



**UNIVERSIDAD MICHOACANA
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**“TRATAMIENTO DE UN EFLUENTE DE UN REACTOR
ANAEROBIO MEDIANTE FILTRACIÓN-OXIDACIÓN AVANZADA
CON OZONO”**

TESIS presentada por:

I.Q. ROBERTO JARED ALEJANDRE AGUILAR

A la División de Estudios de Posgrado de la Facultad

de Ingeniería Química como requisito

para obtener el grado de:

MAESTRO EN CIENCIAS

EN

INGENIERÍA QUÍMICA

Directora de Tesis:

Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga

Co-Director:

Dr. José Apolinar Cortés

Morelia, Mich.

Agosto 2024



Asunto: Impresión de Tesis.

M.P.P. Venecia Azereet Medina Ortiz.
Jefe del Departamento de Titulación de la
U.M.S.N.H.

Por este medio nos dirigimos a usted de la manera más atenta para notificarle, que después de haberle dado seguimiento al desarrollo de la tesis: "TRATAMIENTO DE UN EFLUENTE DE UN REACTOR ANAEROBIO MEDIANTE FILTRACIÓN-OXIDACIÓN AVANZADA CON OZONO", después de haber revisado el manuscrito que presentó el alumno **Roberto Jared Alejandro Aguilar**, con matrícula **1609757F**, concluimos que cumple con los requisitos académicos y con lo establecido en el Reglamento General de Estudios de Posgrado para el desarrollo de su Tesis.

Por lo anterior este Comité Tutorial da el aval para su impresión final.

Director de Tesis: Dr. Ma. del Carmen Chávez Parga 07001002

Codirector: Dr. José Apolinar Cortés 82033374

Vocales:

Dr. Francisco Ung Medina EXT 21073

Dr. Rafael Huirache Acuña 11000201

Dr. Jaime Espino Valencia 04001940

Atentamente.
Morelia, Michoacán a 08 de julio de 2024

Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga
Coordinador del Programa de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química.

MCCP./mcpa.



DEPARTAMENTO DE POSGRADO

TRATAMIENTO DE UN EFLUENTE DE UN REACTOR ANAEROBIO MEDIANTE FILTRACIÓN-OXIDACIÓN AVANZADA CON OZONO

Por

Roberto Jared Alejandro Aguilar, Julio 2023

Dirigida por: Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga

Co-director: Dr. José Apolinar Cortés

Entidad: Posgrado de la Facultad de Ingeniería Química.

RESUMEN

En el proceso de producción de biogás las aguas residuales generadas contienen concentraciones significativas de materia orgánica remanente, por lo que su descarga afecta al ambiente o que su re aprovechamiento dentro del proceso no sea factible. En base a lo anterior se han estudiado diferentes tratamientos para estos efluentes. Actualmente los procesos de oxidación avanzada (POA), siendo de interés los base ozono que ofrecen una alternativa eficaz para tratar estos contaminantes. Las tecnologías de oxidación avanzada generan la producción de radicales hidroxilos, los cuales producen cambios en la estructura química y degradan con facilidad contaminantes orgánicos recalcitrantes y ciertos contaminantes inorgánicos presentes en estas aguas residuales. En el presente trabajo, se planteó como objetivo evaluar el efecto cuando se aplican los procesos de filtración y Oxidación Avanzada con Ozono sobre el efluente de un reactor anaerobio de residuos de Vinazas mezcaleras y de pescados y mariscos, se utilizó un reactor de columna de burbujeo tipo *batch*, se empleó tezontle como medio filtrante para el proceso de filtración. El desarrollo experimental se realizó a través un diseño Taguchi L_8 de cuatro factores (flujo de aire-ozono, concentración del efluente, proceso de filtración y variación de la temperatura del efluente) en dos niveles (alto y bajo), siendo la variable respuesta del experimento la disminución de sólidos volátiles (SV), además de cuantificar el impacto de los factores propuestos en el tratamiento del efluente. Los resultados muestran que el tratamiento del proceso de filtración y oxidación avanzada con ozono es capaz de disminuir la concentración de sólidos volátiles en el efluente del reactor anaerobio con una eficiencia de 17% y una constante cinética 0.0022 min^{-1} a las condiciones de: flujo de la mezcla gaseosa de 126.66 L/h, 5000 mg/L de concentración de sólidos volátiles, uso de filtración y temperatura de 25°C.

Palabras Clave: *Procesos de Oxidación Avanzada, Ozonización, Agua residual, Materia Orgánica.*

Treatment of an Anaerobic Reactor Effluent by Advanced Oxidation with Ozone

By

Roberto Jared Alejandro Aguilar, Julio 2023

Directed by: Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga

Co-Director: Dr. José Apolinar Cortés

Graduate Studies Division of the School of Chemical Engineer.

ABSTRACT

During the biogas production process, the wastewater generated contains significant concentrations of remaining organic matter, so that its discharge affects the environment or its reuse within the process is not viable. Based on the above, different treatments for these effluents have been studied. Currently, advanced oxidation processes (AOP), with ozone-based processes being of interest, offer an effective alternative for treating these pollutants. Advanced oxidation technologies generate the production of hydroxyl radicals, which produce changes in the chemical structure and easily degrade recalcitrant organic pollutants and certain inorganic pollutants present in these wastewaters. The objective of this study was to evaluate the effect of the filtration and advanced ozone oxidation processes on the effluent of an anaerobic reactor for mezcal and fish and seafood wastes, using a batch-type bubbling column reactor and tezontle as a filter medium for the filtration process. The experimental development was carried out using a Taguchi L8 design with four factors (air-ozone flow, effluent concentration, filtration process and effluent temperature variation) at two levels (high and low), with the response variable of the experiment being the decrease in volatile solids (VS), in addition to quantifying the impact of the proposed factors on the effluent treatment. The results show that the treatment of the filtration and advanced oxidation process with ozone is able to decrease the concentration of volatile solids in the effluent of the anaerobic reactor with an efficiency of 17% and a kinetic constant 0.0022 min^{-1} at the conditions of: flow of the gas mixture of 126.66 L/h, 5000 mg/L concentration of volatile solids, use of filtration and temperature of 25°C.

Keywords: *Advanced Oxidation Processes, Ozonation, Wastewater, Organic Mat*

DEDICATORIA

A MI HERMANA DIANA, CON MUCHO AMOR Y CARÍÑO LE DEDICO TODO MI ESFUERZO Y TRABAJO PUESTO EN LA REALIZACIÓN DE ESTA TESIS, GRACIAS POR TU APOYO INCONDICIONAL DURANTE ESTE CAMINO.

CON MUCHO CARÍÑO A MIS ABUELOS DON SIMON Y DOÑA SANTOS, QUE A TRAVÉS DE SUS ENSEÑANZAS Y CRIANZA ME HAN INCULCADO LOS VALORES Y LOS PRINCIPIOS QUE HAN FORJADO A LA PERSONA QUE HOY EN DÍA SOY.

AGRADECIMIENTOS.

A la UNIVERSIDAD MICHOACANA DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO y a mí siempre querida y odiada FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA por ser mi hogar todos estos años y al POSGRADO DE INGENIERÍA QUÍMICA, por la gran oportunidad que me brindó al aceptarme en el plan de estudios MCIQ.

Al CONSEJO NACIONAL DE HUMANIDADES, CIENCIAS Y TECNOLOGÍA por la beca otorgada durante los dos años de maestría, la cual fue de gran ayuda para cumplir esta meta.

A mis directores de tesis; la DRA. MA. DEL CARMEN CHÁVEZ PARGA y DR. JOSÉ APOLINAR CORTES, por la confianza, el apoyo y la paciencia brindada durante este tema de investigación.

A los miembros de mi MESA SINODAL; Dr. Jaime Espino, Dr. Rafael Huirache y al Dr. Francisco Ung, gracias por todos sus comentarios y sugerencias que ayudaron a la mejora de este proyecto investigación.

A mis COMPAÑEROS DE MAESTRÍA, que más que compañeros fueron mis haters, pero los haters son fans en negación así que todo bien. Gracias por su apoyo y compañía durante estos dos años.

A mis COMPAÑEROS DEL LABORATORIO DE AMBIENTAL, que más que compañeros se convirtieron en familia, gracias a ustedes las largas y pesadas jornadas de trabajo fueron más amenas. Un agradecimiento en especial a mi compañera y amiga; GEMMA LIZETH, gracias por tu apoyo y motivación a lo largo de estos dos años, sin duda fueron de gran ayuda y recuerda que somos *#turnodelatarde*.

A la FAMILIA que la facultad de ingeniería química me brindó; David, Daniel, Uriel y Wisho gracias por su constante apoyo en esta etapa y a mis AMISTADES MÁS LONGEVAS; Karla, Flavio, Luis, Mati y Albert, GRACIAS por siempre estar en las etapas más importantes de mi vida.

