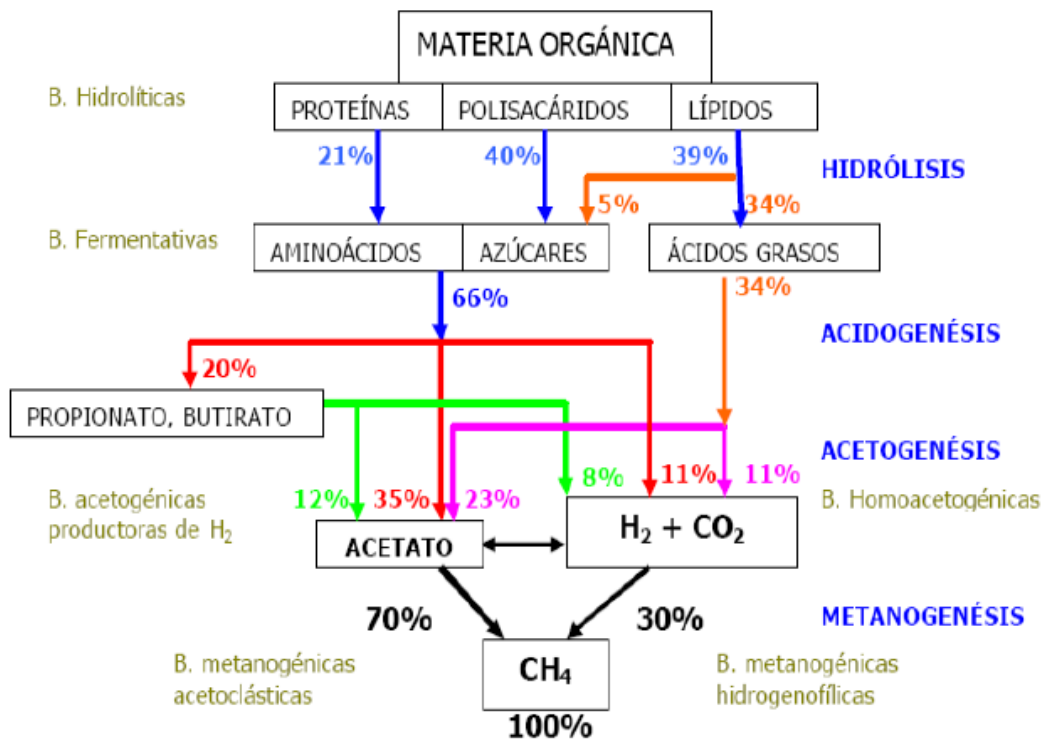


Figura 1.8. Etapas de la digestión anaerobia (Rodríguez, 2004, p. 14)

1.4.1.1 Hidrólisis

Es la etapa del proceso anaerobio en la que se proporcionan los sustratos orgánicos para que el sistema degradativo se lleve a cabo. La eficiencia del proceso depende del tamaño de partícula, la presencia de compuestos orgánicos complejos, el tiempo de residencia, el valor del pH y la temperatura. En esta etapa se producen aminoácidos de alto valor nutricional, vitales para el crecimiento de la población bacteriana (Martí, 2002, pp. 5-6; Sainz, 2007, pp. 287-288)

1.4.1.2 Etapa fermentativa o acidogénica

En esta etapa se produce la fermentación de la materia orgánica soluble, que origina productos como ácido fórmico, ácido acético e hidrógeno, que son utilizados por las bacterias metanogénicas. De manera paralela, se forma ácido butírico, valérico, propiónico, láctico y etanol, los cuales son oxidados por las bacterias acetogénicas en la siguiente etapa (Sainz, 2007, pp. 287-288).

1.4.1.3 Etapa acetogénica

En esta etapa, las bacterias acetogénicas transforman los compuestos complejos como azúcares, aminoácidos y ácidos grasos en productos sencillos como hidrógeno, ácido acético y dióxido de carbono. Estos compuestos son el sustrato necesario para el metabolismo de las bacterias metanogénicas (Marti, 2002, p. 8).

1.4.1.4 Etapa metanogénica

Esta etapa constituye el final del proceso de degradación anaerobia, en la cual los productos obtenidos en la fase acetogénica (ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono) son transformados a metano y agua (Campos et al., 2012, p. 620; Marti, 2002, p. 9).

En las ecuaciones 1.1 y 1.2, Romero (2001), resume el mecanismo de formación de metano a partir de la descomposición del ácido acético y de la reducción del dióxido de carbono, respectivamente (p. 240).

Descomposición del ácido acético



Reducción del dióxido de carbono



1.4.2 CINÉTICA DEL PROCESO BIOLÓGICO ANAEROBIO

En los procesos biológicos anaerobios, la materia orgánica es degradada en diferentes etapas a través de diversas reacciones bioquímicas originadas por la población microbiana presente en el reactor. Los cálculos del crecimiento de los microorganismos y del consumo de los compuestos orgánicos se estudian con base en las hipótesis de Michaelis – Menten y Monod (Mejía, 1996, p. 16; Romero, 2001, p. 203). Las constantes cinéticas se determinan de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$r_s = -\frac{dS}{dt} = \frac{kXS}{K_s+S} = \frac{S_o-S}{\theta} \quad [1.3]$$

Donde:

- r_s : tasa de utilización del sustrato
- k : tasa máxima de remoción de sustrato
- X : concentración de la biomasa
- Θ : tiempo de retención
- S : concentración de sustrato a un tiempo θ
- S_o : concentración inicial del sustrato
- K_s : constante de saturación

Al redistribuir los coeficientes de la ecuación 1.3 se obtiene:

$$\frac{kS}{K_s+S} = \frac{S_o-S}{\theta X} \quad [1.4]$$

Al invertir los términos de la ecuación 1.4 se obtiene:

$$\frac{K_s}{kS} + \frac{1}{k} = \frac{\theta X}{S_o - S} \quad [1.5]$$

Al reescribir la ecuación 1.5 se obtiene:

$$\frac{K_s}{k} \frac{1}{S} + \frac{1}{k} = \frac{\theta X}{S_o - S} \quad [1.6]$$

Elías et al. (2010), mencionó que la concentración de biomasa se puede controlar mediante de la siguiente fórmula propuesta por Monod (p. 629):

$$\frac{1}{\theta} = Y \frac{r_s}{X} - k_d \quad [1.7]$$

Donde:

Y: coeficiente de producción de crecimiento

k_d : tasa de mortalidad de los microorganismos

Al sustituir r_s de la ecuación 1.3 en la ecuación 1.7 se obtiene:

$$\frac{1}{\theta} = -Y \frac{(S_o - S)}{X\theta} - k_d \quad [1.8]$$

De manera que, la determinación de la tasa máxima de crecimiento (μ_m) se realiza mediante el producto del coeficiente de producción de crecimiento (Y) y la tasa de remoción de sustrato (k), definida anteriormente, como se indica en la ecuación 1.9.

$$\mu_m = Y * k \quad [1.9]$$

1.4.3 INFLUENCIA DE LOS PARÁMETROS AMBIENTALES Y OPERACIONALES EN EL TRATAMIENTO ANAEROBIO

1.4.3.1 Nutrientes

Los nutrientes son importantes en el proceso anaerobio para el crecimiento de los microorganismos. Los requerimientos más importantes a nivel nutricional son el carbono, el nitrógeno y el fósforo. Los minerales como azufre, potasio, sodio, calcio, hierro y magnesio, en bajas concentraciones, también son necesarios para el crecimiento de los microorganismos. La relación de los nutrientes está dada por: DQO/N/P: 100,00/1,25/0,25 (Marti, 2002, p. 12; Romero, 2001, p. 255).

1.4.3.2 Carga orgánica

Este parámetro influye de manera determinante en el buen funcionamiento del reactor y corresponde a la cantidad de materia orgánica que es alimentada de manera diaria. Las bajas concentraciones de carga orgánica puede disminuir e interrumpir el crecimiento bacteriano (Sosa, Chao y Del Río, 2002, p. 6).

1.4.3.3 Tiempo de retención

Corresponde al tiempo que permanece el efluente en el interior del reactor. Este tiempo debe ser controlado, puesto que tiempos muy cortos provocan reacciones incompletas, con baja eficiencia y tiempos prolongados producen la fermentación del sustrato produciéndose ácidos (Sosa et al., 2002, p. 6).

1.4.3.4 pH

Las condiciones ideales de pH se encuentran entre 6,5 y 8,5. La producción y la composición del biogás están determinadas por el valor de pH de trabajo. Se

conoce que al trabajar con valores de pH menores a 6,5 se obtiene un gas pobre en metano, que no tendrá cualidades energética adecuadas para utilizarse como combustible (Menéndez y Pérez, 2007, p. 267; Romero, 2001, p. 252).

1.4.3.5 Temperatura

La velocidad de reacción depende del número de los microorganismos involucrados, cuyo crecimiento, depende, a su vez, de las condiciones de temperatura. Según el tipo de microorganismos, existen tres rangos de temperatura de trabajo: psicrófilico ($T \leq 25 \text{ }^\circ\text{C}$), mesófilicos ($25 \text{ }^\circ\text{C} < T \leq 45 \text{ }^\circ\text{C}$) y termófilico ($T \geq 45 \text{ }^\circ\text{C}$) (Marti, 2002, p. 10; Menéndez y Pérez, 2007, p. 267).

Al aumentar la temperatura en el proceso anaerobio, la solubilidad de los gases en el medio líquido disminuye y determina que muchos compuestos tóxicos, como NH_3 y H_2S permanezcan en la fase gaseosa y no contaminen el medio de crecimiento microbiano. El incremento de la temperatura disminuye la viscosidad del medio, lo cual reduce la necesidad de agitación al interior del reactor (Marti, 2002, p. 11).

1.4.3.6 Agitación

Una adecuada agitación al interior del reactor aumenta el contacto entre el sustrato y los microorganismos, favorece la salida de los gases producidos en el proceso de digestión, previene la producción de espumas y evita la sedimentación de sólidos en el reactor. La agitación puede ser mecánica, hidráulica o neumática y debe controlarse que la velocidad con que se suministra asegure una correcta homogeneización, sin afectar a los microorganismos (Marti, 2002, p. 15).

1.4.4 REACTORES ANAEROBIOS

1.4.4.1 Fosa séptica

Las fosas sépticas permiten combinar los procesos de sedimentación y la digestión anaerobia. Este tipo de reactores son los más simples que existen y operan a temperatura ambiente (Sainz, 2007, p. 294). En la Figura 1.9 se presenta un esquema de reactor anaerobio tipo fosa séptica.

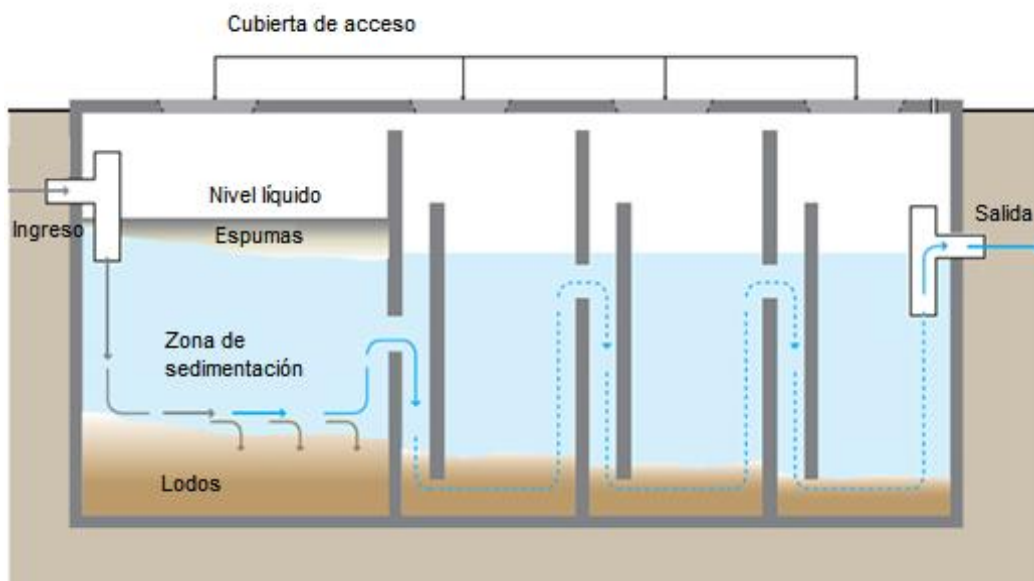


Figura 1.9. Esquema de reactor anaerobio fosa séptica
(Sainz, 2007, p. 294)

1.4.4.2 Digestor de mezcla completa (CSTR)

Es el más sencillo de utilizar a gran escala, consta de un tanque cerrado, agitado y calentado. La agitación al interior del reactor puede realizarse de forma mecánica (mediante hélices o palas), o de manera neumática (mediante la recirculación del biogás bajo presión). Los rendimientos de estos equipos son buenos pero manejan tiempos de retención elevados (Sainz, 2007, p. 295).

1.4.4.3 Reactor de flujo ascendente con lecho de lodos (UASB)

Este tipo de reactores opera de forma continua con flujos ascendentes, es decir, el efluente ingresa por la parte inferior del reactor y sale por la parte superior. En estos reactores, los microorganismos forman flóculos compactos en la parte inferior del reactor. Conforme asciende el líquido tratado, se forma el biogás, el cual permite la agitación del efluente y la sedimentación de los flóculos formados. En la parte superior del reactor, se tiene un sistema de separación trifásico, que permite separar la biomasa, el efluente tratado y el biogás (Sainz, 2007, pp. 296-298).

1.4.4.4 Reactor de lecho fijo

En este tipo de reactores, la biomasa del reactor se encuentra fijada en un soporte sólido y el flujo puede darse de forma ascendente o descendente. Si el flujo es ascendente, el relleno debe ocupar entre el 60 y 70 % del volumen del reactor y se aumenta en un 10 % cuando el flujo es descendente. Este tipo de reactores es estable a cambios en la naturaleza de la materia orgánica presente en el efluente, a sobrecargas o a la presencia de sustancias tóxicas (Sainz, 2007, pp. 299-300).

1.4.5 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL PROCESO ANAEROBIO

A continuación se mencionan las ventajas y desventajas del proceso anaerobio:

1.4.5.1 Ventajas del proceso anaerobio

- Existe una baja producción de lodos, que representa un ahorro en el manejo de subproductos generados en la digestión (Mejía, 1996, p. 20; Ramalho, 2003, p. 504).

- Se produce metano, el cual puede ser recuperado y empleado como combustible (Ramalho, 2003, p. 504)
- No se emplea equipo de aireación, lo que provoca un ahorro energético y económico en la implementación y operación de este tipo de procesos (Mejía, 1996, p. 20; Ramalho, 2003, p. 504).
- Permite el tratamiento de efluentes que poseen una elevada carga orgánica (Mejía, 1996, p. 20).

1.4.5.2 Desventajas del proceso anaerobio

- Debido a la baja tasa de crecimiento de los microorganismos, el arranque de los reactores anaerobios puede ser lento (Rodríguez, 2004, p. 14).
- Genera malos olores, como consecuencia de la producción de H₂S (Ramalho, 2003, p. 504; Rodríguez, 2004, p. 14).
- El efluente tratado, generalmente, requiere la aplicación de procesos posteriores adicionales para ser descargado (Mejía, 1996, p. 20; Ramalho, 2003, p. 504).

2. METODOLOGÍA

2.1 CARACTERIZACIÓN DE LA MUESTRA DEL EFLUENTE DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

El efluente estudiado en el presente trabajo proviene de la descarga de la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) de una industria ecuatoriana productora de tableros de MDF, ubicada en el cantón Latacunga en la provincia de Cotopaxi.

Inicialmente, se recolectaron muestras semanales del efluente descargado durante dos meses consecutivos con la finalidad de estudiar la variación de los parámetros: demanda química de oxígeno (DQO), sólidos totales (ST), sólidos disueltos (SD) y color. Los análisis físico-químicos, correspondientes a estos parámetros, fueron realizados en el Laboratorio de Aguas y Microbiología de la Escuela Politécnica Nacional mediante los métodos LAM/POE/20, LAM/POE/40, LAM/POE/38 y LAM/POE/13, que se presentan en los Anexos I, II, III y IV, respectivamente.

Para determinar de una manera sencilla y efectiva la variación de las características físico-químicas en la descarga del efluente de la PTAR respecto al tiempo, se procedió a construir gráficas de control de cada parámetro. Estos gráficos permitieron determinar la estabilidad de los parámetros mencionados en el efluente muestreado durante el período de toma de muestras seleccionado, para establecer si se presentaban o no variaciones, de acuerdo con el procesamiento realizado u otros factores relacionados con las actividades en planta. En estos gráficos se determinaron límites de alarma (LA) y límites de control (LC). El LA representa una variación estadísticamente no significativa de un parámetro y el LC indica el valor máximo de variación aceptable. Los límites de alarma superior (LAS) e inferior (LAI) se definieron como $(\bar{x} + 2\sigma)$ y $(\bar{x} - 2\sigma)$, y los límites de control superior (LCS) e inferior (LCI) corresponden a $(\bar{x} + 3\sigma)$ y $(\bar{x} - 3\sigma)$ (APHA, AWWA y WEF, 2005, p. 1-9; Hdez, 2005, p. 1).

Con base en las gráficas de control encontradas, se procedió a realizar el muestreo correspondiente

Para la caracterización inicial del efluente se determinó DQO, demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5), color, ST, SD, sólidos sedimentables, sólidos suspendidos (SS), conductividad, turbidez, nitratos, fosfatos y pH. Estos parámetros fueron analizados mediante los métodos adaptados por el Laboratorio de Aguas y Microbiología de la Escuela Politécnica Nacional, tal y como se detalla en los procedimientos descritos en los Anexos comprendidos entre el I y el XII.

2.2 DETERMINACIÓN DEL TIEMPO DE SEDIMENTACIÓN Y FILTRACIÓN PARA LA REMOCIÓN DE SÓLIDOS SEDIMENTABLES

Para la determinación del tiempo de sedimentación y filtración para el proceso de remoción de sólidos sedimentables se emplearon los siguientes materiales:

- Cono de sedimentación Imhoff de 1L
- Diez vasos de precipitación de 1L
- Pipeta volumétrica de 100 mL
- Kitasato de 500 mL
- Papel filtro cualitativo, cuya membrana es de 22 μm de poro
- Tanque de acero inoxidable de 40x20x40 cm

Para las pruebas de sedimentación y filtración se utilizaron los siguientes equipos:

- Bomba de vacío, EMERSON, 1/3 HP, 17 225 RPM
- Cronómetro, SUNWAY; precisión: 0,01 s

El análisis de sólidos sedimentables, suspendidos, totales y disueltos se realizó con base en los métodos LAM/POE/39, LAM/POE/38 y LAM/POE/40, respectivamente.

Para el análisis de sólidos sedimentables, se desarrolló el siguiente procedimiento:

- Se midió 1 L de efluente y se colocó en el cono Imhoff de 1 L.
- Se midieron los sólidos sedimentables a diferentes tiempos (0, 5, 10, 15, 20, 30, 45, 60, 120 y 140 min) y los resultados se reportaron en mL/L.

Para determinar el tiempo de sedimentación de los sólidos presentes en el efluente, se siguieron los pasos del procedimiento descrito a continuación:

- Se midieron 10 L de efluente y se distribuyeron en 10 vasos de precipitación de capacidad de 1 L, cada uno.
- En el tiempo 0 min, se tomó una alícuota de 200 mL del sobrenadante del primer vaso y se determinaron los sólidos totales, suspendidos y disueltos.
- Se repitió el paso anterior para los tiempos de 5, 10, 15, 20, 30, 45, 60 y 120 min, para los diferentes vasos de precipitación y los resultados se reportaron en mg/L.
- Una vez determinado el tiempo de sedimentación, se procedió a colocar todo el efluente en un tanque de acero inoxidable de 40x20x40 cm.
- La fase líquida se filtró al vacío con la ayuda de un kitasato, una bomba de vacío y papel filtro.
- Posteriormente, se determinaron los sólidos totales, suspendidos y disueltos en la muestra filtrada.

2.3 DETERMINACIÓN DE LA DOSIS DE OZONO CON RELACIÓN A LA CARGA CONTAMINANTE EN UN SISTEMA A ESCALA DE LABORATORIO, QUE PERMITA DISMINUIR LOS VALORES DE DQO, DBO₅, CONDUCTIVIDAD, COLOR Y TOC

Después de remover los sólidos presentes en el efluente, se procedió a tratarlo por ozonificación. Con este propósito, se utilizaron los equipos y reactivos que se detallan a continuación:

- Generador de ozono, PHILAQUA, modelo BMT 802M
- Bomba peristáltica, Fisher, modelo 3389
- Reactor de vidrio (pyrex) con difusor poroso de 250 mL
- Tanque de oxígeno de 6 m³
- Recolector de ozono residual de 80 mL
- pHmetro JENWAY, modelo 3510
- Hidróxido de calcio, grado ACS, marca Baker
- Antiespumante, DC Antifoam 707

Los procedimientos para la operación del generador PHILAQUA, modelo BTM 802 M y para la determinación de la producción y consumo de ozono se exponen en los Anexos XIII y XIV, respectivamente.

Para el tratamiento de ozonificación, se empleó un generador de ozono y una bomba peristáltica. La bomba mantuvo un flujo de reciclo constante a 219 mL/min en un tratamiento continuo en contra-corriente, que permitió mejorar la eficiencia del proceso. Para evaluar la eficiencia del tratamiento, se tomaron muestras a intervalos de tiempos definidos a lo largo de 1,5 h.

En la Figura 2.1 se presenta el sistema de ozonificación empleado para el tratamiento del efluente a escala de laboratorio.