Por último, pero no menos importante; a mis PADRES y a mis HERMANOS. Son una parte importante de mi vida y hasta el día de hoy los amo y siempre los llevo en mi corazón

ÍNDICE	Página
RESUMEN	ii
ABSTRACT	iii
ÍNDICE DE FIGURAS	x
ÍNDICE DE TABLAS	xii
GLOSARIO	xiv
ABREVIATURAS	xv
CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Generalidades.....	2
1.2. Antecedentes.	5
1.3 Planteamiento del Problema.....	9
1.4. Justificación de la Investigación.	10
1.5. Hipótesis.....	11
1.6. Objetivos.	11
1.6.1. Objetivo General.	11
1.6.2. Objetivos Particulares.....	11
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO.....	12
2.1. Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (<i>UASB</i>).	13
2.1.1. Funcionamiento Reactor <i>UASB</i>	13
2.2. Digestión Anaerobia del Reactor <i>UASB</i>	14
2.2.1. Hidrolisis.	14
2.2.2 Acidogénesis.	14
2.2.3 Acetogénesis.....	15
2.2.4 Metanogénesis.	15
2.2.5. Limitaciones.	16
2.2.6. Tratamiento de efluentes de reactores <i>UASB</i>	16
2.3 Agua.	17
2.3.1 Contaminación del Agua.	17
2.3.2 Aguas Residuales.	18
2.4. Tratamiento de Aguas Residuales.....	19

2.4.1 Tipos de Tratamientos de Aguas Residuales.....	19
2.4.2 Tratamiento Primario.	20
2.4.2.1 Filtración.....	20
2.4.3 Tratamiento Secundario.	21
2.4.4 Tratamiento Terciario.....	22
2.5 Procesos de Oxidación Avanzada.	22
2.5.1. Ozono.	23
2.5.2. Ozonización como Proceso de Oxidación Avanzada.....	24
2.5.2.1. Generación del Ozono.	24
2.5.2.2. Reactividad del Ozono.....	25
2.5.2.3. Transferencia del ozono al reactor.....	26
2.6. Reactor Columna de Burbujeo.	26
2.6.1. Funcionamiento.	26
2.6.2. Transferencia de Masa gas-líquido.....	27
2.6.3. Cinética de Reacción.	28
CAPÍTULO III. METODOLOGÍA.....	30
3.1. Alimentación de los residuos alimenticios al Reactor <i>UASB</i>	31
3.2. Efluente Reactor <i>UASB</i>	33
3.3. Proceso de Filtración.....	33
3.3.1. Filtro granular.....	34
3.4. Proceso de Oxidación Avanzada.....	35
3.4.1 Reactor Columna de Burbujeo.	35
3.4.1.2 Diseño del Reactor de Columna de Burbujeo.....	35
3.4.1.3 Diámetro de Burbuja.....	37
3.4.1.4 <i>Hold-up</i>	37
3.4.1.5 Tiempo de residencia.....	38
3.4.1.6 Coeficiente de Transferencia de masa del Sistema Gas-Líquido.	38
3.5 Diseño Experimental.....	40
3.5.1. Pruebas con Proceso de Filtración.....	42
3.5.2 Pruebas sin Proceso de Filtración.....	43
3.5.3 Toma de muestra.	44

3.5.4 Monitoreo de Operación.....	44
CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y ANÁLISIS.	45
4.1 Caracterización alimentación Reactor <i>UASB</i>	46
4.2 Caracterización del Efluente.	46
4.3. Reactor Columna de Burbujeo.	46
4.3.1 Aire-Ozonizador.	46
4.3.2 Diámetro de burbuja.	47
4.3.3 <i>Hold-Up</i> y Tiempo de residencia.	47
4.3.4. Coeficiente de Transferencia de Masa.	48
4.5 Diseño Experimental (sin Filtración).	53
4.6 Diseño Experimental (Filtración).	56
4.7 Análisis Estadístico.	59
4.8 Resumen de Resultados.	61
4.9. Impacto del tratamiento al reactor <i>UASB</i>	62
4.10. Pruebas de Biodegradabilidad.	63
RECOMENDACIONES	68
BIBLIOGRAFÍA	70
ANEXO 1	78
ANEXO 2	84

Figura 1. Ilustración esquemática de la generación de radicales hidroxilos para la degradación de contaminantes orgánicos (Adaptado de Amor et al., 2019)	3
Figura 1.1 Diagrama Reactor de Burbujeo.....	4
Figura 2. Esquema de un Reactor UASB (Chernicharo, 2007).....	13
Figura 2.1. Esquema de la digestión anaeróbica de materia orgánica compleja (Moraes <i>et al</i> , 2015).....	15
Figura 2.2. Ciclo del agua (Barceló & López, 2008)	18
Figura 2.3. Vía de degradación general asistida por ozono, Mecanismo de reacción directa e indirecta (Saranya & Shanthakumar, 2020).	25
Figura 2.4. Regímenes de flujo en un reactor de columna de burbujeo (Calderón, 2017)....	26
Figura 2.5. Representación de la teoría de la doble película del Ozono.	27
Figura 3. Diagrama de producción de biogás.....	31
Figura 3.1. Esquema de filtración por medios Granulares	33
Figura 3.2. Filtro Granular	34
Figura 3.3. Proceso de ozonización.....	35
Figura 3.4. Diagrama del reactor de columna de burbujeo.	36
Figura 3.5. Representación deformada de una burbuja como un elipsoide con sus diámetros; ancho y estrecho	37
Figura 3.6. Esquema proceso de ozonización para la determinación del coeficiente de transferencia de masa.....	39
Figura 3.7. Diagrama pruebas con filtración.....	42
Figura 3.8. Diagrama pruebas sin filtro.....	43
Figura 4. Coeficiente global de transferencia de masa, pruebas sin empaque a) Prueba 1, b) Prueba 4, c) Prueba 6 y d) Prueba 7.	49
Figura 4.1. Coeficiente global de transferencia de masa, pruebas sin empaque a) Prueba 2, b) Prueba 3, c) Prueba 5 y d) Prueba 8.	50
Figura 4.2. Coeficiente Global de transferencia de Masa en cada prueba.	51
Figura 4.3. Gráfica de efectos principales para el Coeficiente de transferencia de masa. .	52
Figura 4.4. Análisis de Varianza Coeficiente de transferencia de masa.	52
Figura 4.5. Sólidos Volátiles pruebas 1,3,5 y 7 sin proceso de filtración.	54
Figura 4.6. Cinéticas de remoción para las pruebas a) Prueba 1, b) Prueba 3, c) Prueba 5 y d) Prueba 7.....	54

Figura 4.7. pH, Conductividad y Oxígeno disuelto para las pruebas a) Prueba 1, b) Prueba 3, c) Prueba 5 y d) Prueba 7.....	55
Figura 4.8. Sólidos Volátiles pruebas 2,4,6 y 8 sin proceso de filtración.	57
Figura 4.9. Cinéticas de remoción para las pruebas a) Prueba 2, b) Prueba 4, c) Prueba 6 y d) Prueba 8.....	57
Figura 4.10. pH, Conductividad y Oxígeno disuelto para las pruebas a) Prueba 2, b) Prueba 4, c) Prueba 6 y d) Prueba 8.....	58
Figura 4.11. Efectos principales de medias.	59
Figura 4.12. Análisis de Varianza.	60
Figura 4.13. Efectos principales de medias para la señal de ruido menor es mejor.....	60

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Valores de DQO para diferentes degradaciones (Jović <i>et al.</i> , 2013).....	7
Tabla 1.1. Comparación de la decoloración y la eliminación de la DQO de la rodamina B (Cuiping <i>et al.</i> , 2011).....	8
Tabla 2. Tipos de Tratamiento de Aguas residuales (Calderón, 2017)	19
Tabla 2.1. Diferentes tecnologías de los Procesos de Oxidación Avanzada (Adaptada de Bes Monge <i>et al.</i> , 2018)	23
Tabla 2.2. Propiedades fisicoquímicas del ozono (Adaptada de Javier, 2003)	24
Tabla 2.3. Potencial redox de algunos agentes oxidantes (Adaptada de Javier, 2003)	24
Tabla 3. Parámetros y métodos de análisis de monitoreo en el proceso de alimentación al reactor <i>UASB</i>	32
Tabla 3.1. Parámetros óptimos en el proceso de alimentación al reactor <i>UASB</i>	32
Tabla 3.2. Tamaño y porosidad del tezontle empleado.	34
Tabla 3.3. Diseño de Experimentos para la Determinación del Coeficiente Global de Transferencia de Masa.....	38
Tabla 3.4. Arreglos Ortogonales Taguchi de Dos Niveles.	40
Tabla 3.5. Diseño de Experimentos para Tratamiento Filtración-POA-Ozono.	41
Tabla 3.6. Pasos de Operación pruebas con proceso de filtración.	42
Tabla 3.7. Pasos de Operación pruebas sin proceso de filtración.....	44
Tabla 3.8. Parámetros y métodos de análisis.....	44
Tabla 4. Parámetros de seguimiento alimentación reactor <i>UASB</i>	46
Tabla 4.1. Parámetros de seguimiento, obtención del efluente del reactor <i>UASB</i>	46
Tabla 4.2. Flujo de la Mezcla Aire-Ozono Suministrada al Sistema.	46
Tabla 4.3. Diámetro de Burbuja a diferentes Flujos.....	47
Tabla 4.4. Tiempo de Residencia y <i>Hold-Up</i> para diferentes flujos.	48
Tabla 4.5. Coeficiente de transferencia de masa para el sistema POA-Ozono.	50
Tabla 4.6. Factores que afectan al coeficiente global de transferencia de masa.	50
Tabla 4.7. Cambio de la concentración con respecto al tiempo y desviación estándar, pruebas 1,3,5 y 7.	53
Tabla 4.8. Cambio de la concentración con respecto al tiempo y desviación estándar, pruebas 2,4,6 y 8.	56

Tabla 4.9. Diseño Taguchi L ₈ con su variable de respuesta.	59
Tabla 4.10. Resumen Parámetros pH, Conductividad, Oxígeno Disuelto.	61
Tabla 4.11. Resultados diseño de experimentos globales.	61
Tabla 4.12. Recirculación del efluente tratado.	62
Tabla 4.13. Parámetros del efluente tratado en comparación con la alimentación al reactor anaerobio.	63
Tabla 4.14. Prueba 1 de Biodegradabilidad.....	64
Tabla 4.15. Demanda Bioquímica de Oxígeno, Prueba 1.	64
Tabla 4.16. Prueba 1 de Biodegradabilidad.....	64
Tabla 4.17. Demanda Bioquímica de Oxígeno, Prueba 1.	65

Biogás. Gas combustible compuesto principalmente por: CH₄ (metano), CO₂ (dióxido de carbono), H₂S (sulfuro de hidrógeno) y vapor de agua (H₂O). Se genera a través de reacciones bioquímicas de biodegradación de la materia orgánica, facilitadas por la acción de microorganismos en condiciones en ausencia de oxígeno.

Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO₅). Es una estimación de la cantidad de oxígeno que requiere una población microbiana heterogénea para oxidar la materia orgánica de una muestra de agua en un periodo de 5 días.

Conductividad. Medida de la capacidad de una solución acuosa para transportar una corriente eléctrica. Parámetro que sirve para estimar el contenido total de constituyentes iónicos.

Efluente. Corriente líquida de descarga, que sale al final del proceso de producción de biogás del reactor anaerobio

Oxígeno Disuelto (OD). Establece la cantidad de oxígeno (mg/L) que puede tener el agua a una temperatura determinada. Se conoce también como el porcentaje de saturación.

Potencial de Hidrogeno (pH). Parámetro que mide la concentración de iones hidronio presentes en el agua. Se denominan como ácidas las disoluciones con pH menores que 7, disoluciones básicas tienen un pH superior a 7. La disolución se considera neutra con un pH igual a 7

Pretratamiento. Operaciones y procesos realizados antes de una etapa principal o proceso, con el objetivo de preparar o mejorar las condiciones para la etapa subsiguiente. En diversos contextos, el pretratamiento puede implicar la preparación de materiales

Recirculación. La recirculación del agua consiste en hacer como mínimo un segundo uso del agua que ha ingresado al proceso productivo y que se ha sometido a un tratamiento específico, sin realizar vertimiento o haciéndolo en un menor porcentaje.

Residuo. Sustancia, objeto o material que queda después de un proceso o actividad y que se considera no deseado o sin valor en ese contexto particular. Los residuos pueden tomar diversas formas; sólidos, líquidos o gases.

Sólidos Volátiles (SV). Cantidad de materia orgánica e inorgánica que se volatiliza por el efecto de la calcinación a 550 °C ± 50 °C.

Temperatura (T). La temperatura es una magnitud escalar que se define como la cantidad de energía cinética de las partículas de una masa gaseosa, líquida o sólida. Es un parámetro físico que afecta mediciones de otros como pH, alcalinidad o conductividad.

DBO: Demanda Biológica de Oxígeno.

COD: Del inglés Chemical Oxygen Demand. Demanda Química de Oxígeno.

COT: Carbón Orgánico Total.

CPVC: Del inglés: *Chlorinated Polyvinyl Chloride*, Cloruro de Policloruro de Vinilo

DQO: Demanda Química de Oxígeno.

H₂: Hidrógeno

H₂O₂: Peróxido de Hidrógeno

in: pulgada (unidad de medida)

NMX-AA-SCFI: Norma Mexicana de Análisis de Agua de la Secretaría de Comercio y Fomento Industrial.

OH·: Radical Hidroxilo.

O₃: Ozono

POA: Proceso de Oxidación Avanzada.

pH: Potencial de Hidrógeno.

PVC: Del inglés: *Polyvinyl Chloride*, Policloruro de Vinilo

RAFA: Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.

ST: Sólidos Totales.

SV: Sólidos Volátiles.

SF: Sólidos Fijos

SST: Sólidos Suspendidos Totales

SSV: Sólidos Suspendidos Volátiles.

t_r: Tiempo de residencia.

UASB: Del inglés Upflow Anaerobic Sludge Blanket. Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.

UV: Radiación Ultravioleta

CAPÍTULO I.

INTRODUCCIÓN



1.1 Generalidades.

La producción de biogás, a través de la fermentación anaeróbica, es uno de los procesos biológicos más frecuentes usados por la naturaleza para descomponer los materiales orgánicos. El proceso es sumamente complejo, en el que intervienen varios consorcios microbianos, especies bacterianas que contribuyen a la formación de este gas. Actualmente el proceso tiene un alto interés debido a la generación de un combustible alternativo y a la utilización de biomasa residual precedente de residuos agropecuarios, domésticos y de cierto tipo de industrias (Benavides *et al.*, 2022).

Aunque la producción de biogás a partir de microorganismos en ausencia de oxígeno es una tecnología conocida desde hace muchos años, el tratamiento de residuos sólidos y líquidos de origen comercial por sistemas anaeróbicos es de desarrollo más reciente. En un principio su aplicación se restringió al tratamiento de aguas residuales domésticas, posteriormente se desarrollaron e implementaron como posibles alternativas de tratamiento, en especial en lo referente a los residuos sólidos orgánicos.

El reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA o UASB por sus siglas en inglés) es un proceso de un solo tanque. El residuo entra al reactor por la parte inferior y sale por la parte superior a través de un sistema de separación baffle, los cuales permiten la separación de las fases líquida, sólida y gaseosa. Por medio de este mecanismo, el gas es separado del lodo y colectado por un sistema de salida en la parte superior. En la zona inferior, donde la biomasa activa se encuentra en mayor concentración, se logran eficiencias de degradación entre el 70 y 80% (Díaz Báez, 1987); derivado de este proceso se generan aguas residuales, las cuales no pueden ser vertidas directamente en los cuerpos de agua sin un tratamiento previo o su reutilización en la operación del reactor.

La principal característica de efluentes provenientes de este tipo de reactores, se debe a la presencia de materia orgánica recalcitrante en concentraciones altas debido a la eficiencia del proceso de anaerobiosis, lo que hace necesario el tratamiento de este tipo de aguas para su reutilización. Para poder reutilizarlas se precisa que éstas cumplan una serie de características en función de su uso, sea su reintegración al proceso o su reintegración al ambiente. Para ello podemos encontrar alternativas de solución en los tratamientos de aguas residuales.

El principal problema que presenta el tratamiento biológico en aguas residuales es que únicamente se eliminarán aquellos compuestos biodegradables (Aracil, 2017). Por lo cual los compuestos no biodegradables, que generalmente son los compuestos con efectos más nocivos, permanecen en el agua y se vierten al medio. En respuesta a los problemas de los tratamientos convencionales para este tipo de aguas residuales, se han desarrollado tratamientos avanzados para la eliminación de contaminantes recalcitrantes y/o no biodegradables. El Proceso de Oxidación Avanzada es uno de estos tratamientos el cual consiste en la oxidación de la materia orgánica a través de los radicales hidroxilos ($\text{OH} \cdot$). Las tecnologías de los POA's poseen la capacidad de oxidar una gran variedad de contaminantes,



alcanzando la mineralización de los componentes al prolongar el tiempo suficiente el proceso o quedándose en estados de oxidación intermedios que permitan un acoplamiento con otros métodos de depuración como pueden ser los procesos biológicos (Bes *et al.*, 2018). Además, los POA pueden desarrollarse solos o acoplados a otros procesos físico-químicos y biológicos para aumentar la biodegradabilidad y disminuir la toxicidad del agua, y así mejorar la eficiencia del tratamiento (Rodríguez & Barrera, 2020).

Actualmente, los estudios se enfocan en la búsqueda de valores óptimos para los diferentes parámetros que afectan el proceso de oxidación: pH, temperatura, diseño del reactor, naturaleza y concentración del contaminante y agentes oxidantes que puedan mejorar la reacción (Arslan-Alaton, 2003).

Los radicales $\text{OH} \cdot$ se generan *in situ* por la aplicación directa o por la combinación de agentes oxidantes como el ozono, el peróxido de hidrógeno, la radiación ultravioleta o las sales férrico/ferrosas, entre otras (López Ramírez *et al.*, 2021).

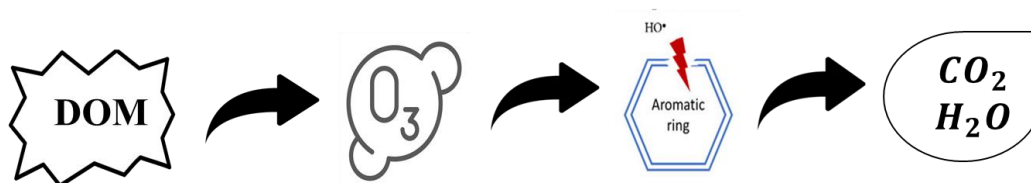


Figura 1. Ilustración esquemática de la generación de radicales hidroxilos para la degradación de contaminantes orgánicos (Adaptado de Amor *et al.*, 2019)

Algunas de las ventajas de los Procesos de Oxidación Avanzada son: la transformación química de los contaminantes sin la generación de lodos; la eliminación de contaminantes orgánicos complejos; la mejora de las características organolépticas del agua tratada; el aumento en la biodegradabilidad de los contaminantes en las aguas para su posterior tratamiento con procesos biológicos convencionales; la desinfección microbiológica del agua. Dada la mejora de la calidad de las aguas tratadas en cuanto sus características organolépticas e inocuidad éstas son aptas para su reutilización tras un postratamiento (Pinos, 2020). Las tecnologías de POA han mejorado con el paso del tiempo, debido a esto se pueden llegar a combinar con otras especies químicas y tecnologías.