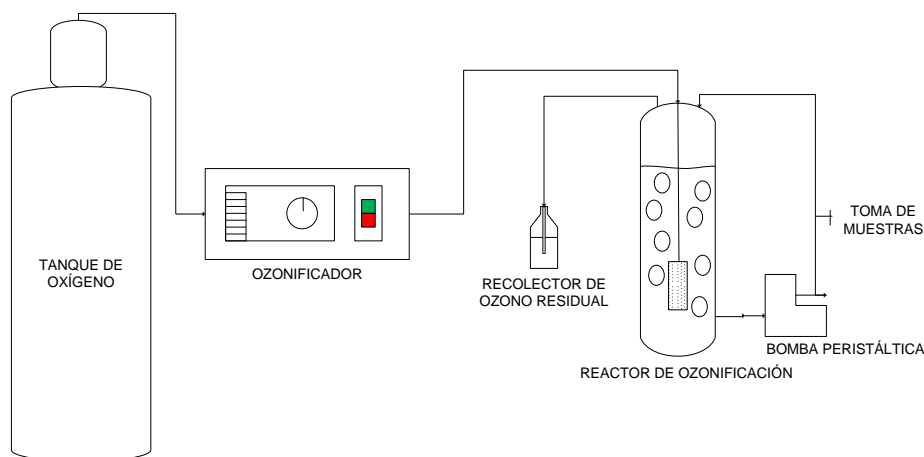


Figura 2.1. Esquema del sistema de ozonificación utilizado a escala de laboratorio

Para tratar el efluente, los parámetros que se fijaron en el sistema de ozonificación fueron los siguientes:

- Presión: 0,5 bar
- Flujo de Oxígeno: 0,6 L/min
- Producción de ozono: 2,5 g/h
- Caudal de recirculación: 219 mL/min
- Volumen de muestra: 100 mL

Para determinar las mejores condiciones de tratamiento con ozono para este tipo de efluente, se establecieron como variables el tiempo de ozonificación y el valor de pH. Se ajustó el valor del pH mediante el empleo de hidróxido de calcio. El tratamiento se realizó con un volumen de 100 mL de muestra a tres diferentes valores de pH: 5,0; 7,0 y 8,5. En cada ensayo, se tomaron muestras de efluente a diferentes tiempos: 0,0; 2,5; 5,0; 10,0; 15,0; 30,0; 60,0 y 90,0 min. En todos los casos, se determinó la DQO y a los tiempos de 0, 15 y 30 min, se determinó, además, el Carbono Orgánico Total (TOC), mediante el método estandarizado descrito en el Anexo XV, para establecer la cantidad de materia orgánica mineralizada en el proceso de ozonificación.

El ensayo se realizó por triplicado y una vez determinado el valor de pH con el cual se obtuvo la mayor remoción de DQO, se repitió el tratamiento en una nueva muestra del efluente a los mismos tiempos indicados anteriormente, pero se completaron los análisis con la determinación de los parámetros de DQO, color, conductividad, turbidez y variación de pH.

Posteriormente, se analizaron los parámetros de TOC y DBO₅ al inicio del proceso y al tiempo de ozonificación para el cual se encontraron las mayores remociones de contaminantes.

Debido a la presencia de sustancias formadoras de espuma (tensoactivos), fue necesario añadir antes de iniciar el tratamiento con ozono, 300 µL de un antiespumante a la muestra para evitar la formación de espuma.

2.4 DETERMINACIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA EN EL REACTOR ANAEROBIO A ESCALA DE LABORATORIO QUE PERMITA DISMINUIR LOS VALORES DE DQO, DBO₅, CONDUCTIVIDAD, COLOR Y TOC

Para el ensayo de tratamiento biológico en el reactor anaerobio, se emplearon los siguientes materiales:

- Mangueras de ½ " de diámetro
- Pinza mohr
- Reactor de lecho fijo multicámara de dos fases
- Recipientes plásticos de 20 L
- Bomba peristáltica, Fisher, modelo 3389

Las pruebas del proceso biológico a escala de laboratorio se llevaron a cabo en un reactor multicámara de lecho fijo con una capacidad de 1,3 L y dividido en tres cámaras de igual tamaño. Al interior del reactor se utilizó piedra pómez y zeolita

como soportes de lecho fijo, para el crecimiento de los microorganismos anaerobios.

El reactor fue diseñado en el Laboratorio de Aguas y Microbiología de la Escuela Politécnica Nacional y un esquema del mismo se presenta en la Figura 2.2.

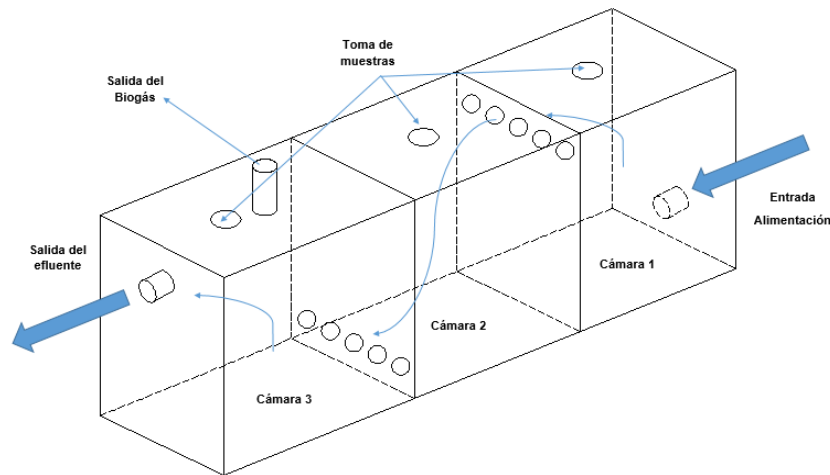


Figura 2.2. Reactor anaerobio multicámara de lecho fijo diseñado y construido en el Laboratorio de Aguas y Microbiología de la EPN
(Flores, 2012, p. 60)

Se colocó en la cámara 1 solo piedra pómez, con el fin de permitir un rápido crecimiento de bacterias acidogénicas. La cámara 2 contenía una combinación de piedra pómez y zeolita y la cámara 3 solo zeolita, que debido a su alta porosidad promueve el crecimiento bacteriano (Montalvo, 2012, p. 2; Figueroa, Certucha, Burgos, Monge y Almendariz, 2012, p. 2).

Se puso en funcionamiento el reactor anaerobio con una cantidad de inóculo correspondiente al 10 % del volumen activo del reactor, el 90 % restante fue acondicionado con el efluente industrial (Figueroa et al., 2012, p. 3). Para el inicio del proceso en el reactor anaerobio, el efluente industrial debía cumplir una relación entre DQO y nitratos de 80 y entre DQO y fosfatos de 400, en caso de no cumplir este requerimiento era necesario la adición de nitratos y fosfatos al efluente (Marti, 2002, p. 12; Romero, 2001, p. 255)

El volumen activo del reactor fue de 700 mL, por lo que se preparó un inóculo correspondiente a 70 mL de agua proveniente del Río Machángara. Este inóculo fue mezclado junto con el efluente recolectado en la descarga de la planta de tratamiento de la empresa de aglomerado. El sistema fue sellado completamente para evitar el ingreso de aire, el cual podía afectar el proceso de degradación anaerobia.

En la presente investigación, el reactor operó sin reciclo y a un flujo continuo de 0,5 mL/min. Se tomaron muestras diarias del efluente tratado para determinar si se observaban disminuciones del valor de la DQO, 24 h después del arranque del reactor.

El agua de alimentación se colocó en un recipiente a un nivel superior del reactor anaerobio, para que el efluente ingresara por gravedad de manera continua. Mediante el uso de una pinza mohr se reguló el flujo a 0,5 mL/min.

Una vez alcanzado el estado estacionario, se colocó una bomba peristáltica para regular y mantener un flujo de alimentación constante. En la Figura 2.3 se observa el sistema de tratamiento biológico sin reciclo, en el que se evaluaron la concentración de biomasa y la remoción de sustrato al interior del reactor, mediante la variación de la cantidad de sólidos suspendidos volátiles (SSV) y la determinación de DBO_5 . Los datos obtenidos de la variación de SSV y la concentración de DBO_5 a diferentes flujos de alimentación: 20, 40, 50, 60 y 70 mL/min permitieron obtener las constantes cinéticas para los microorganismos, que se emplearon en el dimensionamiento del reactor.

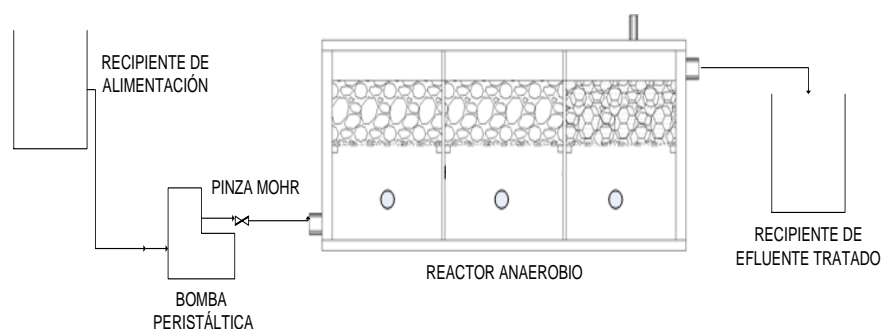


Figura 2.3. Esquema del reactor anaerobio en el estado estacionario

Se efectuó el tratamiento a diferentes flujos de alimentación (20, 40, 50, 60 y 70 mL/min) y se evaluó la DQO en todos los casos. Esta determinación permitió encontrar el caudal que permitía la mayor remoción en el mejor tiempo. Una vez definido este flujo, a estas condiciones se analizaron los parámetros de DQO, color, conductividad, turbidez, pH, Carbono Orgánico Total (TOC) y DBO₅ en el efluente de salida.

Para establecer cuál de los procesos, el de ozonificación o el tratamiento biológico anaerobio, sería el que daría inicio al tratamiento del efluente de la planta productora de tableros de MDF, se procedió a comparar estos procesos, en forma independiente, con base en el porcentaje de remoción de DQO.

2.5 DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE RECIRCULACIONES ENTRE EL SISTEMA DE OZONIFICACIÓN Y EL REACTOR ANAEROBIO PARA DISMINUIR LOS VALORES DE DQO, DBO₅, CONDUCTIVIDAD, COLOR Y TOC

Una vez determinadas las mejores condiciones de los procesos de ozonificación y biológico anaerobio y el tratamiento que daría inicio al sistema, se procedió a combinarlos. Una vez que el efluente fue tratado en el primer proceso combinado, se recirculó para ingresar nuevamente al tratamiento. Este proceso se repitió por cinco ocasiones. Para medir los parámetros de DQO, DBO₅, TOC, pH, turbidez, color y conductividad, se tomaron muestras del efluente tratado cada vez que salía del reactor anaerobio e ingresaba al sistema de ozonificación.

La Figura 2.4 representa la combinación del sistema de ozonificación con el reactor biológico anaerobio.

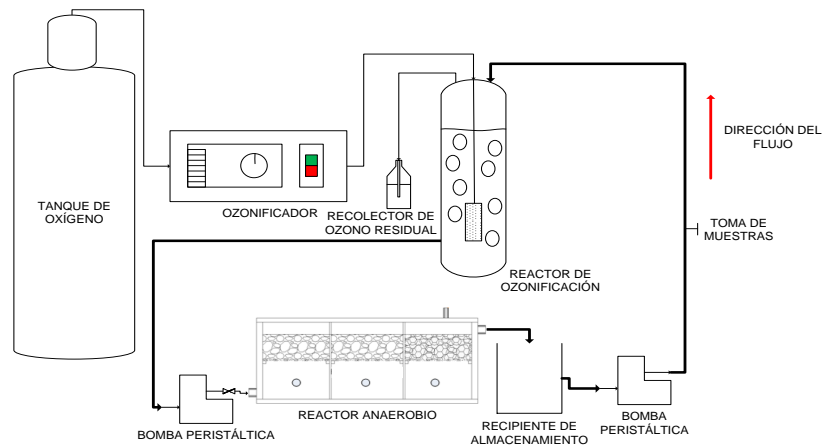


Figura 2.4. Combinación del sistema de ozonificación y el reactor anaerobio

2.6 DISEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO QUE COMBINA LOS PROCESOS DE SEDIMENTACIÓN, OZONIFICACIÓN Y TRATAMIENTO BIOLÓGICO

2.6.1 DISEÑO DEL SEDIMENTADOR Y FILTRO

Con base en los resultados obtenidos en la sección 2.2, se calculó el tamaño del sedimentador para la remoción de los sólidos presentes en el efluente.

Para el dimensionamiento del sistema de filtración se empleó un filtro de lechos de grava o arena, debido a su bajo costo de implementación y mantenimiento. A nivel industrial este tipo de filtros representa una alternativa económica y eficiente para remover los sólidos suspendidos que no son removidos por la sedimentación (Fonfría y Ribas, 1989, p. 46).

2.6.2 DISEÑO DEL REACTOR DE OZONIFICACIÓN

Con base en los resultados obtenidos después del desarrollo de los procedimientos descritos en la sección 2.3, se calculó el tiempo de residencia

necesario para el dimensionamiento del reactor de ozonificación. El equipo debería constar de un sistema de alimentación de aire filtrado y seco, un generador de ozono y difusores porosos para la alimentación de ozono.

2.6.3 DISEÑO DEL REACTOR BIOLÓGICO

Con base en los resultados obtenidos, mediante la ejecución de los procedimientos descritos en la sección 2.4, se calculó el volumen del reactor biológico anaerobio de acuerdo con las constantes cinéticas y el tiempo de residencia acorde con el flujo de alimentación.

2.7 DETERMINACIÓN DE LOS COSTOS DE IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA PROPUESTA

Para la estimación de los costos de la implementación de la planta que combina los procesos de sedimentación, filtración, ozonificación y biológico para tratar el efluente generado por la industria productora de tableros de MDF, se emplearon los resultados obtenidos en la sección 2.6, con base en las cotizaciones provistas por diferentes empresas y casas comerciales dedicadas al suministro de materiales y equipos para implementación de plantas de tratamiento de aguas residuales se determinó el costo de los insumos.

Para los costos generales de implementación y mantenimiento de la planta se estimó la depreciación de los equipos en un periodo de 10 años y la contratación de un ingeniero de campo y tres operarios.

Con los datos de la potencia requerida por los equipos seleccionados, se estimó el consumo y el costo de la energía eléctrica para la operación de la planta propuesta.

3. RESULTADOS

3.1 CARACTERIZACIÓN DE LA MUESTRA DEL EFLUENTE DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

Para caracterizar el efluente industrial fue necesario realizar diferentes gráficos de control para establecer la variación de los parámetros de DQO, ST, SD y color en diferentes muestras de efluente recolectadas.

3.1.1 GRÁFICOS DE CONTROL DE PARÁMETROS FÍSICO-QUÍMICOS DEL EFLUENTE

En las Figuras 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4 se presenta la variabilidad de los parámetros de DQO, ST, SD y color, respectivamente, en muestras tomadas entre los meses de julio y septiembre del año 2012.

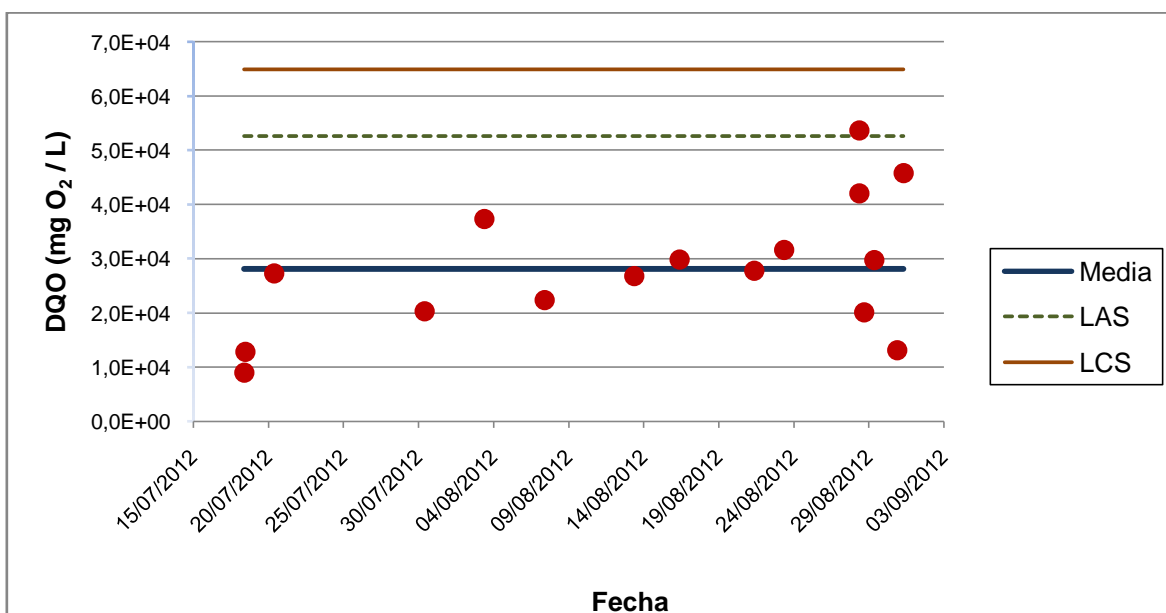


Figura 3.1. Gráfico de control de DQO del efluente de una industria productora de tableros MDF

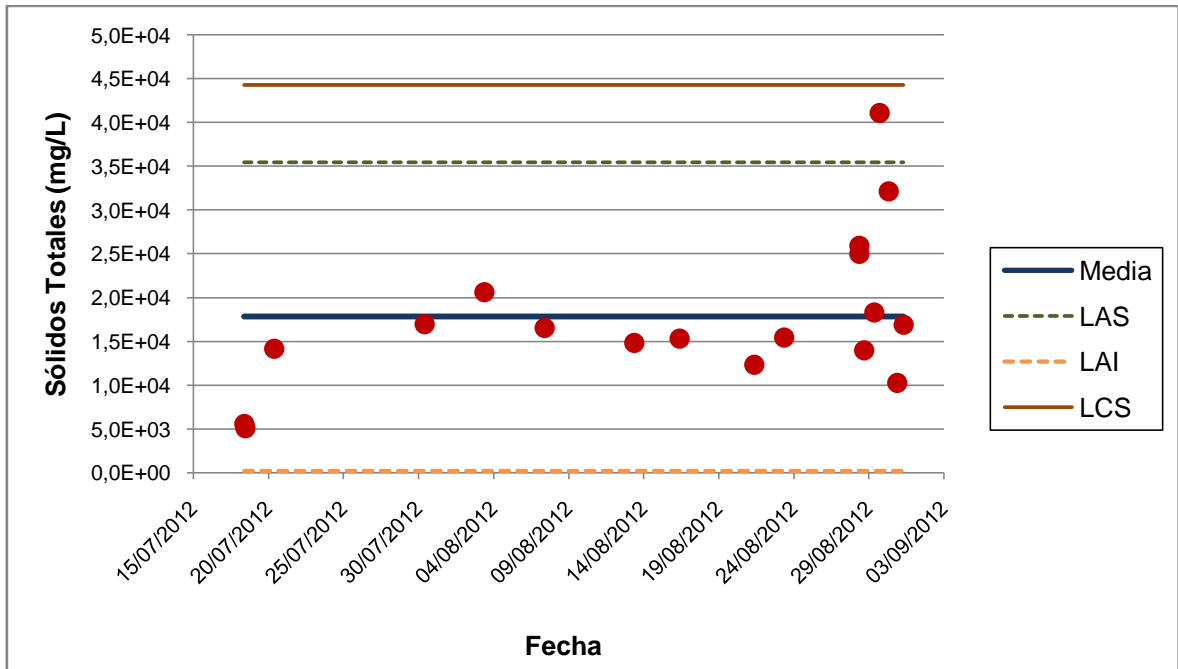


Figura 3.2. Gráfico de control de ST del efluente de una industria productora de tableros MDF

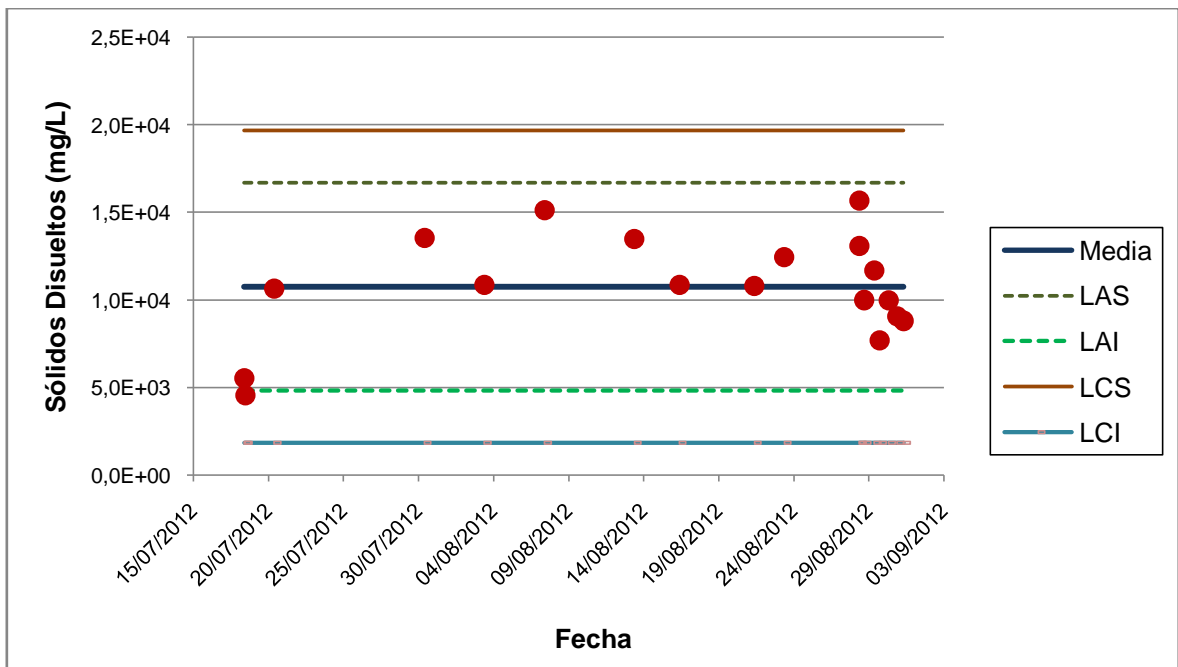


Figura 3.3. Gráfico de control de SD del efluente de una industria productora de tableros MDF