La implementación del ozono en el tratamiento de aguas recibe cada vez mayor aplicación a escala internacional, debido a sus excelentes propiedades como germicida y oxidante, lo que permite obtener un agua de muy elevada calidad (Bataller *et al.*, 2022). El gran poder oxidante del O_3 y del $\text{OH} \cdot$, hace que estas especies químicas sean muy interesantes en el dominio del tratamiento de aguas, son capaces de eliminar los gustos, los olores, el color presente en el agua, además de degradar los compuestos refractarios, lo cual no sería fácil con los procesos convencionales (Lopez & Pic, 2022). La integración de diferentes POA's acoplados a sistemas con ozono en combinación con reactores de burbujeo para mitigar las limitaciones que se encuentran dentro de los procesos o tratamientos convencionales y para mejorar la eficiencia en el tratamiento de aguas residuales.



El reactor de columna de burbujeo es un equipo que permite la transferencia de masa entre una fase líquida y una fase gaseosa, para producir una reacción química. Este reactor consiste en un tanque cilíndrico, la fase líquida es suministrada por la parte superior, mientras la fase gaseosa por la parte inferior por medio de un difusor, permitiendo que se distribuya en forma de burbujas, mejorando así, el contacto entre ambas fases (Calderón, 2017).

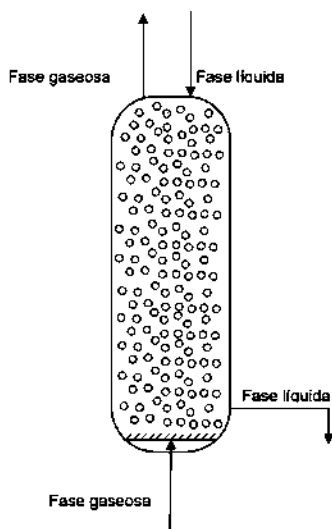


Figura 1.1 Diagrama Reactor de Burbujeo (Calderón, 2017).

Las ventajas en la implementación de reactores de columna de burbujeo sobre otros equipos para el contacto gas-líquido son: construcción simple, altas tasas de transferencia de calor y masa, ausencia de partes mecánicas móviles, durabilidad del catalizador y costos de operación y mantenimiento bajos (Santodomingo Rojas, 2019)

En este trabajo se implementó el Proceso de Oxidación Avanzada en combinación con Ozono en un Reactor de Burbujeo para el tratamiento y adecuación de un efluente proveniente de un Reactor Anaerobio tipo *UASB*, para su reutilización como agua de dilución en la etapa de pretratamiento de los residuos de vinazas mezcaleras y pescados y mariscos en la producción de biogás.



1.2. Antecedentes.

La búsqueda de tratamientos más eficientes para los efluentes resultantes de las actividades humanas con un contenido considerable de materia orgánica ha tomado gran interés en las últimas décadas; en donde diferentes investigadores han aportado información valiosa sobre tratamientos de aguas utilizando métodos de oxidación avanzada para dichas tareas.

Lopez & Pic (2022), emplearon para la degradación de contaminantes recalcitrantes en el agua un Proceso de Oxidación Avanzada base Ozono (POA-O₃). Realizaron una serie de ensayos utilizando soluciones preparadas con materia orgánica recalcitrantes (M) y agua residual problema, bajo diferentes condiciones de oxidación y de operación del sistema. Los resultados obtenidos mostraron que el POA-O₃ es capaz de degradar todos los compuestos cíclicos y clorados, comúnmente encontrados en los colorantes, plaguicidas y en los compuestos orgánicos persistentes a los procesos convencionales, en un tiempo muy corto de tratamiento.

En la tesis escrita por Blas Melendez & Lopez Tapia, (2022) realizaron una recopilación de los procesos de oxidación avanzada y sus combinaciones en el tratamiento de aguas residuales de diferentes giros industriales. Concluyeron que las técnicas más eficientes para reducir Demanda Química Oxígeno fueron en las que se implementó la ozonización, la cual pudo llegar hasta un 98% de DQO en aguas de la industria textil. Sin embargo, se encontró que la ozonización no es tan eficaz en aguas de la industria farmacéutica pues solo logró una reducción del 65%.

En un estudio presentado por Alfonso Espitia Cabrera y colaboradores en el año 2021 llamado “Tratamiento de aguas residuales por doble oxidación avanzada” en el cual se aplicó un tratamiento de aguas residuales emitidos por un laboratorio provenientes de las descargas de agua del Instituto Tecnológico Superior del Oriente del Estado de Hidalgo, consiguiendo la degradación del 90% en los Sólidos Sedimentables, 42.85% en Sólidos Suspendidos Totales y 75.83% en la Demanda Química de Oxígeno, cumpliendo así con los parámetros evaluados en la NOM-001-SEMARNAT-1996 para descarga a cuerpos de agua.

Así mismo en 2021 Alfonso Espitia y colaboradores realizaron un estudio empleando una planta piloto para una doble oxidación avanzada, dicho estudio se realizó en una comunidad cercana a la Ciudad de Morelia en aguas residuales de la comunidad. después del tratamiento reportaron los siguientes porcentajes de rendimiento: 66.67% de degradación en los Sólidos Sedimentables, 93.82 % en Sólidos Suspendidos Totales y 83.53% en la demanda química de oxígeno.

De acuerdo con Güneş y colaboradores en su publicación en 2021, compararon los procesos de absorción y oxidación avanzada donde se evaluaron los niveles de DQO de efluentes de la industria química comparando los niveles de absorción y oxidación avanzada; dando como



resultado que la implementación de carbón activado logra la remoción del 77% en la DQO, el proceso Fenton consigue un 55%, la oxidación con Persulfato a temperaturas altas de 70°C consigue 52% y el ozono con 25%, es el que menor grado de remoción consigue.

Rodríguez *et al.*, (2021) obtuvieron una remoción hasta del 92% de DQO al utilizar la técnica de ozono convencional y una remoción de turbiedad de hasta el 66.5%, dichos valores fueron alcanzados con un pH de 10 y 10 mgL⁻¹ de dosis de Fe²⁺ en un tiempo de dos horas de reacción. Por otra parte, Saranya & Shanthakumar, (2020) lograron hasta un 60% de remoción de DQO en un periodo de 90 minutos y un pH de 7.6

Hussain *et al.*, (2020), enfatizaron el valor del pH en los mecanismos de reacción directa o indirecta del ozono; pues, de éste depende su uso; un pH ácido y un pH alcalino respectivamente. Además, realizaron una compilación de los procesos de oxidación avanzada con ozono y sus combinaciones, destacando el nivel de remoción en parámetros medidos como lo son la DQO y el COT (Carbón Orgánico Total).

En ocasiones, es necesario la adición de catalizadores para mejorar el rendimiento de los tratamientos, Hernández Medina *et al.*, (2019) brindaron un enfoque mediante ozonización catalítica. Con una dosificación de 300 mg/L aplicaron como catalizador a la magnetita y un generador de ozono durante el desarrollo de la técnica de ozonización catalítica heterogénea. En un tiempo 36 minutos lograron remover el 74.76% de DQO y 60.92% de COD (carbono orgánico disuelto) bajo las condiciones de pH de 10 en las aguas tratadas.

De acuerdo a las Técnicas de Oxidación Avanzada base ozono, Miklos y colaboradores, (2018) brindaron información de relevancia de las siguientes técnicas; el método más adaptable tanto en medios ácidos como en los alcalinos transformando al ozono en oxígeno y agua fue la ozonización, este puede ser potenciado al adicionar peróxido de hidrógeno. El segundo método; la combinación de O₃/H₂O₂, es ideal para destruir materia orgánica en mayores cantidades; por último, el método denominado ozonización catalítica empleando catalizadores homogéneos y heterogéneos con el fin de aumentar su producción de radicales hidroxilos y la velocidad de degradación de los contaminantes en el medio.

En los tratamientos por POA's en ocasiones es necesario realizar comparaciones entre sus variantes, en el estudio realizado por Sanchis *et al.*, (2018) se seleccionaron cuatro efluentes industriales diferentes: lixiviados de vertedero, efluentes farmacéuticos y dos aguas residuales textiles, con el fin de demostrar la eficacia y versatilidad de la tecnología propuesta. En aguas residuales muy contaminadas, los procesos combinados obtuvieron una mayor eliminación de materia orgánica que los procesos de ozonización (O₃) y foto-Fenton aplicados individualmente. La luz solar favoreció la regeneración del catalizador, permitiendo eficacias de eliminación de hasta el 67% de la demanda química de oxígeno (DQO) y el 62% del carbono orgánico total (COT) (en el caso de aguas residuales textiles) utilizando una concentración inicial de sólo 10 mg Fe²⁺ L⁻¹. Además, estudiaron la fotocátalisis solar en combinación con ozono más el proceso Fenton en dos tipos de aguas residuales reales (farmacéuticas y textiles) comparándola con otras técnicas combinadas;



obteniendo eficiencias para ambas aguas al remover 67% de DQO en textiles y 60%, en farmacéuticas durante en un tiempo de 2 horas.