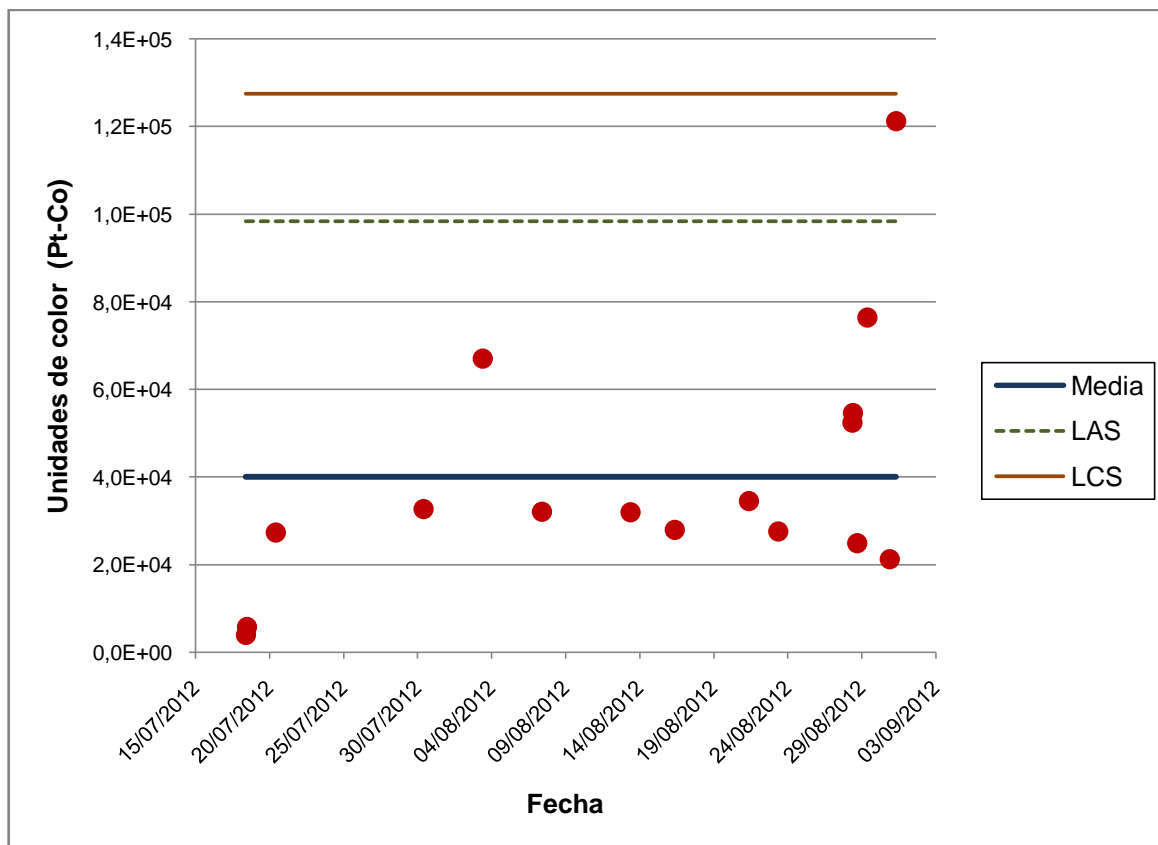


Figura 3.4. Gráfico de control de color del efluente de una industria productora de tableros MDF

En las Figuras 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4 se observa que los valores reportados para cada parámetro se encuentran bajo el límite de alarma superior (LAS), lo que evidencia que los parámetros no presentaron variaciones significativas en las diferentes fechas de muestreo. Los procesos desarrollados en la planta son continuos y no presentan cambios en los parámetros analizados en el efluente, por consiguiente el muestreo se podía realizarse cualquier día pues esto no influye en la concentración del contaminante. Para obtener una muestra representativa del efluente descargado por la PTAR de la industria productora de tableros de MDF se tomaron 9 L cada hora durante el lapso de 24 h (Orellana, 2005, p. 5; Salvo, 2010, p. 30).

3.1.2 CARACTERIZACIÓN FÍSICO-QUÍMICA DEL EFLUENTE

En la Tabla 3.1 se reportan los resultados obtenidos de la caracterización físico-química del efluente de descarga de la PTAR para tres muestras tomadas en diferentes meses de trabajo.

Tabla 3.1. Análisis físico-químico del efluente industrial recolectado con relación a los límites de descarga al alcantarillado público

Parámetro	Unidad	Muestra 1 04/09/2012	Muestra 2 16/10/2012	Muestra 3 20/11/2012	Promedio	Límite permisible*
Color	Unid. Pt-Co	1,8E+04	1,6E+04	2,3E+04	2,0E+04 ± 2,5E+03	---
Turbidez	NTU	1,5E+04	1,4E+04	9,9E+03	1,3E+04 ± 2,9E+03	20,0
DQO	mg O ₂ /L	3,9E+04	4,1E+04	3,6E+04	3,9E+04 ± 2,2E+03	500,0
DBO ₅	mg O ₂ /L	5,1E+03	5,4E+03	15,1E+03	5,2E+03 ± 1,9E+02	250,0
Sólidos totales	mg/L	2,1E+04	2,3E+04	2,3E+04	2,3E+04 ± 1,5E+03	1 600,0
Sólidos sedimentables	mL/L	150,00	140,00	155,00	148,00 ± 7,64	20,0
Sólidos disueltos	mg/L	8,8E+03	8,7E+03	8,0E+03	8,5E+03 ± 4,2E+02	---
Sólidos suspendidos	mg/L	1,2E+04	1,5E+04	1,5E+04	1,4E+04 ± 1,7E+03	220,0
Nitratos	mg /L	452,86	515,71	489,78	486,12 ± 31,59	---
Fosfatos	mg /L	243,28	187,50	230,37	220,38 ± 29,20	---
Conductividad	μS/cm	2,8E+03	3,0E+03	2,7E+03	2,9E+03 ± 1,5E+02	---
pH	-	4,99	5,90	5,67	5,52 ± 0,47	5,00 - 9,00

*(TULSMA, 2005, p. 326.)

Del análisis de los datos de la Tabla 3.1, se observa que los parámetros de turbidez, DQO, DBO₅, ST, sólidos sedimentables, SS no cumplen con la normativa nacional vigente y exceden el límite permisible para cada parámetro. Para este tipo de efluentes, el valor de pH se encuentra dentro de los límites permisibles, sin embargo muy cerca del límite inferior, por lo que si al ser tratado descende el valor de pH, es probable que incumpla con la normativa y se requiera un ajuste posterior al tratamiento.

La relación de biodegradabilidad del efluente (DBO_5/DQO) es de 0,13, la cual indica la existencia de compuestos refractarios a la depuración biológica. Debido a la alta concentración de compuestos no degradables mediante el empleo de tratamientos biológicos, es necesario el empleo de métodos físico-químicos (Menéndez y Pérez, 2007, p. 82).

3.2 RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN Y FILTRACIÓN

3.2.1 ANÁLISIS DEL TRATAMIENTO DE SEDIMENTACIÓN

En la Tabla 3.2 se presentan los resultados obtenidos en las pruebas de sedimentación realizadas con las muestras del efluente, en los cuales se observa que el volumen de sólidos sedimentables aumenta de manera proporcional al tiempo de residencia del efluente en el cono Imhoff.

Tabla 3.2. Concentración de sólidos sedimentables a diferentes tiempos de sedimentación

Tiempo (min)	Sólidos sedimentables (mL/L)
0	0,00 ± 0,00
5	2,33 ± 0,29
10	8,33 ± 1,53
15	24,67 ± 2,08
20	96,67 ± 7,64
30	160,00 ± 5,00
45	166,67 ± 5,77
60	203,33 ± 5,77
120	271,67 ± 7,64
140	271,67 ± 7,64

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

A los 120 min de sedimentación, se encuentra que la concentración de sólidos sedimentables corresponde al mismo valor que se obtiene al dejar sedimentar el efluente durante 140 min, lo que significa que la sedimentación total de las partículas presentes en la muestra del efluente se produce en 120 min.

A su vez, se analizaron los sólidos suspendidos en el sobrenadante del efluente sedimentado a diferentes tiempos.

En la Tabla 3.3, se muestran los resultados obtenidos en la sedimentación del efluente.

Tabla 3.3. Concentración de sólidos suspendidos en la fase sobrenadante del efluente

Tiempo (min)	Sólidos suspendidos (mg/L)	Remoción de sólidos (%)
0	14 327,19 ± 1745,19	0,00
5	12 010,96 ± 1359,20	16,17
10	10 857,76 ± 767,41	24,22
15	8 975,71 ± 693,64	37,35
20	8 238,01 ± 494,59	42,50
30	6 252,51 ± 285,46	56,36
45	4 403,04 ± 288,98	69,27
60	3 327,06 ± 208,73	76,78
120	2 486,67 ± 182,84	82,64

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

En la Tabla 3.3, se observa que la concentración de sólidos suspendidos en la fase sobrenadante disminuye mientras transcurre el tiempo de sedimentación debido a que la mayoría de sólidos presentes en la muestra del efluente precipitan por su tamaño y diferencia de densidad (Fonfría y Ribas, 1989, p. 98).

El índice de Willcomb permite determinar el diámetro de los flóculos formados en el proceso de sedimentación con base en la comparación visual entre los flóculos observados durante el ensayo y los tamaños de flóculos expuestos en la

Figura 3.5 (Vargas, 2005, p. 243). Los flóculos presentes en el efluente tenían diámetros entre 1,0 y 1,5 mm.

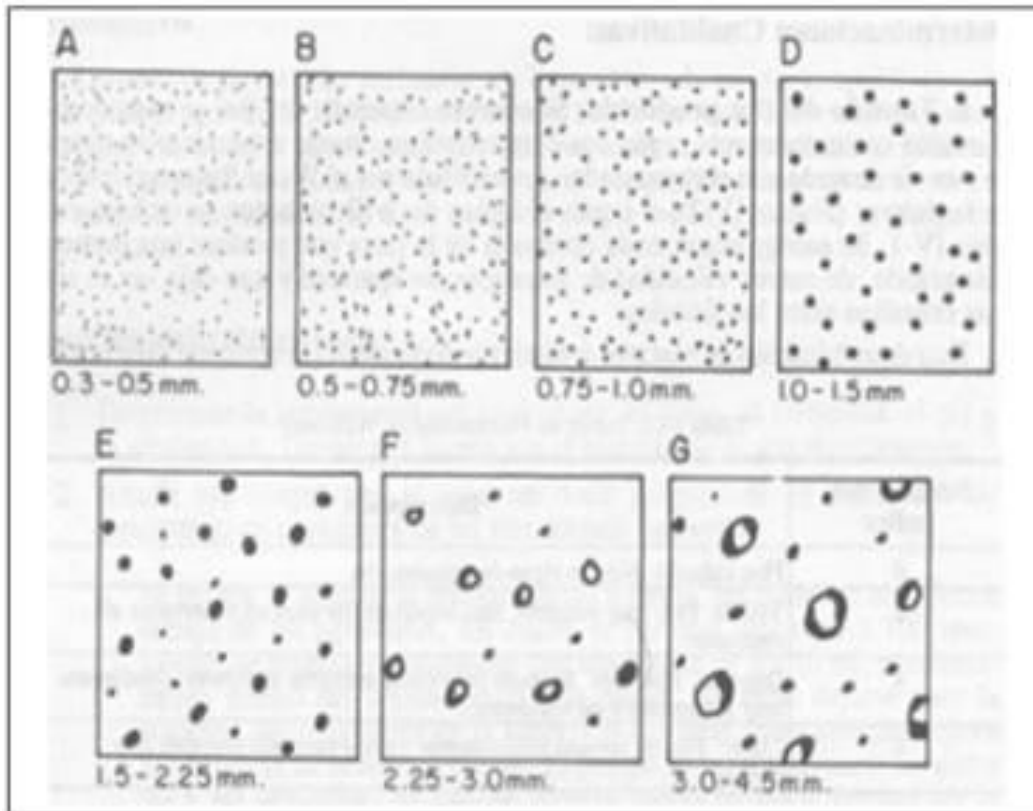


Figura 3.5. Comparador del tamaño de flóculos según el índice de Willcomb (Vargas, 2005, p. 243)

3.2.2 RESULTADOS DE LA PRUEBA DE FILTRACIÓN

Para disminuir aún más la concentración de partículas suspendidas en el efluente, se realizó una filtración a escala de laboratorio, mediante el uso de una membrana de 22 μm de poro, para la remoción de la materia en suspensión que no fue removida en el proceso de sedimentación.

Los resultados de la filtración de la muestra del efluente, después de la sedimentación se reportan en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4. Concentración de sólidos suspendidos de la fase sobrenadante del proceso de sedimentación

Etapas	Sólidos suspendidos (mg/L)
Efluente No Filtrado	2486,67 ± 182,84
Efluente Filtrado	1 499,63 ± 184,88

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

De los resultados obtenidos, se observa que aproximadamente el 40% de los sólidos en suspensión presentes en el efluente se logra remover mediante la filtración.

Los procesos primarios de sedimentación y de filtración permitieron reducir la concentración de sólidos suspendidos en un 90 %.

En la Tabla 3.5 se presentan los valores de los parámetros físico-químicos del efluente obtenido luego de la sedimentación y la filtración.

Tabla 3.5. Parámetros físico-químicos del efluente sedimentado y filtrado

Parámetro	Valor
DQO inicial (mg O ₂ /L)	38 833,33
DQO final (mg O ₂ /L)	20 966,70
% Remoción de DQO	46,01
pH	5,09
Conductividad (μS/cm)	2 650,00
Turbidez (NTU)	3 200
DBO ₅ (mg O ₂ /L)	4 833,33
Sólidos suspendidos (mg/L)	1 499,63

Una alternativa para filtrar este tipo de efluentes a escala industrial es el uso de un filtro de arena (Barrientos, Tello, Tito y Palomino, 2009, p. 5).

3.3 PRUEBAS DE OZONIFICACIÓN

Para las pruebas realizadas en el reactor de ozonificación, se trabajó con tres valores de pH: 5,0; 7,0 y 8,5. En la Tabla 3.6 y en la Figura 3.6, se muestra el efecto de la variación de pH en el tratamiento con ozono del efluente industrial sobre el valor de la DQO.

Al comparar los valores obtenidos en los tres casos, se observa que existe una variación en la concentración de DQO durante los primeros 30 min de ozonificación, luego de este tiempo, los valores de DQO tienden a permanecer constantes a lo largo del tratamiento de aplicación de ozono.

A valores de pH de 7,0 y 8,5, el valor de DQO no muestra una tendencia definida, posiblemente debido a la formación de peróxido de hidrógeno, el cual interfiere en la medición de DQO. Esto se debe a que el peróxido reacciona con el dicromato de potasio empleado en la determinación de DQO, lo cual produce mediciones erróneas del valor de este parámetro (Langlais et al., 1991, p. 15; Lee, Lee, Kim, Sohn y Lee, 2011, p. 382).

Tabla 3.6. Resultados de la variación de DQO al ozonificar el efluente industrial a diferentes valores de pH

pH (inicial)	5,0	7,0	8,5
Tiempo (min)	DQO (mg O ₂ /L)		
0,0	20 966,7 ± 960,9	20 966,7 ± 960,9	20 966,7 ± 960,9
2,5	19 366,7 ± 832,7	20 766,7 ± 416,3	20 900,0 ± 871,8
5,0	16 966,7 ± 208,2	19 400,0 ± 300,0	24 200,0 ± 300,0
10,0	15 200,0 ± 100,0	19 566,7 ± 305,5	20 166,7 ± 351,2
15,0	14 266,7 ± 305,5	18 066,7 ± 208,2	27 133,3 ± 251,7
30,0	13 133,3 ± 351,2	17 533,3 ± 305,5	20 833,3 ± 208,2
60,0	12 366,7 ± 550,8	18 133,3 ± 208,2	19 933,3 ± 351,2
90,0	11 766,7 ± 351,2	18 100,0 ± 100,0	19 900,0 ± 360,6
pH (final)	4,4	6,1	5,8

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

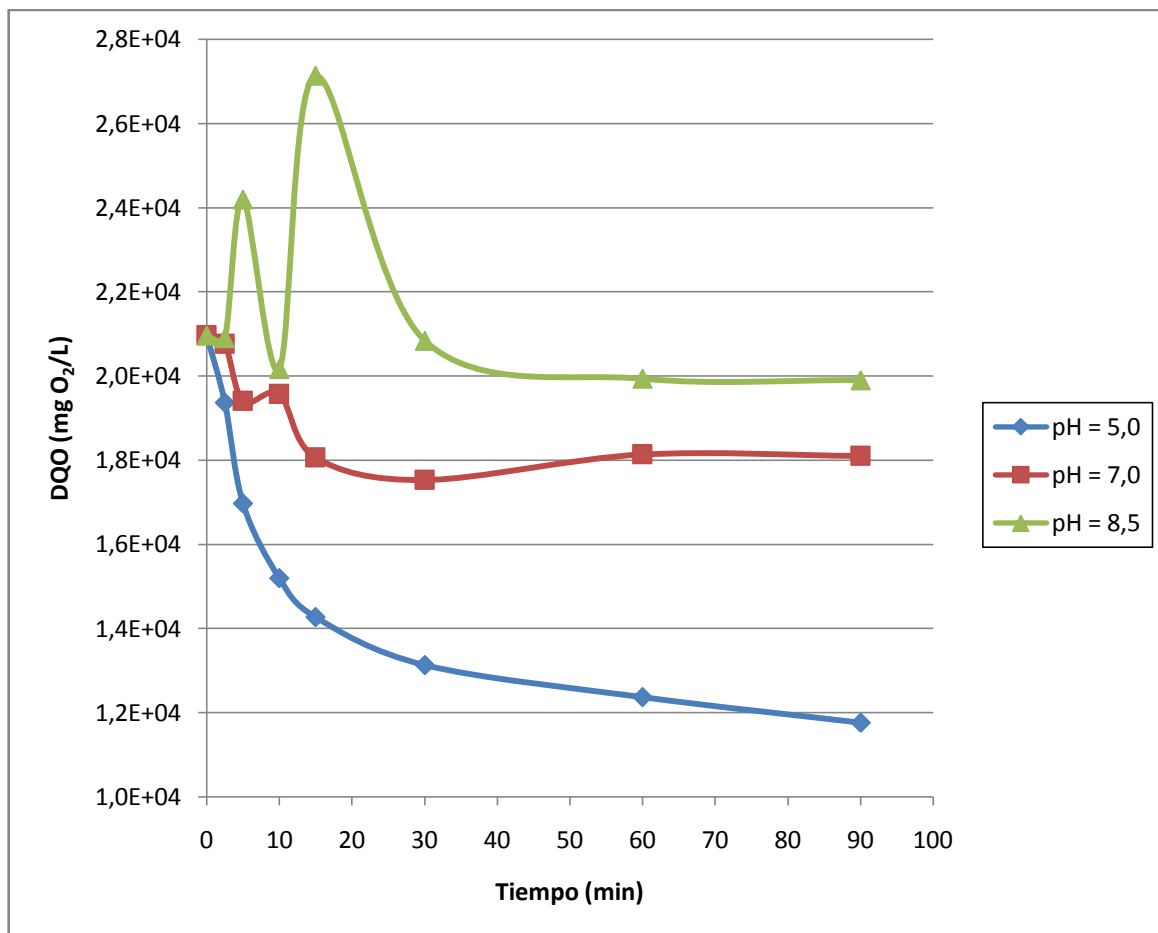


Figura 3.6. Variación de DQO al ozonificar el efluente de una industria de tableros de MDF previamente sedimentado y filtrado a diferentes valores de pH

Para evaluar el efecto del pH sobre la disminución de la concentración de los contaminantes en el efluente, se midió la variación del TOC. En la Tabla 3.7 y en la Figura 3.7, se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 3.7. Resultados de la variación de TOC al ozonificar el efluente industrial proveniente de una empresa productora de tableros de MDF a diferentes valores de pH

pH	5,0		7,0		8,5	
	TOC (mg/L)	Remoción de TOC (%)	TOC (mg/L)	Remoción de TOC (%)	TOC (mg/L)	Remoción de TOC (%)
0,0	8 118,7	0,00	8 118,7	0,00	8 118,7	0,00
15,0	4 127,7	49,16	4 103,3	49,46	3 986,2	50,90
30,0	4 117,6	49,28	4 056,7	50,03	3 950,3	51,34

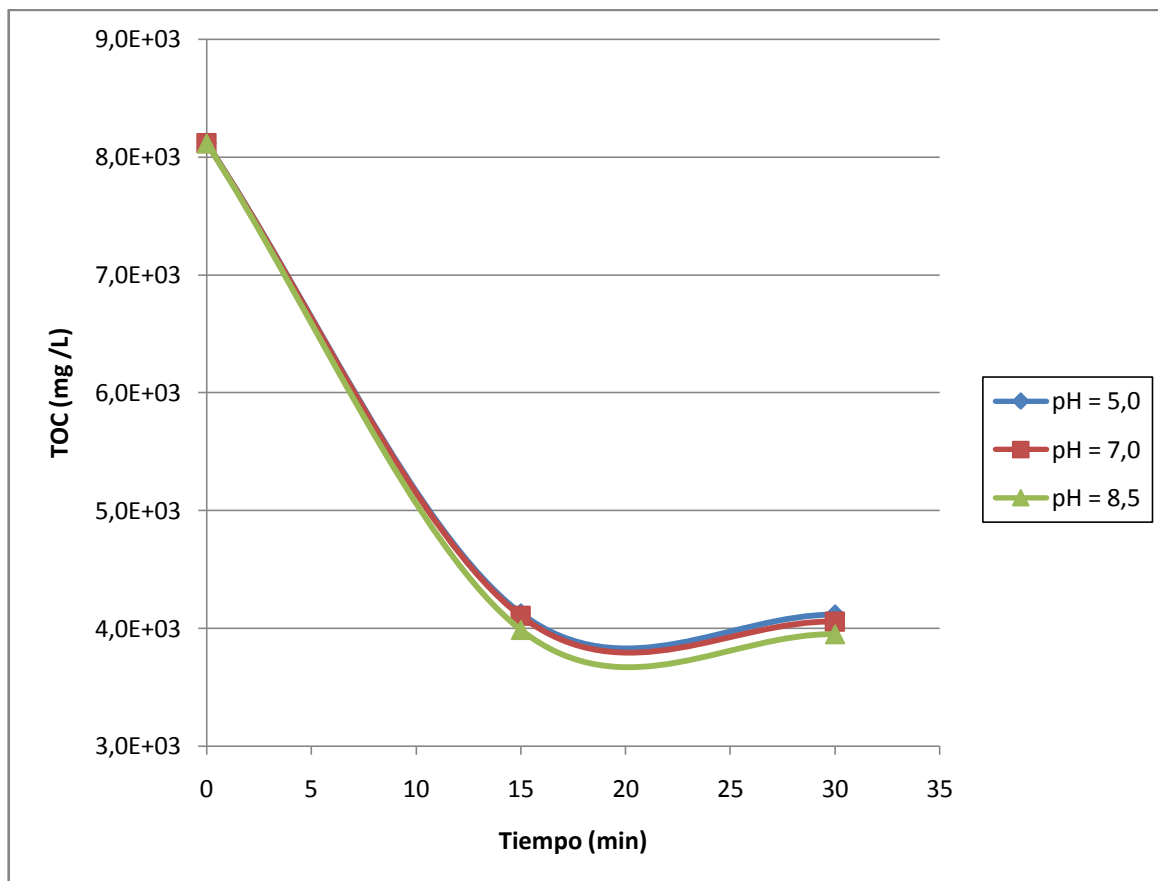


Figura 3.7. Variación del TOC al ozonificar el efluente proveniente de una productora de tableros de MDF a diferentes valores de pH

Al comparar las Figuras 3.6 y 3.7, se observa que a partir de los 15 min de tratamiento, a pH = 5,0 las variaciones de DQO y TOC son mínimas. Probablemente, esto se debe a la presencia de elementos recalcitrantes, que inhiben el rendimiento y la acción oxidante del ozono (Ramírez, Hernández, Ortiz y Alonso, 2002, p. 1-2; Rodríguez et al., 2008, p. 28).