De acuerdo con, Alfonso Muniozguren *et al.*, (2018) lograron obtener una remoción del 93% de DQO y 99% de SST en las muestras de agua residual de matadero durante un tiempo de prueba 30 minutos aplicando la combinación de una técnica de ozono con un método de filtrado a condiciones iniciales de 25°C y un pH de 5.3

En Brasil, Carvalho *et al.*, (2018), aplicaron los procesos de Ozonización en combinación con H_2O_2 y ozonización catalítica con Mn^{2+} en un sistema de *bottle washer* y tratamientos de flotación en la degradación de materia orgánica en muestras modelos de aguas residuales de la industria de lácteos, obteniendo la remoción del 64% de DQO con la técnica O_3/H_2O_2 superando a la ozonización catalítica.

De acuerdo con Venkatesh *et al.*, (2017), estudiaron la degradación de materia orgánica en aguas residuales sintéticas con concentraciones de *Reactive Black 5* obteniendo una remoción del 90% de DQO total al utilizar una dosificación de 83.3 mg/min de O_3 , con la combinación de un tratamiento biológico y ozonización.

Ramírez *et al.*, (2016), compararon las técnicas de ozonización con un pH de 6.3 y oxidación avanzada base ozono e hidróxido de sodio a un pH de 10 en aguas residuales de curtiembre durante el periodo de 3 horas; removiendo un 92% de fenoles y 50% en la DQO con la técnica de ozonización, mientras que la aplicación de la segunda técnica combinada logra remover 95% de fenoles y un 85% de la DQO

Jović y colaboradores (2013), estudiaron la degradación de dos herbicidas tricetónicos, mesotriona y sulcotriona, utilizando cuatro procesos de oxidación avanzada (POA) diferentes: ozonización, reactor DBD (descarga de barrera dieléctrica), fotocátalisis y reactivo de Fenton, con el fin de encontrar diferencias en el mecanismo de degradación. Observaron una similitud entre el mecanismo de degradación de la ozonización y la DBD. Determinaron la toxicidad global y el valor de DQO (en inglés *Chemical Oxygen Demand*, COD) de las muestras después de todas las degradaciones.

Tabla 1. Valores de DQO para diferentes degradaciones (Jović *et al.*, 2013)

	Mesotriona	Sulcotriona	Tiempo
DQO (mg/L			
O ₂)			
Inicio	128.69	138.80	
O ₃	121.13	113.06	180 min
DBD	118.58	113.06	X
Fotocátalisis	61.58	38.52	120 min
Fenton	24.82	29.41	100 min



Capítulo I. Introducción.



En el trabajo de Cuiping *et al.*, (2011) investigaron la oxidación de rodamina B en solución acuosa mediante el proceso convencional de ozono y los procesos avanzados de oxidación basados en ozono. Optimizaron las condiciones de reacción como la dosis de ozono, la concentración inicial del colorante y el pH en el proceso de ozono. Evaluaron tres procesos oxidativos, incluidos los sistemas UV/ozono, US/ozono y ozono, para seleccionar el proceso oxidativo más adecuado para el tratamiento de la solución acuosa de rodamina B, e hicieron hincapié en el efecto del pH de reacción en los tres métodos

Tabla 1.1. Comparación de la decoloración y la eliminación de la DQO de la rodamina B (Cuiping *et al.*, 2011)

Proceso	Eficiencia de decoloración (%)	Eficiencia de remoción de DQO (%)
Ozono	86.86	21.43
US/ozono	94.05	32.14
UV/ozono	97.76	39.72

Comprobaron que, en los tres métodos, la condición ácida puede favorecer el proceso de oxidación. El tratamiento combinado de UV/ozono fue el mejor proceso de oxidación basado en ozono, con una decoloración del 99.78% y una tasa de eliminación de DQO del 47.43% tras 15 minutos de tratamiento.

Lucas *et al.*, (2010) realizaron un estudio llevado a cabo en un reactor de columna de burbujeo a nivel piloto indicaron que los procesos O_3/UV y $O_3/UV/H_2O_2$ son métodos viables para el tratamiento de aguas residuales de bodegas. Los procesos O_3/UV y $O_3/UV/H_2O_2$ permitieron una eliminación significativa de DQO y COT y demostraron ser altamente dependientes del pH inicial del agua residual. Con el pH natural de las aguas residuales (pH 4), la eficacia de cada POA siguió la secuencia:

$$O_3/UV/H_2O_2 > O_3/UV > O_3 > UV-C.$$

La tasa de eliminación de la demanda química de oxígeno (DQO) y del carbono orgánico total (COT) aumentaron con el funcionamiento a pH neutro (pH 7) y alcalino (pH 10).



1.3 Planteamiento del Problema.

La digestión anaerobia es utilizada para el tratamiento de residuos sólidos en reactores del tipo *UASB* obteniendo rendimientos de hasta el 80% en concentración de metano en el biogás producto de este proceso. Para alimentar el biorreactor es necesario diluir estos residuos sólidos mediante el empleo de agua durante esta etapa, lo que genera el consumo constante de este líquido y además de obtener como corriente residual un efluente con un contenido alto en materia orgánica remanente debido al rendimiento del proceso.

Este tratamiento se ha aplicado en la co-digestión de los residuos de vinazas mezcaleras y de pescados y mariscos con buenos rendimientos en concentración de metano, pero obteniendo un efluente con las características antes mencionadas. En un esfuerzo por minimizar el consumo de agua en la etapa de alimentación se ha recirculado el efluente sin ningún tipo de tratamiento del reactor *UASB* como fuente de dilución, como se muestra en la siguiente tabla:

Recirculación del Efluente Sin tratamiento.				
Reactor	Tipo de Efluente	% Recirculación	TRH (días)	% de disminución de CH ₄
UASB	R. Vinazas/	50	20	10
	Pescados y Mariscos	75	20	20

Por lo tanto, la recirculación del agua residual sin tratamiento del Reactor Anaerobio, para el aprovechamiento de los residuos de Vinazas mezcaleras y de pescados y mariscos, provoca una disminución del orden del 10% en su producción de biogás y del 20% en la concentración de metano.



1.4. Justificación de la Investigación.

La producción de metano mediante biorreactores ha ido en aumento en los últimos años. Sin embargo, la operación de estos conlleva un consumo de agua fresca de manera constante cada vez que es alimentado, esto contribuye al aumento de la contaminación por materia orgánica que no se logró degradar durante este proceso. Esta materia orgánica recalcitrante, que los consorcios microbianos no logran digerir, ocasiona que el agua residual no se pueda reutilizar dentro del proceso o desechar al ambiente, lo que genera la necesidad de tratar estas aguas residuales.

Los contaminantes recalcitrantes en aguas residuales son difícilmente removidos por tratamientos primarios y/o secundarios; por otro lado, los tratamientos avanzados no hacen parte de los procesos convencionales, en dichos tratamientos se incluyen los POA's. Actualmente, la tendencia creciente en la investigación de los tratamientos de oxidación avanzada, que destacan por su capacidad para remover contaminantes orgánicos recalcitrantes y/o persistentes en las aguas residuales, siendo eficaces para lograr un efluente con componentes altamente biodegradables.

De acuerdo a las características del efluente obtenido en la operación del reactor *UASB* de residuos de Vinazas mezcaleras y Pescados y mariscos es necesario un tratamiento que permita adecuar sus parámetros fisicoquímicos con el fin de recircular este efluente como agua de dilución en la etapa de pretratamiento de los residuos sólidos. El empleo del proceso de oxidación avanzado con ozono en un reactor de columna de burbujeo es una alternativa económica y de fácil operación, además que permite obtener un efluente tratado de mejor calidad y con mayor biodegradabilidad que puede emplearse como agua de dilución disminuyendo el consumo de agua en el proceso de producción de biogás.



1.5. Hipótesis.

Cuando se aplique el tratamiento de filtración-Proceso de Oxidación Avanzada con ozono sobre el efluente del reactor anaerobio, se modificarán sus parámetros físico químicos, de tal forma que este pueda ser utilizado como agua de dilución en el pretratamiento de los residuos de Vinazas mezcaleras y de pescados y mariscos, sin que se disminuya el volumen de biogás producido y su concentración de metano.

1.6. Objetivos.

1.6.1. Objetivo General.

Evaluar el efecto del tratamiento de Filtración-Proceso de Oxidación Avanzada (POA) con Ozono sobre el efluente de un Reactor Anaerobio, con el propósito de su recirculación en la etapa de pretratamiento de vinazas mezcaleras y pescados y mariscos.