Se puede observar que para los tres valores de pH de trabajo, existe una disminución del valor del TOC durante los primeros 15 min de tratamiento, esto se explica debido a que el ozono permite degradar la materia orgánica presente en el efluente y alcanzar de esta manera la mineralización de ciertos compuestos (Gottschalk, Libra y Saupe, 2010, p. 30).

En la Figura 3.7 se encuentra que para las tres condiciones de trabajo, el valor del TOC es similar, por esta razón se realizó un análisis estadístico en el programa

STATGRAPHICS, para determinar la influencia del pH en el proceso de ozonificación. Un ejemplo se presenta en el Anexo XVI.

Los resultados obtenidos muestran que el valor del pH no es un factor que tiene un efecto significativo en la degradación de la materia orgánica del efluente, con un 95 % de nivel de confianza. Con base en estos resultados se seleccionó como pH de trabajo para la ozonificación el valor de 5,0, para evitar su modificación en el proceso de tratamiento. Además, los datos experimentales de la curva obtenida a pH = 5,0 en la Figura 3.5, muestran que es suficiente tratar el efluente por un lapso de 10 min.

En la Tabla 3.8, se presentan los valores de los parámetros físico-químicos del efluente tratado al aplicar ozono bajo las mejores condiciones determinadas en las experimentaciones anteriores, esto es un tiempo de ozonificación de 10 min a un valor de pH = 5,0.

Tabla 3.8. Medición de los parámetros físico-químicos en el efluente de la empresa productora de tableros MDF al aplicar ozono a un valor inicial de pH = 5,0 durante 10 min

Parámetro	Valor
DQO inicial (mg O ₂ /L)	20 966,70
DQO final (mg O ₂ /L)	15 200,00
% Remoción de DQO	27,50
pH final	4,90
Conductividad (μS/cm)	3 176,67
Turbidez (NTU)	2 133,33
DBO ₅ (mg O ₂ /L)	3 472,22
TOC (mg/L)	4 111,83
Color (Unid. Pt-Co)	11 000,00
Biodegradabilidad (DBO ₅ /DQO)	0,22

Una vez tratado el efluente mediante el proceso de ozonificación, los compuestos son oxidados y se logra disminuir el parámetro de DQO. Esto permite aumentar el valor de la biodegradabilidad del efluente que va a ingresar al tratamiento biológico de 0,13 a 0,22.

3.4 PRUEBAS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

Para dar inicio al tratamiento en un reactor anaerobio, el efluente de alimentación debería presentar una relación entre DQO y nitratos de 80 y entre DQO y fosfatos de 400 (Romero, 2001, p. 255). El efluente inicial presentaba un valor promedio de DQO de 38 833,33 mgO₂/L, lo que significaba que se requerían como mínimo 485 mg/L de nitratos y 97 mg/L de fosfatos para promover un adecuado desarrollo microbiano. En la Tabla 3.1 se observa que el valor promedio de nitratos fue de 486,12 mg/L y el de fosfatos fue de 220,38 mg/L, por lo que no fue necesario añadir nutrientes para el arranque del reactor anaerobio.

3.4.1 ARRANQUE DEL REACTOR ANAEROBIO A ESCALA DE LABORATORIO

Para dar inicio al proceso de arranque del reactor anaerobio fue necesario inyectar un inóculo, es decir, introducir los microorganismos para garantizar el inicio del tratamiento.

Se procedió a la carga de 70 mL (10 % del reactor) del producto de masificación al interior del reactor anaerobio, que provenía de una muestra de agua del río Machángara; el volumen restante del reactor fue completado con el efluente industrial inicial (sin tratamientos de sedimentación y filtración), debido a que este efluente cumplía con los requerimientos nutricionales para un buen crecimiento microbiano. El reactor operó sin recirculación, con un flujo de alimentación de 0,5 mL/min para asegurar que el tiempo de contacto de la biomasa con el sustrato fuera suficiente para la multiplicación de los microorganismos (Castillo, Cristancho y Arellano, 2003, p. 18; Lara, Noyola y Guyot, 1995, p. 1).

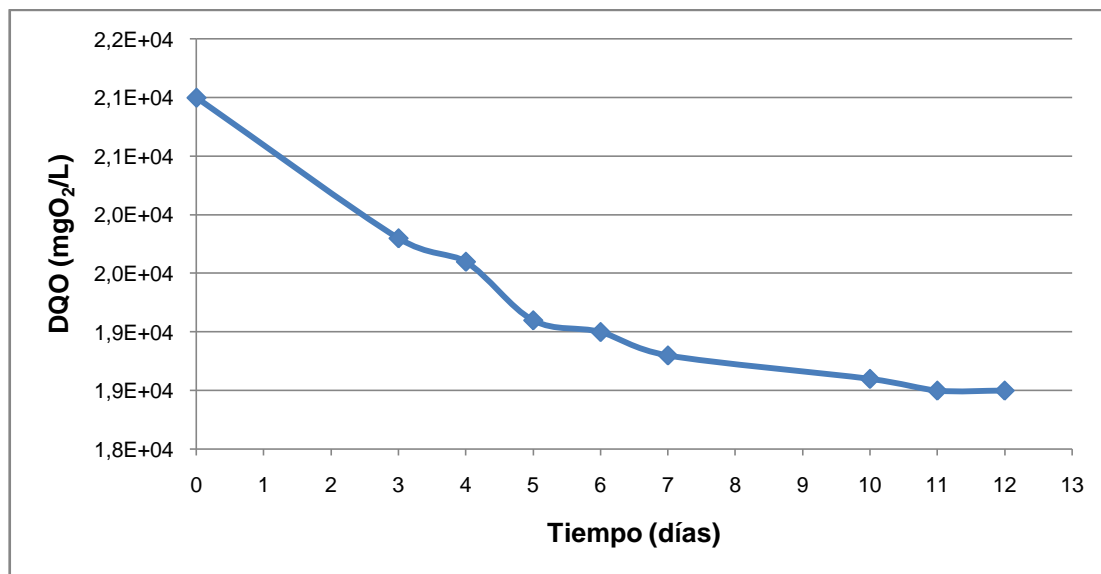


Figura 3.8. Variación de DQO en la estabilización del reactor anaerobio a escala de laboratorio

En la Figura 3.8 se observa la variación de DQO durante el proceso de acondicionamiento de la biomasa en el reactor anaerobio, con un caudal de alimentación de 0,5 mL/min. De los resultados obtenidos se concluye que el crecimiento microbiano fue favorable por la apreciable disminución del valor de DQO.

El tiempo de estabilización establecido para este tipo de proceso, en general el arranque de un reactor anaerobio tarda entre 0 y 25 días. El tiempo de estabilización obtenido fue de 11 días, valor que se encuentra dentro del rango establecido. Este tiempo pudo darse debido a la buena compatibilidad entre el inóculo y la biomasa (Montalvo, 2012, p. 3; Fernández, Carballa, Omil y Lema, 2007, p. 593; Romero, 2001, p. 205).

3.4.2 DETERMINACIÓN DE LAS CONSTANTES CINÉTICAS DEL REACTOR ANAEROBIO

Una vez que el sistema alcanzó el estado estacionario, se alimentó al reactor el efluente sin tratar y se determinaron los valores de DBO₅ y sólidos suspendidos

volátiles (SSV) para diferentes tiempos de residencia. La determinación de estos parámetros permitió obtener las constantes cinéticas del proceso anaerobio, mediante el modelo cinético de Michaelis – Menten. Este modelo permite estudiar la cinética del proceso de digestión anaerobia con microorganismos inmovilizados en un reactor de lecho fijo (Borja, Alba, Martín y Mancha, 1999, p. 87).

En la Tabla 3.9 se reporta el tiempo de residencia hidráulico y la concentración de la biomasa en el reactor, expresada como SSV.

Tabla 3.9. Concentración de biomasa en el reactor anaerobio a diferentes tiempos de residencia para un DBO_5 inicial de 5 456 $\text{mg O}_2/\text{L}$

Caudal (mL/min)	DBO_5 final S ($\text{mg O}_2/\text{L}$)	Tiempo de residencia Θ (min)	SSV X (mg/L)
60	4 378	11,67	3 400,0
50	4 334	14,00	3 637,5
40	4 290	17,50	4 350,0
20	4 202	35,00	4 650,5

Con los datos de la Tabla 3.9 y las ecuaciones de la sección 1.5.3, se lograron determinar las constantes cinéticas del proceso de tratamiento anaerobio. Estos términos se presentan en la Tabla 3.10.

Tabla 3.10. Valores obtenidos para la determinación de las constantes cinéticas

$\frac{1}{S} \left(\frac{\text{mgDBO}_5}{\text{L}} \right)^{-1}$	$\frac{1}{\Theta} (\text{min}^{-1})$	$\frac{S_0 - S}{X\Theta} \left(\frac{\text{mgDBO}_5}{\text{mgSSV} \cdot \text{min}} \right)$	$\frac{X\Theta}{S_0 - S} \left(\frac{\text{mgSSV} \cdot \text{min}}{\text{mgDBO}_5} \right)$
2,28E-04	0,09	0,03	36,80
2,31E-04	0,07	0,02	45,39
2,33E-04	0,06	0,02	65,29
2,38E-04	0,03	0,01	129,80

Con los valores reportados en la Tabla 3.10 se elaboraron las Figuras 3.9 y 3.10 que permiten la determinación de las constantes cinéticas: En la Figura 3.8, k (tasa máxima de utilización del sustrato) y K_s (constante de saturación del

sustrato) y en la Figura 3.9, los valores de las constantes Y (coeficiente de producción de crecimiento), k_d (coeficiente de respiración endógena) y μ_m (tasa máxima de crecimiento).

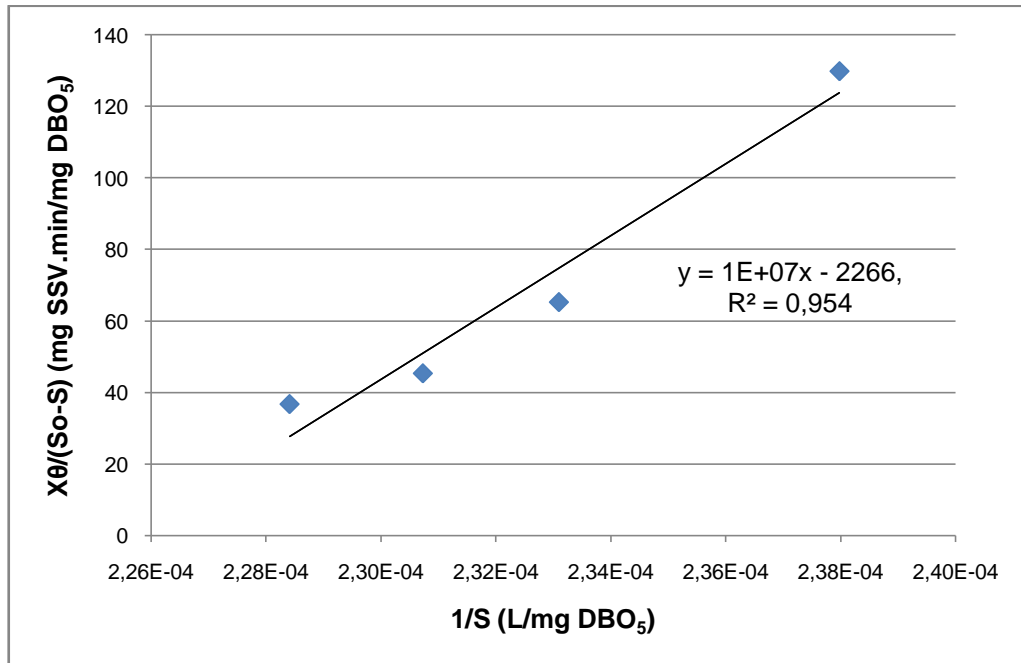


Figura 3.9. Gráfico para la obtención de las constantes de tasa máxima de utilización del sustrato (k) y de saturación del sustrato (K_s) en el reactor anaerobio

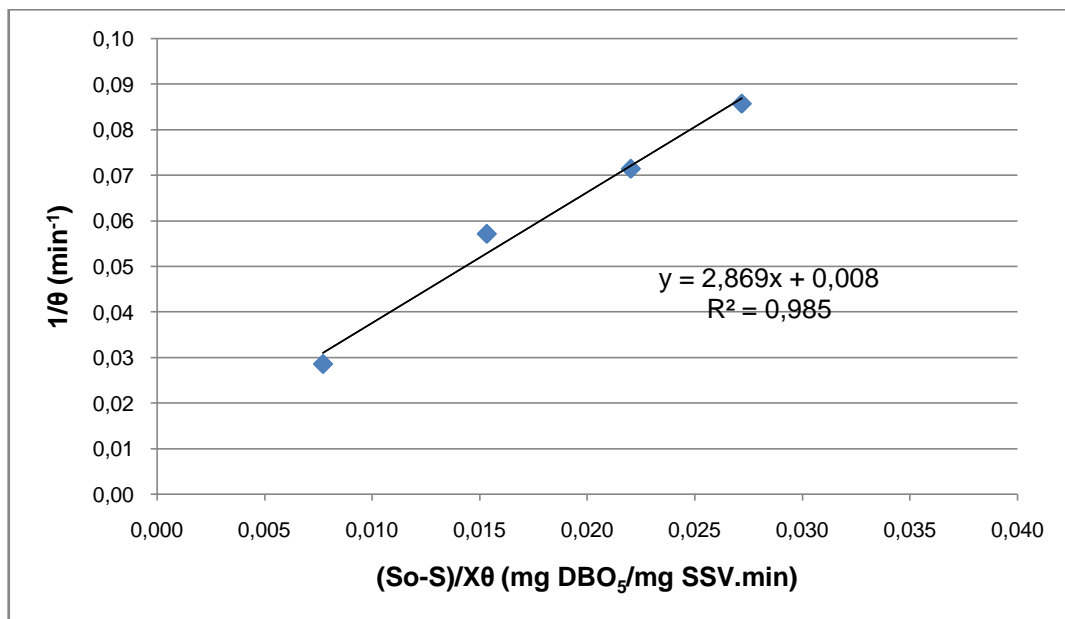


Figura 3.10. Gráfico para la obtención de las constantes de crecimiento (Y) y de respiración endógena (k_d) de los microorganismos en el reactor anaerobio

Del análisis de las Figuras 3.9 y 3.10, se puede concluir que los resultados obtenidos presentan una tendencia lineal $R^2 > 0,95$. Para la determinación de las constantes k y K_s en la Figura 3.9 se empleo la ecuación 1.6 y de las constantes Y y k_d en la Figura 3.10 se empleo la ecuación 1.8.

Los valores obtenidos, de manera experimental, de las constantes cinéticas del proceso anaerobio del efluente industrial se detallan en la Tabla 3.11.

Las constantes cinéticas dependen del sistema de estudio, es decir, del tipo de microorganismos, la cantidad y el tipo de nutrientes alimentados, del tipo de sustrato y de la temperatura. Las constantes cinéticas determinadas en este estudio son propias de la masa microbiana del efluente industrial generado por la empresa de producción de tableros MDF, cuyos efluentes se utilizan en este trabajo. Estas constantes, presentadas en la Tabla 3.10, se pueden utilizar para el diseño de un reactor anaerobio de lecho fijo para el tratamiento de los efluentes de esta industria y de aquellas que presenten similares características físico-químicas.

Tabla 3.11. Constantes cinéticas obtenidas con el modelo de Michaelis – Menten para el reactor anaerobio a escala de laboratorio

Parámetro	Unidad	Valor
k	$\frac{\text{mgDBO}_5}{\text{mgSSV} \cdot \text{min}}$	4,4E-04
	$\frac{\text{mgDBO}_5}{\text{mgSSV} \cdot \text{día}}$	0,64
K_s	$\frac{\text{mgDBO}_5}{\text{L}}$	4,4E+03
$Y_{x/s}$	$\frac{\text{mgSSV}}{\text{mgDBO}_5}$	2,87
k_d	min^{-1}	0,01
	día^{-1}	11,52
μ_m	min^{-1}	1,2E-03
	día^{-1}	1,82

3.4.3 INFLUENCIA DEL FLUJO DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR ANAEROBIO EN LA DESCONTAMINACIÓN DEL EFLUENTE

Para las pruebas realizadas en el reactor biológico anaerobio, se trabajó con el efluente sedimentado y filtrado, Se desarrollaron pruebas a cinco valores diferentes de caudal de alimentación: 20, 40, 50, 60 y 70 mL/min. En la Tabla 3.12 y en la Figura 3.11 se muestra el efecto de la variación del caudal sobre la remoción de los contaminantes en este tratamiento.

Tabla 3.12. Variación de DQO al tratar el efluente industrial a diferentes caudales de alimentación

Caudal (mL/min)	Tiempo de residencia (min)	DQO (mg O ₂ /L)
---	0	24 500,0 ± 360,6
70	10,00	22 433,3 ± 351,2
60	11,67	21 200,0 ± 360,6
50	14,00	19 933,3 ± 251,7
40	17,50	19 266,7 ± 208,2
20	35,00	18 366,7 ± 305,5

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

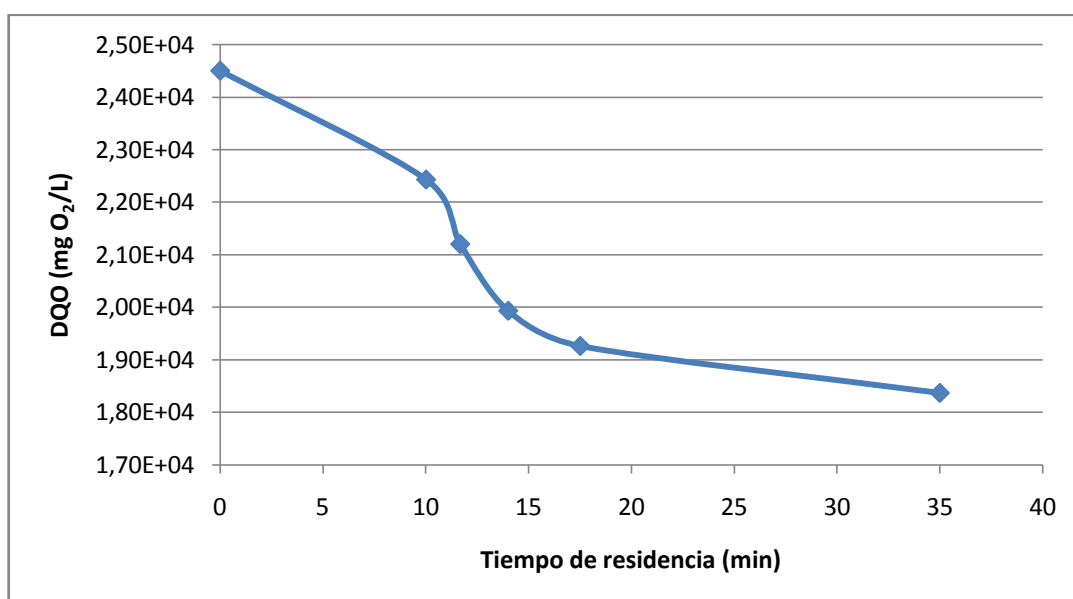


Figura 3.11. Variación de DQO al tratar el efluente a diferentes caudales de alimentación

En la Figura 3.11 se puede observar que conforme el flujo de alimentación al reactor anaerobio disminuye, es decir, conforme el tiempo de residencia del efluente aumenta, el valor de DQO disminuye. El tiempo de residencia es uno de los aspectos más importantes para el control y el buen funcionamiento de los reactores biológicos anaerobios, sin embargo, largos tiempos de operación provocan deficiencias en el proceso digestivo (Sosa et al., 2002, p. 6). En la Tabla 3.12 y en la Figura 3.11 se observa que, bajo las condiciones experimentales utilizadas en este trabajo, un flujo de 20 mL/min permitió remover la mayor cantidad de DQO en el efluente proveniente de una industria de aglomerados.