1.6.2. Objetivos Particulares.

- Determinar la composición físico-química de la corriente de alimentación y del efluente del reactor anaerobio.
- Evaluar el efecto de la etapa de filtración en el tren de tratamiento del efluente de un reactor anaerobio.
- Evaluar la aplicación del proceso de oxidación avanzada con ozono en el tren de tratamiento del efluente de un reactor anaerobio.
- Establecer, mediante un diseño de experimentos, las mejores condiciones de tratamiento por filtración y del proceso de oxidación avanzada (POA) con Ozono, sobre el efluente del reactor anaerobio

CAPÍTULO II.

MARCO TEÓRICO.



2.1. Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (UASB).

En la década del setenta, Gatzke Lettinga y colaboradores en la Universidad Agrícola de Wageningen- Holanda desarrollaron el Reactor *UASB* (*Up Flow Anaerobic Sludge Blanket*) (Lettinga, 1995).

2.1.1. Funcionamiento Reactor *UASB*.

En la operación del reactor *UASB* (*Figura 2.1*), el afluente es alimentado y homogéneamente distribuido por el fondo, posteriormente asciende a través de un lecho de lodos anaeróbicos, los cuales son expandidos por la velocidad ascendente del flujo y la producción de biogás (Tiwari & Harendranath, 2004). En la parte superior de la zona de digestión se encuentra el separador gas-sólido-líquido (GSL), en el cual se separa y descarga el biogás generado, además se previene el lavado de la biomasa activa. En la zona superior del separador GSL (zona de sedimentación) se pule el efluente por la sedimentación de la biomasa y sólidos que hayan logrado pasar a este nivel del reactor. Finalmente, el efluente es descargado (Tiwari & Harendranath, 2004, Tandukar *et al*, 2008).

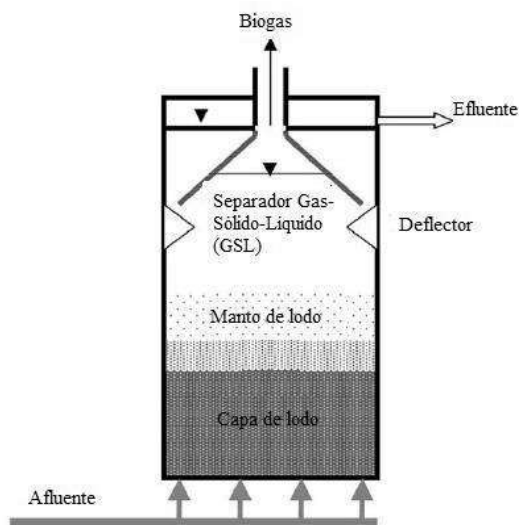


Figura 2. Esquema de un Reactor *UASB* (Chernicharo, 2007)



2.2. Digestión Anaerobia del Reactor UASB.

Lorenzo Acosta & Obaya Abreu (2005) definen la digestión anaerobia como “una fermentación microbiana en ausencia de oxígeno que da lugar a una mezcla de gases (principalmente metano y dióxido de carbono), conocida como "biogás" y a una suspensión acuosa o "lodo" que contiene los microorganismos responsables de la degradación de la materia orgánica”. La materia prima utilizada para este tipo de tratamiento es cualquier biomasa residual con un alto contenido en humedad, como lo son los restos de comida, restos de hojas y hierbas, residuos ganaderos, lodos de plantas depuradoras de aguas residuales urbanas y aguas residuales domésticas e industriales.

El producto que se obtiene de la digestión anaerobia es la mezcla gaseosa de metano (50 a 70 %) y dióxido de carbono (30 a 50 %), con pequeñas proporciones de otros componentes (nitrógeno, oxígeno, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno) mejor conocido como biogás, cuya composición depende tanto de la materia prima como del proceso en sí (Lorenzo Acosta & Obaya Abreu 2005). En la digestión anaerobia la materia orgánica es transformada por acción de microorganismos anaerobios siendo complejas las reacciones que suceden, dichas reacciones se pueden dividir en cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Soubes, 1994).

2.2.1. Hidrólisis.

Las moléculas complejas como las proteínas, carbohidratos y lípidos se transforman en compuestos solubles (ácidos grasos aminoácidos, azúcares,) por la acción de enzimas extracelulares excretados por las bacterias. Esta fase es considerada muy lenta (Arango & Sanches, 2009).

2.2.2 Acidogénesis.

Los productos obtenidos en la fase hidrolítica (monómeros) son absorbidos por microorganismos facultativos que los degradan en ácidos orgánicos de cadena corta como ácido butírico, propiónico, acético, hidrógeno y dióxido de carbono (Arango & Sánchez, 2009). La concentración de hidrógeno formado como producto intermedio en esta etapa influye en el tipo de producto final formado durante el proceso de fermentación. Durante esta fase, los azúcares simples, ácidos grasos y aminoácidos son convertidos en ácidos orgánicos y alcoholes (Adekunle & Okolie, 2015).



2.2.3 Acetogénesis.

Los productos obtenidos en la fase acidogénica son aprovechados como sustratos para los demás microorganismos, los que no pueden ser directamente convertidos a metano por las bacterias metanogénicas son convertidos en ácidos grasos volátiles y alcoholes los cuales son oxidados en sustratos metanogénicos como acetato, hidrógeno y dióxido de carbono, ácidos grasos volátiles de cadenas largas son oxidadas en acetato e hidrógeno. Es importante que los microorganismos los cuales llevan a cabo las reacciones de oxidación anaeróbica colaboren con el siguiente grupo, microorganismos formadores de metano (Parra Huertas, 2015).

2.2.4 Metanogénesis.

La producción de metano y dióxido de carbono a partir de productos intermedios se lleva a cabo por bacterias metanogénicas bajo condiciones anaeróbicas estrictas. La metanogénesis es un paso crítico en la totalidad del proceso de digestión anaeróbica, debido a que la reacción bioquímica más lenta del proceso (Adekunle & Okolie, 2015). El acetato, hidrógeno y dióxido de carbono son transformados en metano por dos tipos de microorganismos: metanógenos acetotróficos utilizando acetato como sustrato y produciendo 70 % de metano en la digestión anaeróbica como *Methanosaeta concilii* ó *Methanosarcina acetivorans* y Metanógenos hidrogenotrófico utilizando CO_2 e H_2 como sustratos, tales como *Metanobacterium bryantii* ó *Metanobrevibacter arboriphilus* (Cazier et al., 2015).

En la figura 2.1 se resumen las etapas de la digestión anaerobia:

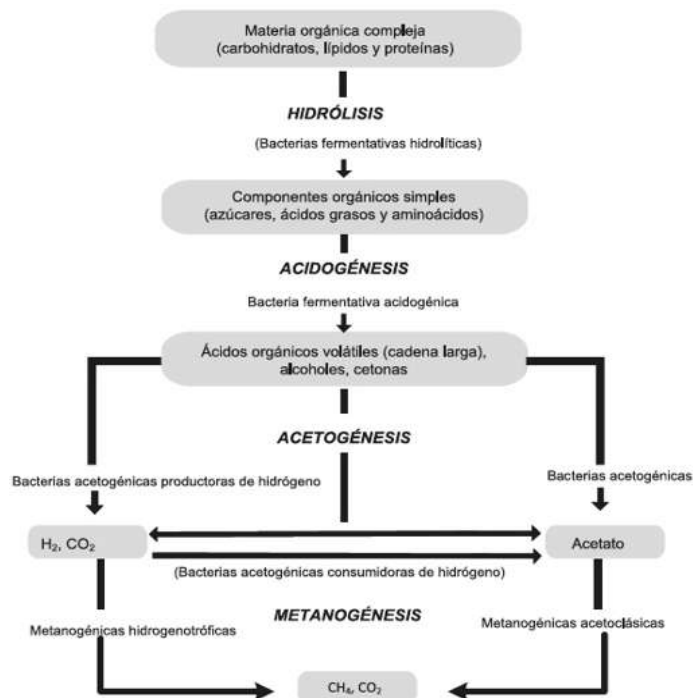


Figura 2.1. Esquema de la digestión anaeróbica de materia orgánica compleja (Moraes et al, 2015)



2.2.5. Limitaciones.

La eficiencia de degradación de materia orgánica es uno de los factores limitantes de la digestión anaerobia durante su operación. Esta limitante tiene su causa en la propia cinética anaerobia, la cual determina que exista una concentración mínima de sustrato para el crecimiento y decaimiento de microorganismos se encuentren en balance (Gandarillas, 2017). Para tener un control de esta característica, en un reactor *UASB* se poseen tiempos de retención de biomasa altos y una distribución homogénea del flujo del afluente, que, con una velocidad ascendente adecuada, permita la expansión del lecho de lodos, permitiendo así el mayor contacto posible entre el sustrato y los microorganismos (Gandarillas, 2017).

2.2.6. Tratamiento de efluentes de reactores *UASB*.

Los efluentes de los reactores *UASB* al contener materia orgánica remanente, los nutrientes y patógenos necesitan usualmente un tratamiento adicional (J.T. de Sousa *et al*, 2001, Kassab *et al*, 2010). Este postratamiento se puede llevar a cabo en sistemas aeróbicos como estanques de estabilización, plantas de lodos activados entre otros.

Las razones por las cuales el efluente de un reactor *UASB* puede requerir de un postratamiento son variadas, a continuación, se enlistan las más importantes:

- Remoción de materia orgánica remanente en el efluente. Se debe a que en la digestión anaerobia tiene un límite de remoción que depende, básicamente, de la cinética global de degradación, y por lo tanto de la temperatura, el contenido de biomasa activa y del grado de contacto entre el sustrato y los microorganismos (J.T. de Sousa *et al*, 2001, Kassab *et al*, 2010).
- Remoción de nutrientes (nitrógeno y fósforo). Debido los bajos requerimientos de nutrientes de la digestión anaerobia y que prácticamente no remueve nitrógeno ni fósforo. El tratamiento para esta remoción, puede no ser necesaria de acuerdo a su uso posterior (J.T. de Sousa *et al*, 2001, Kassab *et al*, 2010).
- Remoción de organismos patógenos. La implementación del reactor *UASB* no es eficiente en la remoción de bacterias y virus patógenos, aunque tiene la capacidad de remoción de huevos y quistes de protozoarios, un postratamiento se aseguraría una remoción del 100 %. Con excepción de las lagunas de oxidación, todos los procesos biológicos tienen, esta limitante (J.T. de Sousa *et al*, 2001, Kassab *et al*, 2010).
- Remoción de sólidos sedimentables que hayan permanecido en el efluente o que se hayan descargado en una desestabilización del reactor (J.T. de Sousa *et al*, 2001, Kassab *et al*, 2010).



El tipo postratamiento del efluente de un reactor *UASB* que trate aguas residuales domésticas está determinado, fundamentalmente, por los parámetros de calidad del efluente que la legislación haya fijado en particular y el uso particular que tenga (Gandarillas, 2017). Cabe aclarar que, en ciertas ocasiones, sólo cierto tipo de postratamiento, aplicable también a cualquier proceso aerobio, será necesario para cumplir con los niveles de depuración establecidos (A.A. Khan, 2011).

2.3 Agua.

El agua es un elemento vital para la vida, uno de los más abundantes que generalmente se encuentra en estado líquido, cuyas propiedades físicas y químicas le permiten ser un componente vital para la naturaleza y sociedades, base para muchas actividades humanas, como factor productivo para la agricultura, como sistema de transporte de energía, materia orgánica y minerales. De la cantidad de agua depende el mantenimiento de funciones ambientales sin las cuales no podría sostenerse la vida sobre la tierra (Toledo, 2006).

El 70% de la superficie del planeta está compuesta por agua, el 2.5% es agua dulce, superficial y subterránea. Poco menos del 1% del agua de todo el planeta es agua dulce disponible para el consumo humano y el mantenimiento de los ecosistemas (Guerrero et al., 2009).

En la actualidad, la contaminación del agua es uno de los grandes problemas que afronta la humanidad, el consumo y uso desmedido por los sectores industriales y domésticos han ocasionado la sobreexplotación de este vital líquido. Esto provoca una serie de problemas tanto ecológicos como económicos que se deben de afrontar para el aprovechamiento de este recurso.

2.3.1 Contaminación del Agua.

Para Barceló & López (2008), el contenido de elementos “no deseables” y tóxicos, y la variación en las concentraciones de los constituyentes comunes, tiene su origen en el denominado “ciclo del agua”. En alguna parte de este ciclo, en el cual confluyen distintos compartimientos ambientales y actividades humanas, es donde se produce la contaminación del agua, o, mejor dicho, la alteración de su calidad.

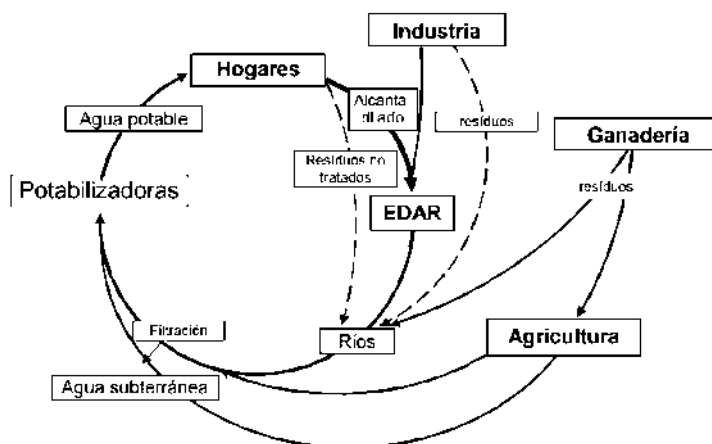


Figura 2.2. Ciclo del agua (Barceló & López, 2008)

De este ciclo, las principales fuentes de contaminantes del medio ambiente acuático son las aguas residuales; urbanas, industriales, y las de origen agrícola o ganadero. La prevalencia de una u otra depende de gran medida del tipo de contaminación de que se trate y del nivel de depuración o atenuación natural (si existe) que experimentan (Barceló & López, 2008).

2.3.2 Aguas Residuales.

Según la UNESCO (2017), el 80% de las aguas residuales retornan al ecosistema sin ser tratadas o reutilizadas, siendo uno de los grandes desafíos del agua.

Las aguas residuales son cualquier tipo de agua cuya calidad está afectada negativamente por la influencia antropogénica. Se trata de agua que no tiene valor inmediato para el fin para el que se utilizó ni para el propósito para el que se produjo debido a su calidad, cantidad o al momento en que se dispone de ella (Zarza, 2020).

Debido a lo anterior, es necesario el tratamiento de las aguas residuales para que cumplan los estándares establecidos para su consumo o distribución a los diferentes sectores y actividades humanas.



2.4. Tratamiento de Aguas Residuales.

Los tratamientos más comunes para degradar la contaminación de los efluentes provenientes de la actividad humana son aquellos que por principios biológicos o físico-químicos consiguen reducir los contaminantes en estos efluentes. Bolaños Avalos (2010), define que “El tratamiento de aguas residuales consiste en una serie de operaciones físicas, químicas y biológicas que remueven el material suspendido, coloidal o disuelto”

Las tecnologías y las investigaciones han ido evolucionando, se han desarrollado procesos de tratamiento para aguas residuales, su objetivo es eliminar los contaminantes o aquellos cambios que sufrió el agua utilizada en los procesos productivos, de tal manera que, al ser devuelta a la naturaleza, contenga el menor porcentaje de estos y no represente una amenaza para la salud de los cuerpos receptores (Castellanos Henríquez, 2023).

2.4.1 Tipos de Tratamientos de Aguas Residuales.

Los contaminantes presentes y sus cantidades definen el tipo y grado de tratamiento requerido para un agua residual, además de los límites y lineamientos que las autoridades ambientales designan, en México es la Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT) (Calderón, 2017).

En la tabla 2.1 se presenta una clasificación de los procesos de tratamiento de aguas residuales.

Tabla 2. Tipos de Tratamiento de Aguas residuales (Calderón, 2017)

Tratamiento Primario	Tratamiento Secundario	Tratamiento Terciario
Cribado o desbrozo	Lodos activados	Microtamizado
Flotación	Aireación	Filtración con arenas y acillas
Separación de aceites	Estabilización por contacto	Precipitación y coagulación
Homogeneización	Lagunaje con aireación	Adsorción con carbón activado
Neutralización	Filtros biológicos	Intercambio iónico
	Discos biológicos	Ósmosis Inversa
	Tratamientos Anaerobios	Electrodialisis
		Cloración y Ozonización



2.4.2 Tratamiento Primario.

El objetivo del tratamiento primario es la remoción por medios físicos o mecánicos de una parte sustancial del material sedimentable o flotante. Es capaz de remover no solamente la materia que disgusta, sino también una fracción importante de la carga orgánica y que puede representar entre el 25% y el 40% de la DBO y entre el 50% y el 65% de los sólidos suspendidos. Algunos ejemplos del tratamiento primario son:

- Sedimentación primaria.
- Flotación.
- Precipitación química.
- Filtros gruesos.
- Oxidación química.
- Coagulación, floculación, sedimentación y filtración.

2.4.2.1 Filtración.

Es el proceso por medio del cual las partículas en suspensión se separan de un medio acuoso mediante un material filtrante, medio poroso o lecho filtrante. Puede llevarse a cabo mediante medios porosos con flujo ascendente o descendente trabajando a presión o por gravedad, pudiendo ser filtros lentos o filtros rápidos según su velocidad de filtración (Ordóñez Maldonado & Pesantez Márquez, 2017).

Existe una gran variedad de partículas en suspensión presentes en el agua que entra a un filtro, desde sólidos en suspensión relativamente grandes de 1 mm de diámetro hasta los coloidales, bacterias y virus con tamaños inferiores a 1×10^{-3} mm ($1 \mu\text{m}$). (Arboleda Valencia, 2000).

Este proceso sucede con el agua superficial que penetra al interior del suelo, el paso de agua penetra dentro de un conjunto de materiales existentes de gran área superficial, que junto al flujo tortuoso a través de los estratos, producen una serie de fenómenos como los físicos hasta los biológicos que dan como resultado una retención de los sólidos, y el filtro al igual que el acuífero mejora en gran medida las características físicas y microbiológico (Ordóñez Maldonado & Pesantez Márquez, 2017).

Los denominados “Mecanismos de Filtración” ocurren en etapas distintas pero complementarias (O’Melia & Stumm, 1967):

- Transporte de las partículas dentro de los poros
- Adherencia a los granos del medio
- De purificación

El transporte de las partículas es debido a fenómenos físicos e hidráulicos: Tamizado

- Sedimentación
- Intercepción



- Difusión
- Impacto Inercial
- Acción hidrodinámica

Los que pueden producir la adherencia son:

- Fuerzas de Van der Waals
- Fuerzas electroquímicas
- Puente químico

Los mecanismos de purificación son:

- Oxidación Bioquímica
- Actividad Bacteriológica

La contribución de uno o varios de estos en la retención del material suspendido puede llegar a considerarse despreciable, ya que no todos los mecanismos actúan al mismo tiempo (Arboleda Valencia, 2000).