En la Tabla 3.13 se reportan los valores de los parámetros físico-químicos obtenidos en el efluente luego de ser tratado en el digestor biológico con un caudal de alimentación de 20 mL/min.

Tabla 3.13. Valores de parámetros físico-químicos en el efluente al aplicar el tratamiento biológico con un caudal de alimentación de 20 mL/min

Parámetro	Valor
DQO inicial (mg O ₂ /L)	24 500,00
DQO final (mg O ₂ /L)	18 366,67
% Remoción de DQO	25,03
pH	4,82
Conductividad (μS/cm)	3 126,67
Turbidez (NTU)	2 166,67
DBO ₅ (mg O ₂ /L)	3 583,33
TOC (mg/L)	7 345,80
Color (Unid. Pt-Co)	10 633,33
Biodegradabilidad (DBO ₅ /DQO)	0,20
Tiempo de residencia (min)	35,00

Los resultados obtenidos en el tratamiento biológico presentan disminución en los parámetros, sin embargo estos valores no logran cumplir con la normativa, por esta razón es necesario combinar el tratamiento de ozonificación con el biológico para lograr de esta manera disminuir la carga contaminante del efluente.

3.5 COMPARACIÓN ENTRE OZONIFICACIÓN Y TRATAMIENTO BIOLÓGICO PARA ESTABLECER EL INICIO DE LA COMBINACIÓN DE LOS PROCESOS EN EL TRATAMIENTO DEL EFLUENTE

Para evaluar el efecto individual de cada proceso sobre la disminución del valor de DQO, se comparó el porcentaje de remoción obtenido a diferentes tiempos en el tratamiento con ozono y en el reactor biológico. Esta comparación se muestra en la Figura 3.12.

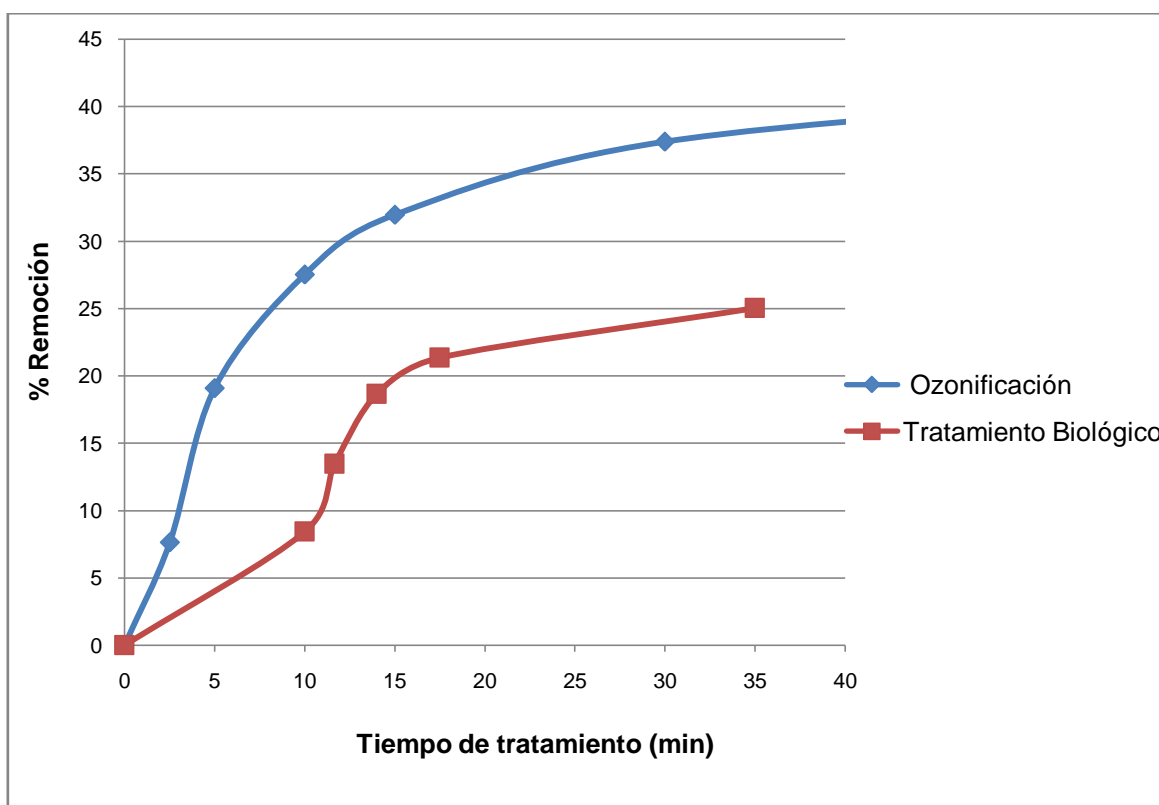


Figura 3.12. Porcentaje de remoción de DQO del efluente tratado en el proceso de ozonificación y en el proceso biológico

Se observa que el tratamiento con ozono, en las muestras del efluente industrial, presenta una mayor remoción de DQO a diferentes tiempos de tratamiento con relación al porcentaje obtenido al tratar directamente el efluente en el reactor biológico.

A diferencia del proceso biológico, el ozono oxida más rápido los taninos, la lignina, la celulosa y los fenoles, los transforma en compuestos de menor tamaño molecular con grupos funcionales como ácidos o aldehídos, los cuales son más fáciles de tratar mediante un sistema biológico (Bornhardt y Diez, 2000, p. 1; Domènech et al., 2001, p. 4; García et al., 2011, p. 6).

Por estas razones, se eligió el proceso de ozonificación para dar inicio al tratamiento que combina los sistemas de ozonificación y digestión biológica anaerobia.

3.6 PRUEBAS DE TRATAMIENTO CON LA COMBINACIÓN DE OZONIFICACIÓN Y TRATAMIENTO BIOLÓGICO EN UN PROCESO CÍCLICO

Con los resultados obtenidos en las pruebas precedentes y, una vez que se determinó que el proceso de arranque del tratamiento era la ozonificación, se hicieron pruebas con los sistemas combinados, bajo las condiciones que se establecieron como las mejores, en cada caso, para la degradación de los contaminantes en el efluente industrial proveniente de la fabricación de tableros de MDF. La ozonificación se llevó a cabo a un pH = 5, durante 10 min y el proceso biológico a un caudal de 20 mL/min.

La combinación cíclica de los procesos permitió obtener un mayor porcentaje de remoción de DQO, que el correspondiente a cada tratamiento, de manera individual, debido a la oxidación y a los cambios estructurales que se presentan en los compuestos orgánicos, en cada etapa del proceso (Di laconi, 2011, p. 63).

En las Tablas 3.14 y 3.15 se presenta la variación de DQO, DBO₅, TOC, biodegradabilidad (DBO₅/DQO), color, turbidez, conductividad y pH del efluente a lo largo de cinco recirculaciones en el sistema que combina los tratamientos propuestos.

Tabla 3.14. Variación de DQO, DBO₅, TOC y biodegradabilidad del efluente a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia

		DQO(mg O ₂ /L)	DBO ₅ (mg O ₂ /L)	TOC(mg/L)	Biodegradabilidad
RECIRCULACIÓN	0	21 300,00 ± 754,98	6 111,11 ± 240,56	8 165,93 ± 41,27	0,29
	1	12 466,67 ± 321,46	3 125,00 ± 208,33	2 684,65 ± 69,22	0,25
	2	8 450,00 ± 409,27	2 708,33 ± 208,33	1 819,68 ± 88,13	0,32
	3	5 200,00 ± 264,58	1 458,33 ± 208,33	1 119,80 ± 56,98	0,28
	4	2 400,00 ± 200,00	1 041,67 ± 208,33	516,83 ± 43,07	0,43
	5	933,33±57,74	611,11±104,86	200,99 ± 12,43	0,65

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

Tabla 3.15. Variación de color, turbidez, conductividad y pH del efluente a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia

		Color (Unid. Pt-Co)	Turbidez (NTU)	Conductividad (μ S/cm)	pH
RECIRCULACIÓN	0	22 200,00 ± 655,74	3 033,33 ± 152,75	2 865,67 ± 225,58	5,17 ± 0,15
	1	10 000,00 ± 500,00	2 066,67 ± 152,75	2 893,67 ± 162,02	4,76 ± 0,09
	2	6 033,33 ± 305,51	1 566,67 ± 251,66	1 342,00 ± 245,10	4,68 ± 0,08
	3	3 500,00 ± 264,58	733,33 ± 57,74	944,80 ± 61,64	4,43 ± 0,06
	4	1 366,67 ± 208,17	433,33 ± 57,74	618,87 ± 38,34	4,21 ± 0,10
	5	266,67 ± 57,74	133,33 ± 57,74	359,20 ± 15,84	3,92 ± 0,08

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

En las Figuras 3.13, 3.14, 3.15, y 3.16 se presentan las variaciones de DQO, DBO₅, TOC y color, respectivamente, del efluente a lo largo de cinco recirculaciones en el sistema que combina la ozonificación y el tratamiento biológico.

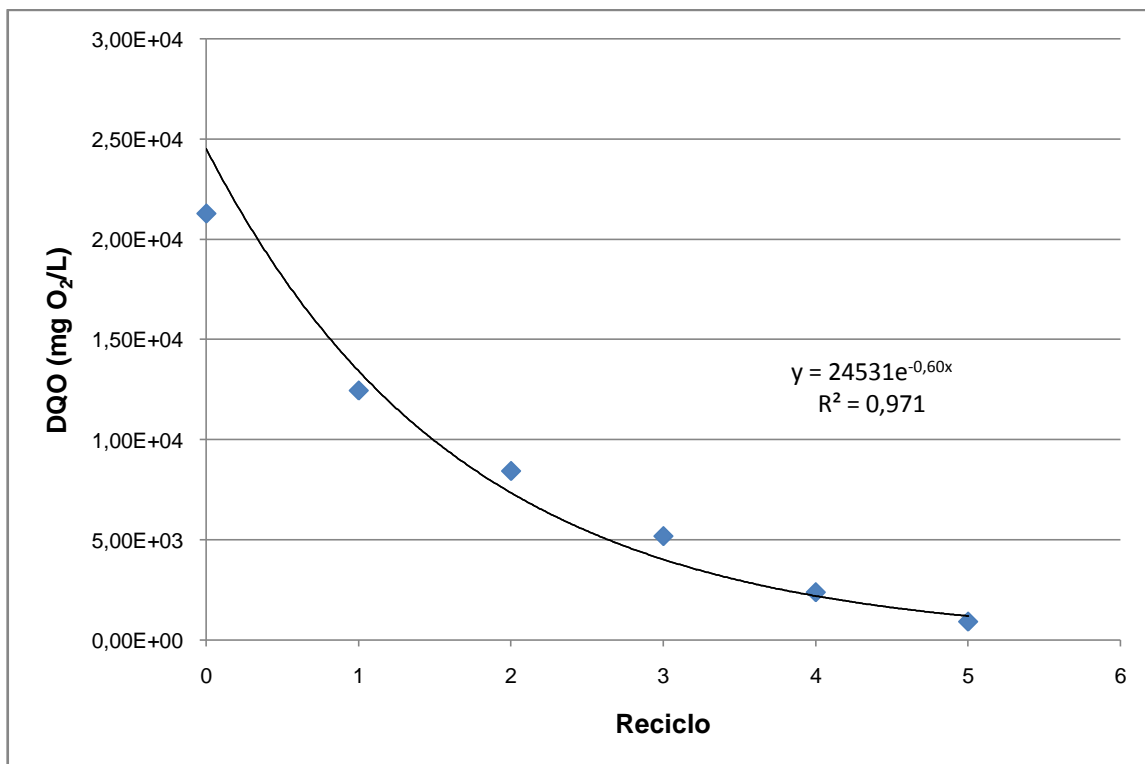


Figura 3.13. Variación de DQO a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia

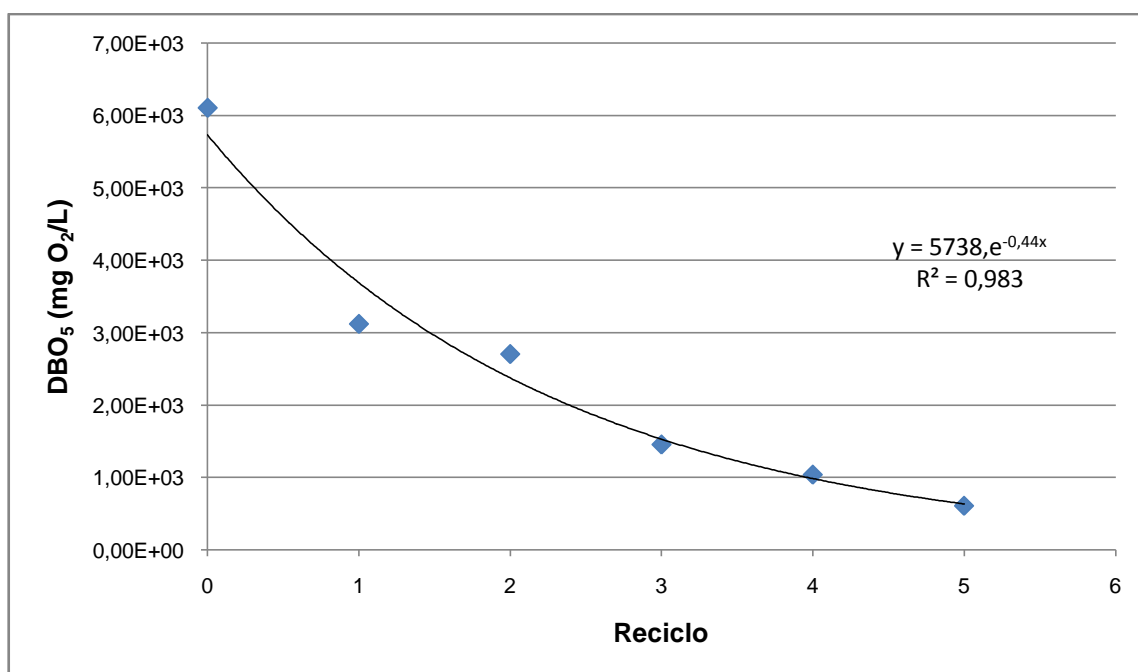


Figura 3.14. Variación de DBO₅ a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia

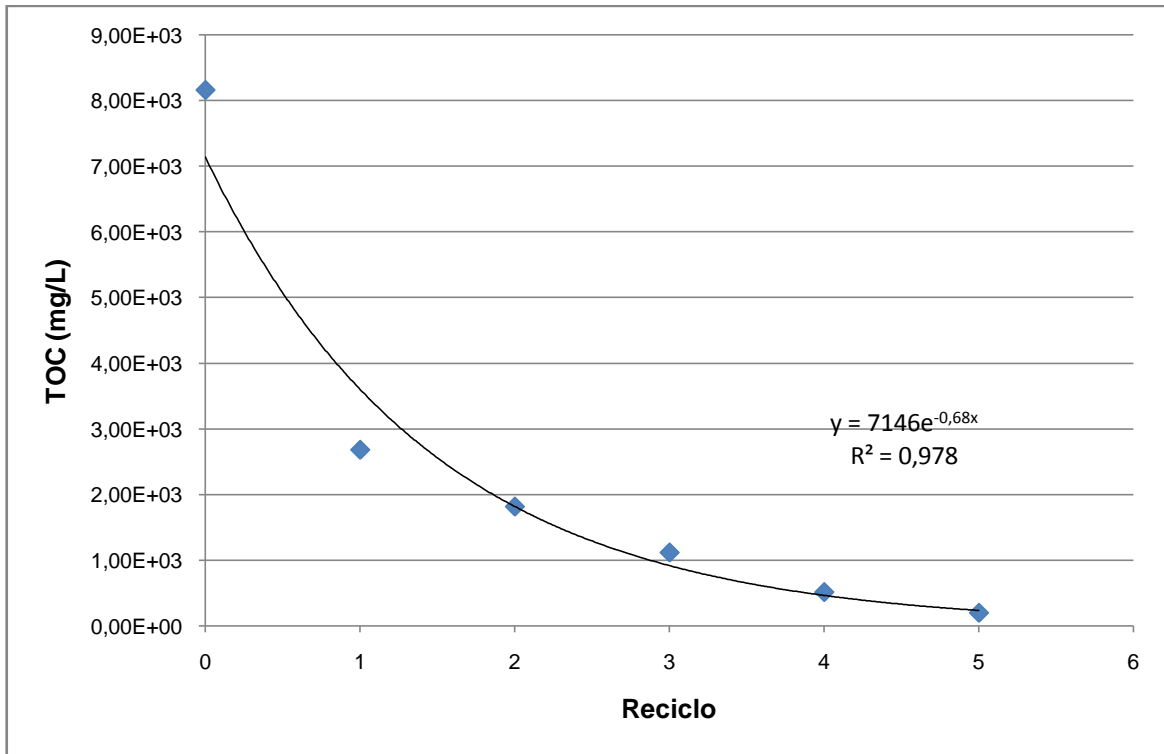


Figura 3.15. Variación del TOC a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia

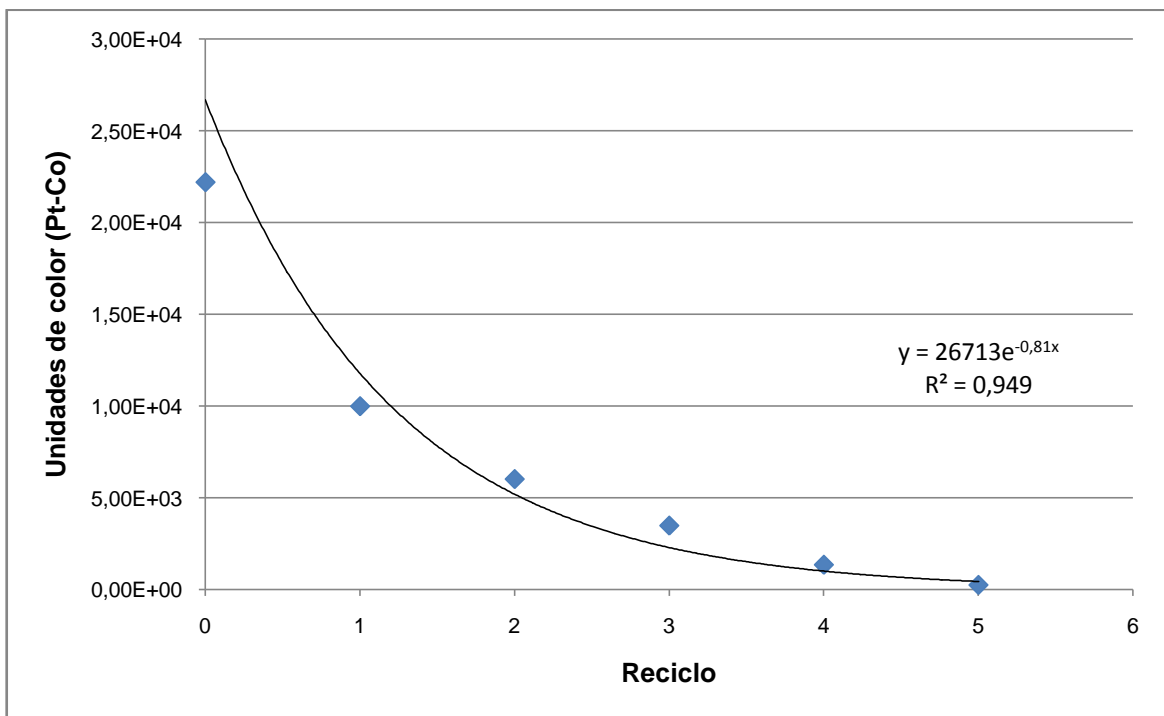


Figura 3.16. Variación del color a diferentes recirculaciones en la combinación de los procesos de ozonificación y digestión anaerobia

En las anteriores Figuras, se observa la disminución de los valores de los parámetros de: DQO, DBO₅, TOC y color conforme aumenta el número de recirculaciones. Al tratar el efluente por cinco ocasiones el valor de DQO disminuyó en un 95,6 %. Estas gráficas permiten evidenciar que la eficiencia del sistema disminuye conforme aumentan los reciclos, es decir, la variación de los parámetros en cada etapa disminuye.

La remoción de los contaminantes suspendidos y disueltos en el efluente, mediante la combinación de los procesos de ozonificación y degradación biológica en el reactor anaerobio, determina la disminución de los parámetros de color, conductividad y turbidez en un 98,8 %; 87,5 % y 95,6 %, respectivamente.

El valor de pH disminuye su valor debido a la formación de ácidos orgánicos y el de TOC a causa de la mineralización de compuestos orgánicos con la formación de CO₂, lo cual también contribuye a una disminución en los valores de pH (Menéndez y Pérez, 2007, p. 238; Fernández, Letón, Rosal, Dorado, Villar y Sanz, 2006 p. 35).

La combinación de los tratamientos de ozonificación y biológico anaerobio determinó un aumento en la biodegradabilidad del efluente cada vez que este fuere circulado en el sistema. El aumento de la biodegradabilidad se relaciona con la mineralización de los compuestos orgánicos presentes, solubles e insolubles, transformándolos en compuestos de cadenas sencillas y de fácil tratamiento (Fernández et al., 2006 p. 35).

Menéndez y Pérez (2007), señalaron que la relación DBO₅/DQO debería encontrarse entre 0,55 y 0,70 para que el proceso de remoción mediante un tratamiento biológico se mantenga bajo control, de esta manera se asegura que el efluente presente una mayor cantidad de materia orgánica biodegradable que puede ser consumida de manera sencilla por la población bacteriana del sistema biológico (p. 82). En la Tabla 3.14 se observa que a partir del quinto reciclo se logra obtener valores de biodegradabilidad superiores a 0,55.

En la Tabla 3.16 se comparan los resultados obtenidos en el sistema de depuración que combina el tratamiento con ozono y el reactor biológico anaerobio con los límites de norma.

Tabla 3.16. Comparación de los parámetros físico-químicos del efluente industrial tratado con los límites de descarga al alcantarillado público

Parámetro	Unidad	Valor	Límite permisible*
Color	Unid. Pt-Co	266,67 ± 57,74	---
Turbidez	NTU	133,33 ± 57,74	20,0
DQO	mg O ₂ /L	933,33 ± 57,74	500,0
DBO ₅	mg O ₂ /L	611,11 ± 104,86	250,0
pH	-	3,92 ± 0,08	5,0 - 9,0

*(TULSMA, 2005, p. 326.)

Debido a la alta concentración de contaminantes presentes en el efluente tratado, los valores de los parámetros físico-químicos no presentan cumplimiento con la normativa nacional luego de ser tratado mediante el sistema que combina los tratamientos de ozonificación y el reactor biológico anaerobio.

3.7 DISEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO MEDIANTE LA COMBINACIÓN DE PROCESOS DE SEDIMENTACIÓN, FILTRACIÓN, OZONIFICACIÓN Y TRATAMIENTO BIOLÓGICO

Las pruebas desarrolladas en este estudio permitieron establecer para tratar los efluentes producidos en una industria productora de tableros de MDF es necesario una sedimentación seguida de un sistema de filtración, un proceso de ozonificación y un reactor biológico anaerobio.

En la sección 3.2 se determinó que para el proceso de sedimentación, el tiempo que permitió la mayor remoción de los sólidos presentes en el efluente fue de

120 min y para el proceso de filtración, el uso de un filtro de arena supuso la remoción de los sólidos luego de que el efluente fue tratado mediante la sedimentación.

En la sección 3.3 se mostró que los mejores resultados del efluente tratado mediante la ozonificación se obtuvieron a un valor de pH = 5,0, durante 10 min.

De los resultados obtenidos en la sección 3.4, se encontró que el flujo de alimentación al reactor biológico anaerobio de 20 mL/min, permitió obtener los mejores parámetros en el efluente.

Los resultados obtenidos en la sección 3.6, en el proceso que combina la ozonificación con el tratamiento biológico, muestran que la recirculación por cinco ocasiones consecutivas produce resultados en la degradación de los contaminantes, que permiten obtener un efluente con parámetros que lo hacen susceptible de ser tratado con la aplicación de otro tratamiento biológico.

En la Figura 3.17 se presenta el diagrama de flujo del proceso de tratamiento de efluentes propuesto para una empresa productora de tableros de MDF, de acuerdo con los resultados obtenidos en este trabajo.

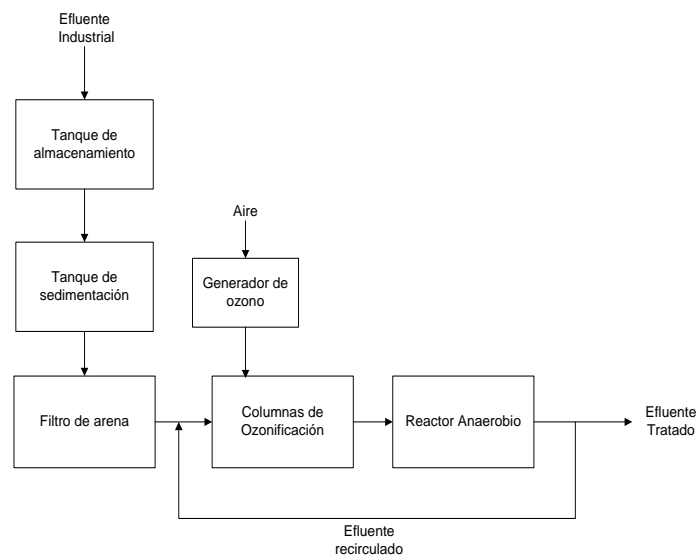


Figura 3.17. Diagrama de flujo del proceso para el tratamiento del efluente industrial proveniente de una industria productora de tableros de MDF

El proceso de tratamiento propuesto para el efluente proveniente de una industria productora de tableros MDF consta de un tanque de almacenamiento, un tanque de sedimentación y un filtro de arena para remover los sólidos presentes. Además, se incluye un sistema de columnas de ozonificación con difusores porosos de burbuja fina, un generador de ozono tipo descarga corona alimentado con aire atmosférico, previamente acondicionado, y un reactor anaerobio de lecho fijo.

En los diseños propuestos se tomó un factor de seguridad del 40 % para el dimensionamiento de los equipos (Mott, R. 2006, p. 397).

3.7.1 TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Debido a que el efluente a tratar en el proceso que combina la ozonificación y el tratamiento biológico necesita ser recirculado por cinco ocasiones, es necesario disponer de un tanque que almacene el efluente generado por la industria.

En la actualidad, la industria productora de tableros de MDF que fue estudiada, genera una descarga promedio de 55 m³/día. De acuerdo con los resultados obtenidos en este trabajo, el proceso que combina la ozonificación con el tratamiento biológico debería tratar el efluente por cinco ocasiones consecutivas, de modo que el tiempo de tratamiento por reciclo corresponda a un día. Para ello, es necesario que el tanque de almacenamiento albergue la descarga producida por la empresa por cinco días, tiempo que dura el tratamiento total del efluente

Esto significa que el tanque de almacenamiento debería tener una capacidad de 275 m³ más un factor de seguridad del 40 %.

El volumen del tanque de almacenamiento será de:

$$V = 271,0m^3 * 1,4 = 385,0 m^3 \quad [3.1]$$

3.7.2 TANQUE DE SEDIMENTACIÓN

El diseño del sedimentador se realizó con base en las siguientes consideraciones:

Consideraciones bibliográficas (Campos, 2009, pp. 45-46):

- Relación de dimensiones de largo y ancho = $3 \leq L/B \leq 6$
- Relación de dimensiones de largo y profundidad = $5 \leq L/H \leq 20$ Ancho del sedimentador = 2,5 m

Resultados obtenidos en la sección 3.2:

- Caudal = 275,0 m³/día
- Factor de seguridad = 40 %
- Tiempo de sedimentación = 120 min
- Velocidad de sedimentación = 0,7 cm/min

Con los datos antes mencionados, se calculó el volumen del sedimentador. Los cálculos se detallan en el Anexo XVII.

El volumen obtenido para el sedimentador corresponde a 32,1 m³. Debido a que el volumen calculado para el sedimentador fue menor que el necesario para el tanque de almacenamiento, se sugirió emplear el tanque de almacenamiento como tanque de sedimentación y el tiempo de sedimentación del efluente correspondió entonces a 5 días.

3.7.3 FILTRO DE ARENA

Los procesos de filtración con arena presentan bajas tasas de filtrado, las cuales oscilan entre 0,1 y 0,8 m³/m²/h. La purificación del agua se puede conseguir mediante un lecho granular. La arena fina suele formar una capa de altura entre 0,8 y 1,2 m. Bajo esta capa de arena reposa un lecho de arena más gruesa

(0,3 – 0,8 m), la cual soporta el lecho superior de arena para evitar que el material fino salga del filtro junto al efluente tratado. Para calcular el tamaño del filtro de arena se consideraron los siguientes datos (Gomella y Guerrée, 1997, pp. 111-112):

- Caudal = 275,0 m³/día
- Factor de seguridad = 40 %
- Tasa de filtración = 0,40 m³/m²/h
- Altura de arena fina = 1,0 m
- Altura de la arena gruesa = 0,5 m
- Altura de la capa filtrante = 1,1 m

Bajo estas consideraciones, se determinó que se requiere un filtro de capacidad de 104,3 m³ de forma cilíndrica. Por motivos del mantenimiento, la limpieza o las posibles fallas en el filtro, se sugirió la adecuación de dos filtros, para contar con un nivel de alternabilidad en el proceso.

Los cálculos para el dimensionamiento del filtro se detallan en el Anexo XVIII.

3.7.4 GENERADOR DE OZONO TIPO DESCARGA CORONA

Para seleccionar el generador de ozono, se consideraron los resultados obtenidos en la sección 3.3:

- Consumo de ozono = 0,08 g O₃/g DQO x 20,9 g DQO/L = 1,67 g/L
- Caudal = 275 m³/día
- Factor de seguridad = 40 %

La dosis de ozono requerida para el tratamiento será:

$$Dosis\ de\ ozono = 1,67 \frac{kg}{m^3} * 11,45 \frac{m^3}{h} * 1,4 = 26,78 \frac{kg}{h} \quad [3.2]$$

Se seleccionaron dos generadores con una producción de 15,81 kg O₃/h, con aire como gas de alimentación.

3.7.5 REACTORES DE OZONIFICACIÓN

Debido a la complejidad del proceso de ozonificación, provocada por la baja solubilidad del ozono en el agua, se seleccionó un sistema de ozonificación con difusores porosos de burbuja fina (Walker et al., 2001, p. 78). El efluente ingresará por la parte superior de la columna de ozonificación, el equipo estará conformado por tres columnas de igual volumen, con alturas entre 5 y 6 m, con un difusor poroso de burbuja fina en la parte inferior para que el flujo de ozono y de efluente pueda tener un contacto en un sistema contracorriente (EPA, 1999, p. 3-11; Langlais et al., 1999, pp. 407-415).

Para el dimensionamiento del reactor de ozonificación se consideraron los resultados obtenidos en la sección 3.3:

- Altura de la columna = 6 m
- Tiempo de tratamiento con ozono = 10 min
- Caudal = 275 m³/día
- Factor de seguridad = 40 %

En la mayoría de sistemas de ozonificación a escala industrial, se emplean de 2 a 3 cámaras de ozonificación para mejorar la transferencia de masa entre el gas y el líquido (EPA, 1999, p. 3-10; Langlais et al., 1999, pp. 407-415). En el sistema de ozonificación propuesto, se incluyeron 3 columnas de ozonificación de 0,89 m³ cada una. En el Anexo XIX se detallan los cálculos para el dimensionamiento del sistema de ozonificación.

3.7.6 REACTOR ANAEROBIO

Para dimensionar el reactor biológico, se consideraron los resultados obtenidos en la sección 3.4 y las relaciones de dimensiones con base en las medidas del reactor a escala de laboratorio empleado.

- Caudal = 275 m³/día
- Factor de seguridad = 40 %

Con base en las dimensiones del reactor a escala de laboratorio se obtienen las siguientes relaciones:

- Relación de dimensiones de ancho y largo (a/L) = 0,2
- Relación de dimensiones de profundidad y largo (H/L) = 0,4

Se calculó que el volumen del reactor biológico anaerobio debía ser de 29,72 m³. Los cálculos para el dimensionamiento del reactor se detallan en el Anexo XXI.

3.7.7 FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

Debido a la complejidad del arranque de un sistema biológico, es necesario implementar el reactor anaerobio con anterioridad al arranque general de la planta de tratamiento.

Una vez estabilizado el reactor biológico, el agua procedente del proceso de elaboración de tableros de MDF se almacenará en un tanque durante cinco días, para ser sedimentado y para generar la cantidad de efluente necesario para alimentar el sistema de ozonificación y tratamiento biológico.

Una vez transcurridos los cinco días, el efluente será bombeado al filtro de arena y se removerá la mayor parte de materia suspendida presente en el efluente. El efluente, acondicionado previamente mediante la sedimentación y filtración, será alimentado a las columnas de ozonificación para luego tratarlo de manera biológica.

El ozono producido será alimentado a las columnas mediante los difusores porosos con un contacto contracorriente. Se seleccionó este tipo de contacto debido a que en el desarrollo experimental de este trabajo se empleó este sistema en el reactor a escala de laboratorio. El efluente a ser tratado en el reactor anaerobio, será recirculado al reactor de ozonificación por cinco ocasiones.

3.7.8 CARACTERÍSTICAS DE LOS EQUIPOS EMPLEADOS PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

En la Tabla 3.17 se presentan las principales características calculadas de los equipos seleccionados para la planta de tratamiento de efluentes (EPA, 1999, p. 3-39; Gottschalk et al., 2010, p. 113).

Tabla 3.17. Características técnicas de los equipos de la planta de tratamiento

Equipo	Característica		Cantidad	Material
	Capacidad	Potencia (kW)		
Bomba centrífuga	10 a 20 m ³ /h	0,61	3	Acero inoxidable
Tanque de almacenamiento – sedimentación	385,0 m ³	---	1	Acero inoxidable
Filtro de arena	35,78 m ³	---	2	Acero inoxidable
Generador de ozono	15,81 kg O ₃ /h	151	2	Acero inoxidable 316L
Compresor de aire	150 m ³ aire/h	15,7	1	Acero inoxidable
Difusor poroso	---	---	3	Cerámica
Columna de ozonificación	0,89 m ³	---	3	Acero inoxidable 316L
Reactor biológico	29,72 m ³	---	1	Acero inoxidable

Para proteger los equipos que estén en contacto directo con el ozono, es necesario emplear materiales de acero inoxidable 316L, puesto que el ozono es un gas corrosivo, capaz de dañar las válvulas, las tuberías o los accesorios (EPA, 1999, p. 3-39; Gottschalk et al., 2010, p. 113).

En la Figura 3.18 se presenta el diseño de la planta de tratamiento de efluentes para la industria productora de tableros de MDF.

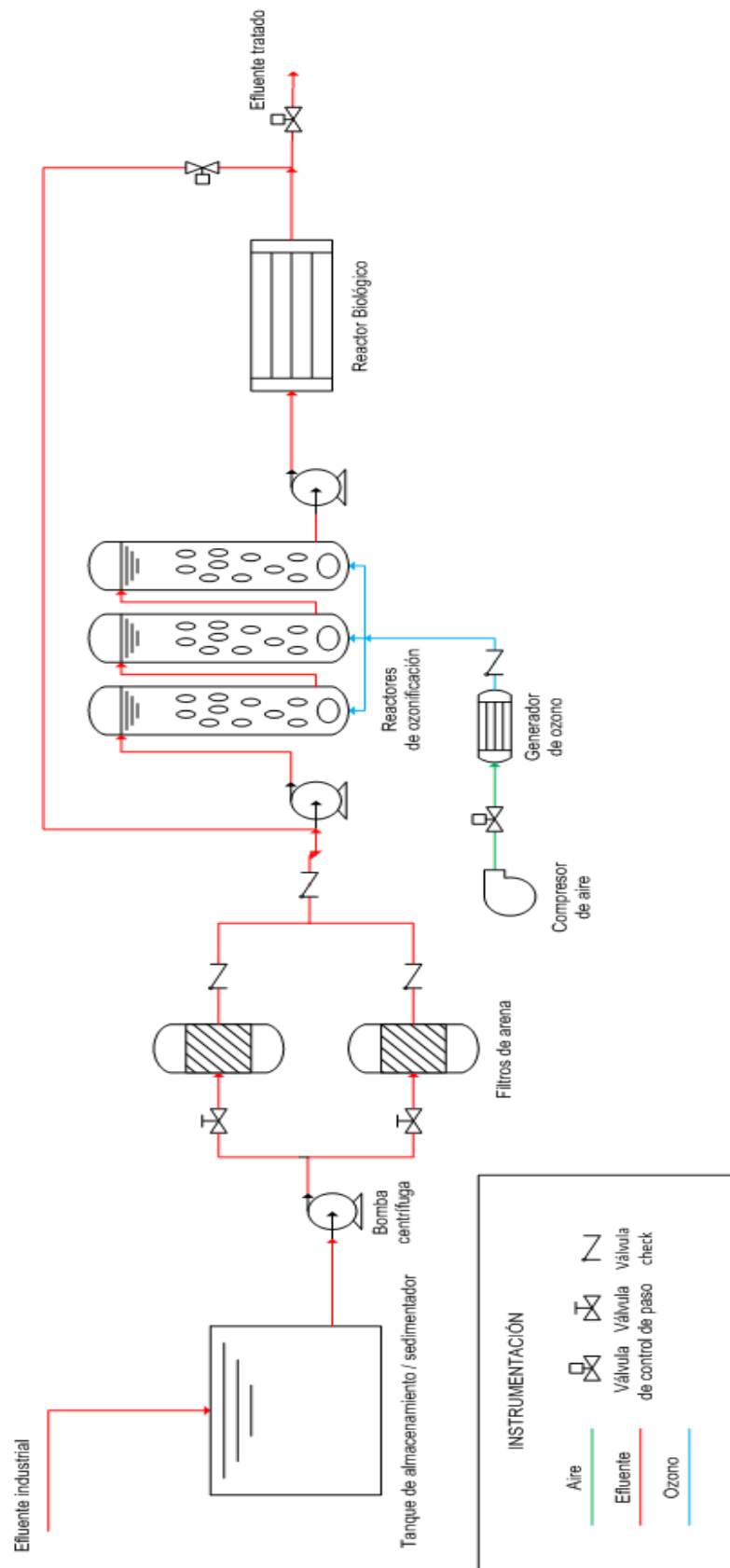


Figura 3.18. Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de efluentes

3.7.9 DETERMINACIÓN DEL COSTO DE IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

Con base en los costos de los equipos seleccionados, se calculó el costo de la implementación de la planta de tratamiento de efluentes. En la Tabla 3.18 se reportan los costos de los principales equipos de la planta.

Tabla 3.18. Costo de los equipos de la planta

Equipo	Cantidad	Costo (USD)
Bomba centrífuga	3	390
Tanque de almacenamiento - sedimentación	1	15 000
Filtro de arena	2	6 500
Generador de ozono	2	230 000
Compresor de aire	1	5 200
Difusor poroso	3	150
Columna de ozonificación	3	7 500
Reactor biológico	1	9 600
Válvulas y accesorios	-	25 000
Montaje y colocación de equipos		10 000
Costo Total		259 340

El costo total de los equipos y la implementación de la planta de tratamiento de efluentes es de 259 340 USD. Para el costo anual de mantenimiento y operación se consideró el 10 % del costo de los equipos y la implementación, es decir, 25934 USD y con base en que el complejo industrial encargado de la elaboración de tableros de MDF opera 12 meses/año, el costo mensual de mantenimiento será de 2 161,2USD.

Para el costo de la energía eléctrica, se consideró la potencia de los equipos registrados en la Tabla 3.16, el tiempo de operación de la planta que, para este caso, sería de 24 h/día (720 h/mes) y el costo del kWh en el Ecuador (CONELEC, 2013, p. 1).

Los cálculos se detallan a continuación:

$$\text{Costo Energía Eléctrica} = 319,53 \text{ kW} * 720 \frac{\text{h}}{\text{mes}} * 0,08 \frac{\text{USD}}{\text{kWh}} \quad [3.3]$$

El costo de energía eléctrica es de 18 404,9 USD/mes

El capital de trabajo mensual para el mantenimiento de la planta de tratamiento de efluentes se presenta en la Tabla 3.19.

Tabla 3.19. Costo de operación mensual de la planta de tratamiento

Suministro	Costo (USD)
Energía eléctrica	18 404,9
Mantenimiento y operación	2 576,0
Mano de obra (3 operarios x 400 USD)	1 200,0
Ingeniero de campo	1 500,0
Depreciación mensual	2 161,2
Costo total mensual	25 427,3
Costo (USD/m³ efluente)	2,2

Para el cálculo del caudal tratado mensualmente se consideró que la planta procesadora de tableros de MDF trabajará los 30 días del mes y un factor de seguridad del 40 %. A continuación se detalla el cálculo del caudal:

$$\text{Caudal mensual} = 275 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} * 30 \frac{\text{días}}{\text{mes}} * 1,4 = 11 550 \frac{\text{m}^3}{\text{mes}} \quad [3.4]$$

Se tiene como supuesto la depreciación total de la planta de tratamiento en transcurso de diez años, por lo que el costo mensual de depreciación sería:

$$\text{Depreciación mensual} = \frac{259 340 \text{ USD}}{120 \text{ meses}} = 2 161,2 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \quad [3.5]$$

El capital de trabajo mensual necesario para el proceso sería de 25 427,3 USD, con un costo de 2,2 USD/m³ de efluente tratado.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

1. La caracterización del efluente descargado por la PTAR de la empresa productora de tableros de MDF mostró que estas aguas residuales tenían una DQO de 39 000 mg O₂/L y una DBO₅ de 5 200 mg O₂/L, de lo cual se estableció una relación de DBO₅/DQO de 0,13, que dificulta la aplicación de un sistema biológico en primera instancia.
2. En el sedimentador se alcanzaron los mejores porcentajes de remoción de los sólidos presentes en el efluente proveniente de una empresa de producción de tableros MDF a un tiempo de 120 min con un porcentaje de remoción de 82,6 %.
3. El proceso de ozonificación se realizó a pH = 5,0 con una dosis de ozono de 2,9 g/h durante 10 min, con un consumo de 1,67 g O₃/L correspondiente a 0,28 g O₃/g DQO removido. Este proceso redujo el valor de DQO en un 27,5 %.
4. El inóculo proveniente de la muestra del río Machángara se adaptó fácilmente al efluente industrial proveniente de la fabricación de tableros de MDF, lo que permitió el fácil arranque y tiempo de estabilización del reactor anaerobio de lecho fijo.
5. El proceso biológico se realizó con un flujo de 20 mL/min. Bajo esta condición se obtuvo una reducción del 25,03 % del valor de DQO.
6. El proceso que combina la ozonificación y el tratamiento biológico se realizó con los resultados obtenidos en el proceso de ozonificación y en el tratamiento biológico anaerobio.

7. Aunque se logró obtener una disminución de DQO del 95,6 % luego de que el efluente fuera tratado por cinco ocasiones consecutivas, no se obtuvo un cumplimiento de norma en el parámetro
8. El diseño propuesto para la planta de tratamiento de efluentes consta de un sedimentador, dos filtros de arena, un generador de ozono tipo descarga corona, tres columnas de ozonificación y un reactor biológico.
9. El costo de la implementación de la planta de tratamiento fue de 259 340 USD y 2,2 USD/m³ de efluente tratado.

4.2. RECOMENDACIONES

1. Implementar un método más eficiente a la sedimentación y a la filtración tradicional, como por ejemplo, un proceso de electrocoagulación, el cual permitiría una mayor eliminación de contaminantes del efluente, previo a la ozonificación. La implementación de este tratamiento permitiría una disminución en el consumo de ozono y en los costos de tratamiento.
2. Desarrollar un estudio para comparar la eficiencia de la transferencia de ozono al efluente con el uso de un venturi.
3. Determinar el grado de toxicidad presente en los lodos producidos en el reactor anaerobio para su posterior uso como fertilizante en el área forestal donde se encuentran los cultivos de árboles de la empresa.
4. Luego de que el efluente es tratado por cinco ocasiones consecutivas el valor de la biodegradabilidad es de 0,65, por lo que es conveniente tratarlo solamente en el reactor biológico para reducir los costos de tratamiento y poder lograr cumplir con la normativa nacional

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. APHA, AWWA y WEF. (2005). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (21va. ed.). Washintong D.C., Estados Unidos de América: Centennial Edition.
2. Barrientos, H., Tello, J., Tito, C. y Palomino, M. (2009). “*Purificación de agua por medio de filtros lentos de arena en la comunidad de kuychiro*” – cusco. Recuperado de <http://perusolar.org/16spesponencias/Purificación%20de%20agua%20por%20medio%20de%20filtros%20lentos%20de%20arena%20en%20la%20comunidad%20de%20kuychiro.pdf> (Noviembre, 2013).
3. Beyer, W. (1987). *Manual de química orgánica* (19va. ed.). Barcelona, España: Reverté. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=Pm7INZzKlaoC&printsec=frontcover&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false (Diciembre, 2013).
4. Borja, R., Alba, J., Martín, A. y Mancha, A. (1999). Estudio cinético del proceso de digestión anaerobia de aguas de lavado de aceitunas de almazara en reactores de mezcla completa con microorganismos inmovilizados. *Grasas y Aceites* 50(2), 87-93. Recuperado de <http://digital.csic.es/bitstream/10261/21965/1/651.pdf> (Enero, 2014).
5. Bornhard, C. y Diez, M. (2000). *Tratamiento Aeróbico de Efluentes Provenientes de la Industria de Tableros Prensados*. Recuperado de <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidual/i-149.pdf> (Junio, 2013).
6. Campos, A. (2009). *Sedimentador San Luis*. Recuperado de <http://www.gits.ws/08cyd/pdfs/A1-SedimentadorSanLuis.pdf> (Noviembre, 2013).

7. Campos, E., Elías, X. y Flotats, X. (2012). *Procesos biológicos: La digestión anaerobia y el compostaje*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=sAOTHkOK9CUC&printsec=frontcover#v=onepage&q&f=false> (Diciembre, 2013).
8. Carretero, M. (2000). *Compuestos fenólicos: Taninos*. Recuperado de http://webdelprofesor.ula.ve/ciencias/chataing/Cursos/productos_naturales/taninos.pdf (Enero, 2014).
9. Castillo, E., Cristancho, D. y Arellano, V. (2003). *Estudio de las condiciones de operación para la digestión anaerobia de residuos sólidos urbanos*. Recuperado de www.revistas.unal.edu.co/index.php/biotecnologia/article/download/571/1092&ei=HQAIU5LQJZC_kQfX2YDYBQ&usg=AFQjCNFfpdD-C0sjrv_3wSn_Ncdj5iJTE5g&bvm=bv.61725948,d.eW0 (Enero, 2014).
10. Castillo, F., Roldán, M., Blasco, R., Huertas, M., Caballero, F., Moreno, C. y Luque, M. (2005). *Biología ambiental*. (1ra. ed.). Madrid, España: Tébar. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=19ffPAm3E3kC&pg=PA403&dq=celulosa+microorganismos&hl=es&sa=X&ei=BRkdU5W7EoHM0wHOsoG4AQ&ved=0CCkQ6AEwAA#v=onepage&q=celulosa+microorganismos&f=false> (Enero, 2014).
11. Chávez, M. y Domine, M. (2013). Lignina, estructura y aplicaciones: métodos de despolimerización para la obtención de derivados aromáticos de interés industrial. *Avances en Ciencia e Ingeniería*, 4(4), 15-46. Recuperado de http://www.exeedu.com/publishing.cl/av_cienc_ing/2013/Vol4/Nro4/3-ACI1184-13-full.pdf (Febrero, 2014).
12. CONELEC (Consejo Nacional de Electricidad). (2013). *Costo del servicio eléctrico en Ecuador*. <http://www.conelec.gob.ec/contenido.php?cd=10297&l=1> (Febrero, 2014).

13. Di Iaconi, C. (2011). Biological Treatment and Ozone Oxidation: Integration or Coupling?. *Bioresource Technology*, 106(19), 63-68. doi: 10.1016/j.biortech.2011.12.007
14. Domènech, X., Jardim, W. F. y Litter, M. (2001). *Procesos Avanzados de Oxidación para la Eliminación de Contaminantes*. Recuperado de <http://www.cnea.gov.ar/xxi/ambiental/cyted/06cap01.pdf> (Febrero, 2013).
15. EPA. (1999). *Alternative Desinfectants and Oxidants. Guidance Manual*. Recuperado de http://www.epa.gov/ogwdw/mdbp/alternative_desinfectants_guidance.pdf (Febrero, 2013).
16. Fengel, D. y Wegerner, G. (1999). *Wood*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=x1B4uITKnt0C&printsec=frontcover&dq=wood&hl=es-419&sa=X&ei=vQAVU-2QKuTq0wHzzoCYCQ&ved=0CE4Q6AEwBQ#v=onepage&q=wood&f=false> (Diciembre, 2013).
17. Fernández, A., Letón, P., Rosal, R., Dorado, M., Villar, S. y Sanz, J. (2006). *Tratamientos Avanzados de Aguas Residuales Industriales*. Recuperado de http://www.madrimasd.org/informacioidi/biblioteca/publicación/doc/vt/vt2_tratamientos_avanzados_de_aguas_residuales_industriales.pdf (Noviembre, 2013).
18. Fernández, J., Carballa, M., Omil, F. y Lema, J. (2007). *Tratamiento Anaerobio de los Efluentes Generados durante la Fabricación de Tableros de Fibra: Comparación de un reactor UASB y un Filtro Anaerobio*. Recuperado de <http://www.usc.es/biogrup/sites/default/files/200720Afinidad20J.M.20Fernandez2064-531-589-595.pdf> (Noviembre, 2013).
19. Figueroa, T., Certucha, B., Burgos, D., Monge, A. y Almendariz, T. (2012). *Acondicionamiento de un reactor anaerobio empacado con zeolita clinoptilolita para la inmovilización de biomasa acidogénica*. Recuperado de

<http://www.izt.uam.mx/cime21/extensos/Extenso%20BR-2.pdf> (Noviembre, 2013).

20. Flores, C. (2012). *Dimensionamiento de un Sistema Anaerobio para el Tratamiento de Aguas Residuales Domésticas Rurales*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniera Química). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
21. Fonfría, R. y Ribas, J. (1989). *Ingeniería ambiental: Contaminación y tratamientos*. (1ra. ed.). Bogotá, Colombia: MARCOMBO S.A. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=kumplOJs6T0C&pg=PA98&dq=sedimentaci%C3%B3n+efluentes&hl=es-419&sa=X&ei=ytYGU96uGsSHkQew24D4AQ&ved=0CEMQ6AEwBA#v=onepag&q=sedimentaci%C3%B3n%20efluentes&f=false> (Enero, 2014).
22. García, C., Gortáres, P. y Drogui, P. (2011). *Tratamientos Biológicos y de Oxidación Avanzada Combinados para una Solución a la Biotecnología Ambiental*. Recuperado de http://concyteg.gob.mx/ideasConcyteg/Archivos/71082011_TRATAMIENTO_BIOLOGICO_OXIDACION_AVANZADA_COMBINADOS.pdf (Diciembre, 2013).
23. Gomella, C. y Guerrée, H. (1997). *Tratamiento de aguas para abastecimiento público*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=W9sMqDlwMTMC&pg=PA112&dq=TRATAMIENTO+DE+AGUAS+filtros+de+arena&hl=es-419&sa=X&ei=ynANU7_-FPjMsQSe_oDAAQ&ved=0CGYQ6AEwBw#v=onepage&q=TRATAMIENTO%20DE%20AGUAS%20filtros%20de%20arena&f=false (Enero, 2014).
24. González, R. (1996). *Preservación de madera con taninos*. Recuperado de <http://www.redalyc.org/pdf/617/61720207.pdf> (Enero, 2014).

25. Gottschalk, C., Libra, J. y Saupe, A. (2010). *Ozonation of wastewater and waste water: A practical guide to understanding ozone and its applications* (2da. ed.). Berlín, Alemania: Wiley-VCH.
26. Hdez, H. (2005). *Cartas de control*. Recuperado de http://www.ificm.com/files/Cartas_de_Control.doc (Diciembre, 2013).
27. Klages, F. (1968). *Tratado de química orgánica*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=J0eF8gxsyoUC&pg=PA473&dq=lignina&hl=es-419&sa=X&ei=TIEVU7a_IJCwrgHAgODgCQ&ved=0CDcQ6AEwAQ#v=onepage&q=lignina&f=false (Diciembre, 2013).
28. Langlais, B., Reckhow, D. y Brink, D. (1991). *Ozone in Water Treatment: Application and Engineering*. Estados Unidos de América: Lewis Publishers.
29. Lara, M., Noyola, A. y Guyot, R. (1995). *Efecto del tiempo de retención hidráulica (TRH) sobre el arranque y operación de reactores UASB*. Recuperado de http://horizon.documentation.ird.fr/exl-doc/pleins_textes/pleins_textes_6/b_fdi_39-40/43170.pdf#page=1&zoom=auto,0,796 (Enero, 2014).
30. Lee, E., Lee, H., Kim, Y., Sohn, K. y Lee, K. (2011). Hydrogen peroxide interference in chemical oxygen demand during ozone based advanced oxidation of anaerobically digested livestock wastewater. *Int. J. Environ. Sci. Tec*, 8 (2), 381-388. Recuperado de <http://www.bioline.org.br/pdf?st11035> (Enero, 2014).
31. Maza, C., González, M. y Alexandroff, M. (1998). *Indicadores de contaminación generados por la industria forestal en Chile*. Recuperado de http://revistacienciasforestales.uchile.cl/1997-1998_vol12-13/n1-2a7.pdf (Enero, 2014).

32. Marti, N. (2002). *Phosphorus Precipitation in Anaerobic Digestion Process*. Recuperado de <http://www.bookpump.com/dps/pdf-b/1123329b.pdf> (Enero, 2014).
33. Mejía, M. (1996). *Digestión anaerobia*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=1Sxpl-0KBgoC&pg=PA15&dq=cin%C3%A9tica+proc+esos+anaerobios&hl=es-419&sa=X&ei=xiQ6U-OLE4aE0AGS4YCAAQ&ved=0CgQ6AEwAQ#v=onepage&q=cin%C3%A9tica%20procesos%20anaerobios&f=false> (Enero, 2014).
34. Menéndez, C. y Pérez, J. (2007). *Procesos para el Tratamiento Biológico de Aguas Residuales Industriales* (3ra. ed.). La Habana, Cuba: Editorial Universitaria.
35. Montalvo, S. (2012). *Aplicación de las Zeolitas Naturales al Tratamiento Biológico de Residuos*. Recuperado de http://congresopryma.blogutem.cl/files/2012/12/A_21_Aplicaci%C3%B3n_Zeolitas_al_Tratamiento_Biologico_SILVIO_MONTALVO.pdf (Noviembre, 2013).
36. Mott, R. (2006). *Diseño de elementos de máquinas* (4ta. ed.). México: Pearson Educación. Recuperado de: http://books.google.com.ec/books?id=nrYd_BjTL0UC&pg=PA397&dq=factor+de+seguridad&hl=es&sa=X&ei=A-SoU7wmqeawBPD4gcgN&ved=0CCQQ6AEwAg#v=onepage&q=factor%20de%20seguridad&f=false (Febrero, 2014)
37. Mtui, G. (2009). *Recent advances in pretreatment of lignocellulosic wastes and production of value added products*. Recuperado de <http://www.ajol.info/index.php/ajb/article/view/60134/48385> (Enero, 2014).
38. Nutsch, W. (2005). *Tecnología de la madera y del mueble*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=ii1i7ZCDDuYC&pg=PA114&dq=tableros+de+mdf+y+aglomerado&hl=es-419&sa=X&ei=vP0UU6DXDrOB0AHowo>

G4BA&ved=0CDYQ6AEwADgK#v=onepage&q=tableros%20de%20mdf%20y%20aglomerado&f=false (Noviembre, 2013).

39. Nemerow, N. y Dasgupta, A (1998). *Tratamiento de vertidos industriales y peligrosos*. (3ra. ed.). Madrid, España: Ediciones Díaz de Santos, S.A. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=KDmjTWMEuaoC&pg=PA190&dq=tratamiento+de+agua+con+ozono&hl=es&sa=X&ei=si sdU-iYJ6PT0QGFnoDACw&ved=0CEAQ6AEwBA#v=onepage&q=tratamiento%20de%20agua%20con%20ozono&f=false> <http://books.google.com.ec/books?id=ii1i7ZCDDuYC&pg=PA114&dq=tableros+de+mdf+y+aglomerado&hl=es-419&sa=X&ei=vP0UU6DXDrOB0AHowoG4BA&ved=0CDYQ6AEwADgK#v=onepage&q=tableros%20de%20mdf%20y%20aglomerado&f=false> (Diciembre, 2013).

40. Orellana, J. (2005). *Características de los líquidos residuales*. Recuperado de http://www.frro.utn.edu.ar/repositorio/catedras/civil/ing_sanitaria/Ingenieria_Sanitaria_A4_Capitulo_08_Caracteristicas_de_Liquidos_Residuales.pdf (Enero, 2014).

41. Pascual, J. (2013). *Mecanizado de madera y derivados*. Recuperado de <http://site.ebrary.com.bvirtual.epn.edu.ec/lib/epnsp/docDetail.action?docID=10692675&p00=MDF> (Enero, 2014).

42. Ramalho, R. (2003). *Tratamiento de aguas residuales*. (1ra. ed). Sevilla, España: Reverté Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=30etGjzPXyWC&printsec=frontcover&dq=Ramalho,+R.+S.+%282003%29.+Tratamiento+de+aguas+residuales.&hl=es-419&sa=X&ei=NEFbU7HEBvTQsQsrplGwCQ&ved=0CDYQ6AEwAQ#v=> (Noviembre, 2013).

43. Ramírez, C., Hernández, I., Ortiz, C. y Alonso, M. (2002). *Oxidación de fenoles con peróxido de hidrógeno y ozono*. Recuperado de <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/mexico26/ii-114.pdf> (Noviembre, 2013).

44. Rodríguez, J. (2004). *Tratamiento anaerobio de aguas residuales*. Recuperado de <http://www.ingenieroambiental.com/4014/tratamiento545.pdf> (Noviembre, 2013).
45. Rodríguez, F. (2003). *Proceso de potabilización del agua e influencia del tratamiento de ozonificación*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=xAvNbixfFpcC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false> (Enero, 2014).
46. Rodríguez, T., Botelho, D. y Cleto, E. (2008). *Tratamiento de efluentes industriales de naturaleza recalcitrante usando ozono, peróxido de hidrógeno y radiación ultravioleta*. Recuperado de <http://www.redalyc.org/pdf/430/43004604.pdf> (Diciembre, 2013).
47. Romero, J. (2001). *Tratamiento de Aguas Residuales, Teoría y Principios de Diseño*. Bogotá, Colombia: Escuela Colombiana de Ingeniería.
48. Rougeron, C. (1977). *Aislamiento acústico y térmico en la construcción*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=l62bH8f9AJYC&pg=PA201&dq=Rougeron,+C.+%281977%29.+Aislamiento+ac%C3%BAstico+y+t%C3%A9rmico+en+la+construcci%C3%B3n.&hl=es-419&sa=X&ei=2R5bU8ful6-sQTaw4LQCQ&ved=0CDkQ6AEwAA#v=onepage&q=Rougeon%2C%20.%20%281977%29.%20Aislamiento%20ac%C3%BAstico%20y%20t%C3%A9rmico%20en%20la%20construccion> (Noviembre, 2013).
49. Sainz, J. (2007). *Tecnologías para la Sostenibilidad Procesos y Operaciones Unitarias en Depuración de Aguas Residuales*. (1era. ed.). Madrid, España: Fundación EOI.
50. Salvo, G. (2010). *Manual operativo de la norma de muestreo de aguas residuales*. Recuperado de http://www.siss.gob.cl/577/articles-8526_manual_NCh411_10_oct_2010.pdf (Diciembre. 2013).

51. Sosa, R., Chao, R. y Del Río, J. (2002). *Aspectos bioquímicos y tecnológicos del tratamiento de residuales agrícolas con producción de biogás*. Recuperado de <http://www.sian.info.ve/porcinos/publicaciones/rccpn/rev62/RCPP62art1.htm> (Enero, 2014).
52. Stasinakis, A. (2008). *Use of selected Advanced Oxidation Processes (AOPs) for wastewater treatment - A mini review*. Recuperado de <http://www.srcosmos.gr/srcosmos/showpub.aspx?aa=11842> (Noviembre, 2013).
53. Taiz, L. y Zeiger, M. (2006). *Fisiología vegetal*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=7QlbYg-OC5AC&pg=PR7&dq=fisiolog%C3%ADa+vegetal+libros&hl=es-419&sa=X&ei=tgp8U7a0G7S2sASlm4HwDg&ved=0CDAQ6AEwAA#v=onepage&q=fisiolog%C3%ADa%20vegetal%20libros&f=false> (Enero, 2014).
54. Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente (TULSMA). (2005). *Norma de calidad ambiental y descarga de efluentes: Recurso agua*. Recuperado de <http://goo.gl/A1apHa>. (Noviembre, 2013).
55. Thoemen, H., Irle, M. y Srnek, M. (2010). *WOOD-BASED PANELS An Introduction for Specialists*. (1st. ed.). London, England: COST.
56. Vargas, L. (2005). *Criterios para la selección de los procesos y de los parámetros óptimos de las unidades*. Recuperado de <http://www.repositorio.educaciónsuperior.gov.ec/bistream/28000/341/1/T-SENESCYT-01111.pdf> (Junio, 2013).
57. Vigonte, S. y Martínez, I. (2006). *Tecnología de la madera*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=tmY5Z1WVFGwC&printsec=frontcover#v=onepage&q&f=false> (Enero, 2014).

58. Walker, A., Tsouris, C., DePaoli, D. y Klasson, K. (2001). Ozonation of Soluble Organics in Aqueous Solutions Using Microbubbles. *Ozone Science & Engineering*, 23(1), 77-87.

59. Zhou, H. y Smith, D. (2002). *Advanced technologies in water and wastewater treatment*. Recuperado de http://www.ozomax.com/pdf/Article_O3_treat_for_waste_water.pdf (Noviembre, 2013).

ANEXOS

ANEXO I

MÉTODO LAM/POE/20 PARA LA DETERMINACIÓN DE DQO

A continuación se detallan los materiales, equipos y reactivos para la determinación de DQO.

- Pipeta graduada, 2 mL
- Probeta graduada, 500 mL
- Viales de reactivo de DQO
- Espectrofotómetro HACH DR/2000.
- Reactor de DQO, HACH
- Agua destilada.

Procedimiento:

- Colocar 500 mL de la muestra en una licuadora por 2 min para homogeneizarla.
- Tomar 2 mL de agua destilada con una pipeta. Colocar el agua destilada en un vial de reactivo de DQO. Agitar por unos segundos (blanco).
- Tomar 2 mL de muestra con una pipeta. Colocar la muestra en un vial de reactivo de DQO. Agitar por unos segundos (muestra).
- Colocar el blanco y la muestra en el reactor de DQO durante 2 h a 150 °C.
- Retirar los viales del reactor de DQO y enfriar a temperatura ambiente.
- Fijar el espectrofotómetro HACH a 600 nm, programa 954 y encerrar con el blanco.
- Realizar la medición de DQO de la muestra y reportar la concentración en mg O₂/L.

Cada vial de reactivo de DQO preparado en el laboratorio contiene 3,5 mL de la solución ácida y 1,5 mL de la solución de digestión. El procedimiento para elaborar la solución ácida y la solución de digestión se detalla a continuación:

1. Solución ácida

- Disolver 10,098 g de sulfato de plata en 800 mL de ácido sulfúrico concentrado.
- Aforar a 1 L con ácido sulfúrico concentrado.

2. 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.
- Aforar a 1 L con agua destilada.

ANEXO II

MÉTODO LAM/POE/40 PARA LA DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS TOTALES (ST)

Los materiales y equipos para la determinación de sólidos totales fueron los siguientes:

- Probeta graduada, 100 mL
- Crisol
- Desecador
- Estufa LINDBERG
- Baño maría QUINCY LAB INC.
- Balanza analítica KERN ABS/ABJ, 0,0001 g
- Pinza

El procedimiento fue:

- Colocar 100 mL de muestra en el crisol previamente tarado.
- Colocar el crisol en el baño maría a 100 °C con la ayuda de la pinza.
- Luego de que el contenido del crisol se evapore, secar en la estufa a una temperatura de 110 °C por 2 h.
- Colocar el crisol en el desecador por 30 min.
- Pesar el crisol en la balanza analítica.
- Evaluar el resultado de sólidos totales mediante la siguiente relación:

$$ST = (Po - Pf)/V \quad [AII. 1]$$

Donde:

ST: Sólidos totales (mg/L)

Po: Peso inicial del crisol (mg)

Pf: Peso final del crisol (mg)

V: 100 mL

ANEXO III

MÉTODO LAM/POE/38 PARA LA DETERMINACIÓN DE LOS SÓLIDOS DISUELTOS (SD)

A continuación se detallan los materiales y equipos para la determinación de sólidos disueltos.

- Probeta graduada, 100 mL
- Papel filtro
- Embudo de vidrio
- Crisol
- Desecador
- Estufa LINDBERG
- Baño maría QUINCY LAB INC.
- Balanza analítica KERN ABS/ABJ, 0,0001 g
- Pinza

Procedimiento:

- Colocar 100 mL de muestra filtrada en el crisol previamente tarado.
- Colocar el crisol en el baño maría a 100 °C con la ayuda de la pinza.
- Luego de que el contenido del crisol se evapore, secar en la estufa a una temperatura de 110 °C por 2 h.
- Luego de transcurrido el tiempo, colocar el crisol en el desecador por media hora.
- Pesar el crisol en la balanza analítica.
- Evaluar el resultado de sólidos totales mediante la siguiente relación:

$$SD = (Po - Pf) / V$$

[AIII. 1]

Donde:

SD: Sólidos disueltos (mg/L)

Po: Peso inicial del crisol (mg)

Pf: Peso final del crisol (mg)

V: 100 mL

ANEXO IV

MÉTODO LAM/POE/13 PARA LA DETERMINACIÓN DE COLOR

A continuación se detallan los materiales, equipos y reactivos para la determinación de color.

- Probeta graduada
- Etiquetas de identificación
- Papel filtro
- Embudo de vidrio
- Espectrofotómetro HACH DR/2000
- Agua destilada

Procedimiento:

- Colocar 25 mL de agua destilada en una celda (blanco).
- Colocar 25 mL de la muestra filtrada en una celda (muestra).
- Colocar el blanco en el espectrofotómetro HACH a 455 nm, programa 120 y encerrar con el blanco.
- Realizar la medición de color de la muestra y reportar el valor en Unid. Pt-Co.

ANEXO V

MÉTODO LAM/POE/16 PARA LA DETERMINACIÓN DE DBO₅

Materiales, equipos y reactivos para la determinación de DBO₅.

- Probeta graduada
- Agitador magnético
- Termostato AQUA LYTIC
- Frasco oscuro para medición de DBO₅
- Inhibidor de bacterias nitrificantes
- Hidróxido de potasio 12 M
- Agua destilada
- Capuchón de medición de DBO AQUA LYTIC

Procedimiento:

- Determinar el valor de DQO para tener un valor referencial de DBO₅. Generalmente el valor de DBO₅ es la mitad del valor de DQO.
- Tomar el volumen requerido de muestra con base en la Tabla A.1 y colocar la muestra en un frasco oscuro para análisis de DBO.

Tabla AV.1. Selección de la muestra de análisis de DBO₅

Rango (mg O ₂ /L DBO ₅)	Muestra (mL)	Factor	Gotas de Inhibidor de Bacterias Nitrificante
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 – 8 000	94,0	20	3
0 – 2 000	56,0	40	3
0 – 4 000	21,7	100	1

- Agregar el número de gotas de inhibidor de acuerdo con el volumen de muestra seleccionado y 3 gotas de KOH 12 M en el empaque de caucho del frasco oscuro al capuchón negro del frasco oscuro.
- Introducir el agitador magnético en el interior del frasco y tapar con el capuchón
- Introducir el frasco en el termostato y esperar cinco días.
- Registrar el valor de DBO_5 medido en el capuchón de medición y multiplicarlo por el factor correspondiente y reportar el resultado en $\text{mg O}_2/\text{L}$.

ANEXO VI

MÉTODO LAM/POE/39 PARA LA DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS SEDIMENTABLES

A continuación se detallan los materiales y equipos para la determinación de sólidos sedimentables:

- Probeta graduada, 1 L
- Cono imhoff de vidrio
- Varilla
- Porta cono

Procedimiento:

- Colocar 1 L de muestra en el cono imhoff.
- Dejar la muestra en reposo por 45 min, luego agitar con una varilla para que precipiten las partículas pegadas a la pared.
- Dejar la muestra en reposo por 15 min y leer el volumen de partículas sedimentadas en el fondo del cono.
- Reportar el resultado en mL/L.

ANEXO VII

MÉTODO ESTANDARIZADO PARA LA DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS

Los sólidos suspendidos corresponden a la diferencia matemática entre los sólidos totales y los sólidos disueltos (APHA, AWWA y WEF, 2005, p. 2-57). El resultado se reporta en mg/L.

$$SS \text{ (mg/L)} = ST \text{ (mg/L)} - SD \text{ (mg/L)} \quad \text{[AVII. 1]}$$

Donde:

SS: Sólidos suspendidos

ST: Sólidos totales

SD: Sólidos disueltos

ANEXO VIII

MÉTODO ESTANDARIZADO PARA LA DETERMINACIÓN DE CONDUCTIVIDAD

A continuación se detallan los materiales y equipos para la determinación de conductividad (APHA, AWWA y WEF, 2005, p. 2-47):

- Medidor de conductividad, ThermoScientific, modelo Orion 3 Star, 0,1 $\mu\text{S}/\text{cm}$
- Vaso de precipitación

Procedimiento:

- Colocar la muestra en el vaso de precipitación.
- Insertar el medidor en el vaso de precipitación, agitar y esperar a que se estabilice el equipo.
- Registrar el valor de la conductividad en $\mu\text{S}/\text{cm}$.

ANEXO IX

MÉTODO ESTANDARIZADO PARA LA DETERMINACIÓN DE TURBIDEZ

A continuación se detallan los materiales y equipos para la determinación de turbidez (APHA, AWWA y WEF, 2005, p. 2-9):

- Turbidímetro HACH, 2 100 P, 1 NTU
- Celda de vidrio

Procedimiento:

- Colocar 15 mL de la muestra en la celda.
- Insertar la celda en el turbidímetro y registrar el valor de la turbidez en NTU.

ANEXO X

MÉTODO LAM/POE/30 PARA LA DETERMINACIÓN DE NITRATOS

A continuación se detallan los materiales, equipos y reactivos para la determinación de nitratos:

- Pipeta graduada
- Celdas, 25 mL
- Papel filtro
- Espectrofotómetro HACH DR/2000
- Reactivo NitriVer5 Nitrito
- Agua destilada

Procedimiento:

- Colocar 25 mL de muestra filtrada en la celda (blanco).
- Colocar 25 mL de muestra filtrada en la celda con el contenido de un sobre de reactivo NitriVer 3 Nitrito y esperar 5 min (muestra).
- Colocar el blanco en el espectrofotómetro HACH a 507 nm, programa 351 y encerrar con el blanco.
- Realizar la medición de nitratos de la muestra y reportar el valor en mg NO₃⁻/L.

ANEXO XI

MÉTODO LAM/POE/25 PARA LA DETERMINACIÓN DE FOSFATOS

A continuación se detallan los materiales, equipos y reactivos para la determinación de fosfatos:

- Vaso de precipitación
- Pipeta graduada
- Celdas, 25 mL
- Papel filtro
- Espectrofotómetro HACH DR/2000
- Reactivo Fosfover Fosfato
- Agua destilada

Procedimiento:

- Colocar 25 mL de muestra filtrada en la celda (blanco).
- Colocar 25 mL de muestra filtrada en la celda con el contenido de un sobre de reactivo Fosfover Fosfato y esperar 2 min (muestra).
- Colocar el blanco en el espectrofotómetro HACH a 430 nm, programa 480 y encerrar con el blanco.
- Realizar la medición de nitratos de la muestra y reportar el valor en mg PO₄³⁻/L.

ANEXO XII

MÉTODO ESTANDARIZADO PARA LA DETERMINACIÓN DEL pH

A continuación se detallan los materiales y equipos para la determinación de pH (APHA, AWWA y WEF, 2005, p. 4-90):

- Vaso de precipitación
- pH-metro JENWAY, modelo 3510, 0,01 pH

Procedimiento:

- Colocar la muestra en el vaso de precipitación.
- Insertar la termocupla, esperar que se estabilice el pH-metro y registrar el valor del pH.

ANEXO XIII

PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN DE UN GENERADOR DE OZONO PHILAQUA, MODELO BMT 802 M

A continuación se detalla el procedimiento para la operación de un generador de ozono PHILAQUA, modelo BMT 802 M

- Conectar el generador a la fuente de corriente eléctrica de 110 V.
- Abrir la válvula del cilindro de oxígeno y graduar el flujómetro al valor deseado.
- Mantener la presión del equipo en 0,5 bar.
- Esperar 1 min para la estabilización del flujo de oxígeno.
- Encender el generador de ozono oprimiendo el botón verde, a su vez iniciar la cuenta con el cronómetro.
- Observar que el valor de la presión se mantenga constante
- Una vez transcurrido el tiempo deseado, apagar el generador oprimiendo el botón rojo.
- Cerrar el paso de oxígeno para evitar el burbujeo.
- Cerrar la válvula del cilindro de oxígeno.
- Desconectar el equipo de la fuente de corriente eléctrica.

ANEXO XIV

DETERMINACIÓN DE LA PRODUCCIÓN Y CONSUMO DE OZONO

Para determinar la producción y el consumo de ozono se emplearon los siguientes materiales, equipos y reactivos:

- Frasco lavador de 125 mL
- Generador de ozono PHILAQUA, modelo BMT 802 M
- Ácido sulfúrico, 2 N
- Yoduro de potasio, 2 %
- Tiosulfato de sodio, 0,1 N
- Solución indicadora de almidón, 0,5 g/100 mL

A continuación se describe el procedimiento de la determinación de producción de ozono (Gottschalk et al., 2010, p. 68):

- Burbujear durante 1 min el ozono producido en el generador, en un frasco lavador con 80 mL de yoduro de potasio 2 %.
- Verter el contenido del frasco en un erlenmeyer y añadir 10 mL de ácido sulfúrico 2 N.
- Titular con el tiosulfato de sodio 0,1 N hasta que el color amarillo casi desaparezca.
- Añadir 2 mL de la solución de almidón y continuar hasta que la tonalidad azul desaparezca.

El procedimiento para la determinación del consumo de ozono se presenta a continuación:

- Colocar 80 mL de yoduro de potasio 2 % en un frasco lavador.
- Ubicar el frasco lavador a la salida de la unidad de contacto con un volumen conocido de muestra.

- Ozonificar por un lapso de tiempo y burbujear la solución del frasco lavador.
- Verter el contenido del frasco en un erlenmeyer y proceder como se describe en la parte anterior.

Para cuantificar la producción y consumo de ozono se emplea la siguiente ecuación:

$$g \text{ O}_3/h = \left[\frac{V_{\text{titulante}} (\text{mL}) \times C_{\text{titulante}} (N) \times 0,024 (g / \text{mL} \times N) \times 1000}{t_{\text{ozonificación}} (h)} \right] \quad [\text{AXIV.1}]$$

Donde:

$g \text{ O}_3/h$: producción de ozono u ozono en el gas de salida

$V_{\text{titulante}}$: volumen del titulante

$C_{\text{titulante}}$: concentración del titulante

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

El consumo de ozono se determinó por diferencia entre el ozono producido y el ozono en el gas de salida.

ANEXO XV

MÉTODO DE COMBUSTIÓN Y DETERMINACIÓN POR INFRARROJOS DEL TOC

Los materiales, equipos y reactivos empleados para la cuantificación del TOC se detallan a continuación:

- Papel filtro
- Tubos de ensayo
- Agua HPLC
- TOC SHIMADZU, modelo 5 000 A

El procedimiento de análisis es el siguiente:

- Filtrar la muestra y colocar 5 mL en un tubo de ensayo (muestra).
- Ajustar la temperatura 900 °C en el equipo TOC 5 000 A.
- Colocar 5 mL de agua HPLC en una celda (blanco).
- Inyectar el blanco.
- Inyectar la muestra y realizar las mediciones de TOC.
- Reportar los resultados en mg/L.

ANEXO XVI

EJEMPLO DE CÁLCULO DEL ANÁLISIS ESTADÍSTICO REALIZADO EN EL PROGRAMA STATGRAPHICS

La diferencia significativa entre los diferentes valores de pH para la disminución del TOC en el proceso de ozonificación fue determinada mediante un análisis estadístico con el uso del programa Statgraphics. En la Tabla AXVI.1 se detallan los valores experimentales con los que se realizó este análisis.

Tabla AXVI.1. Datos experimentales de TOC para el análisis estadístico del efecto de la variación del pH y del tiempo de ozonificación en el efluente industrial

pH	5,0			7,0			8,5		
Tiempo (min)	TOC (mg/L)			TOC (mg/L)			TOC (mg/L)		
0	8120	8116	8132	8120	8116	8132	8120	8116	8132
10	4120	4130	4128	3992	3985	3996	4112	4106	3988
15	3986	3845	3902	3955	3940	3961	4023	4086	3980

Los resultados obtenidos en el programa Statgraphics fueron los siguientes:

Tabla AXVI.2. Prueba de múltiples rangos del efecto de la variación del pH sobre la disminución de TOC

pH	Casos	Media LS	Sigma LS	Grupos Homogéneos
5,0	9	5355,22	17,8928	X
7,0	9	5386,56	17,8928	X
8,5	9	5407,00	17,8928	X

La Tabla AXVI.2 muestra la existencia de 3 grupos homogéneos según la alineación de la letra X en la columna y la inexistencia de diferencias estadísticamente significativas con un nivel de confianza del 95 %.

ANEXO XVII

EJEMPLO DE CÁLCULO PARA EL DISEÑO DEL SEDIMENTADOR

A continuación se detalla el cálculo para el diseño del sedimentador:

Datos:

$$v = 0,7 \text{ cm/min} = 0,011 \text{ m/s}$$

$$Q = 275 \text{ m}^3/\text{día} = 0,003 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$B = 2,5 \text{ m}$$

Cálculos:

$$A_s = Q/v \quad \text{[AXVII.1]}$$

$$A_s = 0,003 \text{ m}^3/\text{s}/0,011 \text{ m/s}$$

$$A_s = 27,3 \text{ m}^2$$

$$L = A_s/B \quad \text{[AXVII.2]}$$

$$L = 27,3 \text{ m}^2/2,5 \text{ m}$$

$$L = 10,9 \text{ m}$$

$$L/B = 4,4$$

$$L/H = 6$$

$$H = 1,8 \text{ m}$$

$$V = B \times H \times L \quad \text{[AXVII.3]}$$

$$V = 2,5 \text{ m} \times 1,8 \text{ m} \times 10,9 \text{ m}$$

$$V = 49,62 \text{ m}^3$$

El volumen del sedimentador al tomar en cuenta el factor de seguridad del 40 % es:

$$V = 49,62 \text{ m}^3 \times 1,4$$

$$V = 69,5 \text{ m}^3$$

Donde:

Q: caudal

v: velocidad de sedimentación

B: ancho

H: alto

L: largo

As: área superficial

V: volumen del sedimentador

ANEXO XVIII

EJEMPLO DE CÁLCULO PARA EL DISEÑO DEL FILTRO DE ARENA

Datos:

$$Q = 11,45 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$t_f = 0,40 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

Cálculos:

$$A = Q/t_f \quad \text{[AXVIII.1]}$$

$$A = 11,45 \text{ m}^3/\text{h}/0,40 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

$$A = 28,65 \text{ m}^2$$

Para un filtro rectangular:

$$A = L \times a \quad \text{[AXVIII.2]}$$

$$L = 2a \quad \text{[AXVIII.3]}$$

$$a = 3,8 \text{ m}$$

$$L = 7,6 \text{ m}$$

Para un filtro cilíndrico:

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \quad \text{[AXVIII.4]}$$

$$D = 6,0 \text{ m}$$

Se seleccionó el filtro de arena en forma cilíndrica porque ocupa menor espacio.

Determinación de la altura del filtro:

$$h_{af} = 1,0 \text{ m}$$

$$h_{ag} = 0,5 \text{ m}$$

$$h_{cp} = 1,1 \text{ m}$$

Determinación de la altura del filtro.

$$h_t = h_{af} + h_{ag} + h_{cp} \quad [\text{AXVIII.5}]$$

$$h_t = 1,0 \text{ m} + 0,5 \text{ m} + 1,1 \text{ m}$$

$$h_t = 2,6 \text{ m}$$

$$V = A \times h_t \quad [\text{AXVIII.6}]$$

$$V = 74,5 \text{ m}^3$$

El volumen del filtro de arena al tomar en cuenta el factor de seguridad del 40 % es:

$$V = 74,5 \text{ m}^3 \times 1,4$$

$$V = 104,3 \text{ m}^3$$

Donde:

A: área

Q: caudal

tf: tasa de filtración

L: largo

a: ancho

D: diámetro

h_t : altura total

h_{af} : altura de arena fina

h_{ag} : altura de arena gruesa

h_{cp} : altura de capa filtrante

ANEXO XIX

EJEMPLO DE CÁLCULO PARA EL DISEÑO DE LAS COLUMNAS DE OZONIFICACIÓN

Cálculo para el diseño de las columnas de ozonificación:

Datos:

$$Q = 11,45 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$h = 6 \text{ m}$$

$$t = 10 \text{ min} = 0,17 \text{ h}$$

Cálculos:

$$V = Q \times t$$

[AXIX.1]

$$V = 11,45 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,17 \text{ h} = 2,7 \text{ m}^3$$

La unidad de contacto entre el ozono y el efluente constará de tres columnas de iguales dimensiones, el cálculo de cada columna se presenta detallado a continuación:

$$V_c = V/3 = 0,89 \text{ m}^3$$

El diámetro de la columna se calculó de la siguiente manera:

$$D = \sqrt{\frac{V_c \times 4}{h \times \pi}} = \sqrt{\frac{0,89 \times 4}{6 \times \pi}} = 0,43 \text{ m}$$

Donde:

Q: caudal

h: altura de la columna

t: tiempo de tratamiento

D: diámetro

ANEXO XX

EJEMPLO DE CÁLCULO PARA LA PRODUCCIÓN Y CONSUMO DE OZONO

Para la cuantificación del consumo y producción de ozono en las muestras del efluente industrial se realizó la titulación con tiosulfato de sodio 0,1 N, como se mencionó en el Anexo XIV. Los datos obtenidos en la titulación se reportan en la Tabla AXX.1.

Tabla AXX.1. Datos de la titulación con tiosulfato de sodio 0,1 N

Procedimiento	Producción de ozono	Ozono en el gas de salida
Tiempo de ozonificación (h)	V titulante (mL)	V titulante (mL)
0,02	20,1	13,2
0,02	20,0	13,1
0,02	20,1	13,1

La diferencia entre el ozono alimentado y el ozono presente en el gas de salida permitió determinar el consumo de ozono. Los resultados se presentan en la Tabla AXX.2.

Tabla AXX.2. Resultados de la producción y consumo de ozono

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

La ecuación AXX. 1 se empleó para determinar el porcentaje de transferencia de ozono al efluente tratado.

$$\% \text{ TE} = \frac{O_3 \text{ alimentado} - O_3 \text{ salida}}{O_3 \text{ alimentado}} \times 100 \quad [\text{AXX. 1}]$$

$$\% \text{ TE} = \frac{2,89 - 1,91}{2,89} \times 100$$

$$\% \text{ TE} = 33,97$$

Donde:

O_3 alimentado: producción de ozono en g/h

O_3 salida: ozono en el gas de salida en g/h

% TE: porcentaje de transferencia de ozono al efluente

ANEXO XXI

EJEMPLO DE CÁLCULO PARA EL DISEÑO DEL REACTOR ANAEROBIO

Datos:

$$Q = 385 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$K_s = 4,4E+03 \text{ mg DBO/L}$$

$$k = 0,64 \text{ mg DBO}/(\text{mg SSV} \cdot \text{día})$$

$$Y_{x/s} = 2,869 \text{ mg SSV}/\text{mg DBO}$$

$$k_d = 11,52 \text{ día}^{-1}$$

$$\mu_m = 1,82 \text{ día}^{-1}$$

$$S_i = 5\,436 \text{ mg DBO/L}$$

$$S_f = 4\,202 \text{ mg DBO/L}$$

$$X = 3\,727,8 \text{ mg SSV/L}$$

Cálculos:

$$\theta = \left(\frac{K_s}{k \cdot X} \right) \cdot \ln \left(\frac{S_i}{S_f} \right) + \frac{S_i - S_f}{k \cdot X} \quad [\text{AXXI.1}]$$

$$\theta = \left(\frac{4,4E+03}{0,64 \cdot 3\,727,8} \right) \cdot \ln \left(\frac{5\,436}{4\,202} \right) + \frac{5\,436 - 4\,202}{0,64 \cdot 3\,727,8}$$

$$\theta = 1,0 \text{ día}$$

$$V = \frac{\theta \cdot Y \cdot Q \cdot (S_i - S_f)}{X \cdot (1 + k_d \cdot \theta)} \quad [\text{AXXI.2}]$$

$$V = \frac{1,01 \cdot 2,8 \cdot 385 \cdot (5\,436 - 4\,202)}{3\,727,8 \cdot (1 + 11,52 \cdot 1,10)}$$

$$V = 29,72 \text{ m}^3$$

Donde:

Q: caudal

Ks: constante de saturación

k: tasa máxima de remoción de sustrato

$Y_{x/s}$: coeficiente de producción de crecimiento

k_d : coeficiente de respiración endógena

μ_m : tasa máxima específica de crecimiento

S_i: sustrato inicial

S_f: sustrato final

X: concentración de biomasa

θ : tiempo de retención hidráulico

V: volumen