2.4.3 Tratamiento Secundario.

El agua residual acondicionada previamente mediante tratamiento primario, pasa por un proceso de reducción de los compuestos orgánicos presentes en el agua residual que se realiza exclusivamente por procesos biológicos. Este proceso reduce o convierte la materia orgánica finamente dividida y/o disuelta, en sólidos sedimentables floculantes que puedan ser separados por sedimentación en tanques de decantación. Los procesos biológicos más utilizados son los lodos activados y filtros percoladores. Los tratamientos biológicos de esta categoría tienen una eficiencia de remoción de la DBO entre el 85% al 95%, y están compuestos por:

- Filtración biológica
 - Baja capacidad: filtros clásicos
 - Alta capacidad: filtros comunes, biofiltros, aero-filtros
- Lodos activados
 - Convencional
 - Alta capacidad
 - Contacto estabilización
 - Aeración prolongada
- Lagunas
 - Estabilización: aerobia, facultativa, maduración.
 - Airada: mezcla completa, aireada facultativa, aireación mecánica, difusión de aire
- Otros
 - Anaerobios: contacto, filtro anaerobio, Reactor anaeróbico de flujo ascendente.
 - Oxígeno puro
 - Discos rotatorios



2.4.4 Tratamiento Terciario.

Consisten en procesos físicos y químicos con los que se pretende limpiar las aguas de contaminantes específicos: fósforo, nitrógeno, minerales, metales pesados, virus, compuestos orgánicos, etc. Es un tipo de tratamiento más caro que los anteriores y se usa en casos más especiales como por ejemplo para purificar desechos de algunas industrias.

Los procesos de tratamiento de esta categoría están conformados por procesos físicos, químicos y biológicos. Los procesos de tratamiento más comunes se indican a continuación:

- Fisio-químicos: coagulación, la floculación o la decantación.
- Filtración: múltiple, diatomea, microfiltro.
- Flotación con aire disuelto
- Membranas de filtración: microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración, ósmosis inversa y electrodiálisis.
- Desinfección: radiación ultravioleta, la cloración y la ozonización.

En la actualidad existen nuevas técnicas de tratamiento, debido a los altos índices de contaminación, las plantas de tratamiento convencionales con métodos físicos, químicos y biológicos no resultan eficientes para la eliminación de la contaminación, es por ello que recientemente se implementan en países en vías de desarrollo los llamados procesos o métodos de oxidación avanzada (Castellanos Henríquez, 2023).

2.5 Procesos de Oxidación Avanzada.

La información respecto a los procesos de oxidación avanzada, se ha tomado del “Manual técnico sobre procesos de oxidación avanzada aplicados al tratamiento de aguas residuales industriales” (Bes Monge *et al*, 2018).

El resultado de la actividad de la industria química son sustancias orgánicas tóxicas, inhibidoras o resistentes al tratamiento biológico y a menudo no producen resultados satisfactorios.

La aplicación de los procesos de oxidación avanzada (POA)– o también conocidos como procesos avanzados de oxidación (*Advanced Oxidation Processes*, AOPs) – son tratamientos adecuados para este tipo de aguas, sin embargo, son soluciones costosas para la mineralización completa del contaminante. Una alternativa viable y económicamente atractiva es utilizar los POA para convertir los contaminantes biorrecalcitrantes en compuestos más biodegradables que puedan tratarse posteriormente mediante oxidación biológica. Este tipo de tratamiento encuentran su aplicación principal en el tratamiento terciario, siendo el objetivo de estos procesos eliminar compuestos difícilmente biodegradables e incluso disminuir la contaminación microbiológica.



Los procesos de oxidación avanzada se basan en procesos fisicoquímicos que pueden producir cambios profundos en la estructura química de los contaminantes, involucran la generación y uso de especies poderosas transitorias, principalmente el radical hidroxilo ($\text{OH}\cdot$). Esta generación de radicales se realiza a partir de oxígeno, agua oxigenada y catalizadores soportados, por lo que los subproductos de reacción son únicamente agua y dióxido de carbono.

En la tabla 2.1 se muestran los POA's más utilizados y su clasificación.

Tabla 2.1. Diferentes tecnologías de los Procesos de Oxidación Avanzada (Adaptada de Bes Monge *et al*, 2018)

Procesos no fotoquímicos	Procesos fotoquímicos
Ozonización	Ultravioleta de vacío
Ozonización con O_3 / H_2O_2	UV / H_2O_2
Procesos Fenton (Fe^{+2} / H_2O_2) y relacionados	UV / O_3
Oxidación electroquímica	UV / O_3 / H_2O_2
Radiólisis y tratamiento con haces de electrones	Fotocatálisis solar
Plasma no térmico	Heterogénea: Fotocatálisis con TiO_2
Irradiaciones gamma	Homogénea: Foto-Fenton y relacionadas
Aceleradores de electrones	

2.5.1. Ozono.

El ozono fue descubierto por el científico holandés Van Marum en el año de 1783. El nombre fue atribuido años después por el químico Schönbein, que notó el olor distintivo y lo nombró ozono, tomado de la palabra griega *ozein* que significa oler. El ozono (O_3) es una forma alotrópica del oxígeno elemental y está constituido por tres átomos de oxígeno. Es un gas azul con un olor picante característico cuando se encuentra a concentraciones entre 0.08 y 0.1 ppm (López Cepero Gonzáles, 2011).

El ozono es un oxidante químico muy potente, esto se debe a su elevado potencial redox, propiedad que puede ser utilizada para la degradación de compuestos contaminantes o para la desinfección del agua; presenta la desventaja de ser relativamente inestable en disolución acuosa: los valores para la vida media del ozono en agua destilada ($\text{pH} = 7.0$ y 20°C) varían entre 20-30 minutos, aumentando su inestabilidad en medio básico (Javier, 2003).



Las propiedades del ozono y la comparación de su potencial redox con otros agentes se muestran en las siguientes tablas.

Tabla 2.2. Propiedades fisicoquímicas del ozono (Adaptada de Javier, 2003)

Peso Molecular	48 g/mol
Densidad (a 0°C y 101.3 KPa)	2.154 g/L
Punto de Ebullición (a 101.3 KPa)	-111.9 °C
Punto de Fusión O ₃ sólido	-192.5°C
Umbral Olfativo	0.02 ppm
Potencial Redox	2.07 V
Solubilidad en agua (a -0°C)	20 mg/L
Solubilidad en agua (a -30°C)	1.5 mg/L

Tabla 2.3. Potencial redox de algunos agentes oxidantes (Adaptada de Javier, 2003)

Compuesto	Pot. Redox (V)
Flúor	3.06
OH•	2.80
O ₂	2.42
O ₃	2.07
H ₂ O ₂	1.76
MnO ₄ ⁻	1.68
Cl ₂	1.36
ClO ₂	0.95

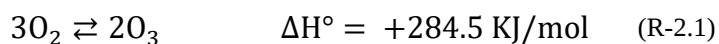
2.5.2. Ozonización como Proceso de Oxidación Avanzada.

La oxidación por ozono u ozonización es un proceso de oxidación avanzado que en sus inicios se utilizaba exclusivamente para la potabilización de agua, pero debido a sus numerosas y eficientes aplicaciones se ha implementado en el tratamiento de aguas residuales de diferentes orígenes, mejorando su biodegradabilidad haciendo más fácil el tratamiento biológico convencional. Algunas de sus utilidades y aplicaciones en el tratamiento de aguas residuales son: se utiliza como desinfectante o biocida, como oxidante clásico para remover contaminantes orgánicos, y se implementa antes o después de otros tratamientos para ayudar en otras operaciones unitarias como la coagulación, la floculación y sedimentación (Patiño *et al.*, 2012).

2.5.2.1. Generación del Ozono.

El ozono debe generarse *in situ*, esto a su corta vida media (tanto en fase gas como en disolución acuosa) lo que no permite su almacenamiento y distribución como cualquier otro gas industrial,

La reacción global de formación de ozono a partir del oxígeno se puede formular como:



El mecanismo descrito para la formación del ozono mediante descargas eléctricas (el método más habitual) involucra la generación de radicales atómicos de oxígeno, los cuales reaccionan con el oxígeno molecular para la formar el ozono:



Siendo M una molécula que retira el excedente de energía de la reacción.



Existen varios métodos de generación de ozono:

- Generación radio química y Fotoquímica
- Electrolisis
- Descarga eléctrica de alto voltaje, siendo la técnica más empleada.

2.5.2.2. Reactividad del Ozono.

La reacción del ozono con los compuestos a tratar se lleva a cabo mediante dos mecanismos, la vía directa y la vía indirecta. Estas dos vías de reacción conducen a diferentes productos de oxidación y son controladas por diferentes cinéticas de reacción (Bes Monge *et al*, 2018):

Reacción directa: reacciona con la materia orgánica con dobles enlaces, aromáticos o aminas, es un mecanismo bastante selectivo.



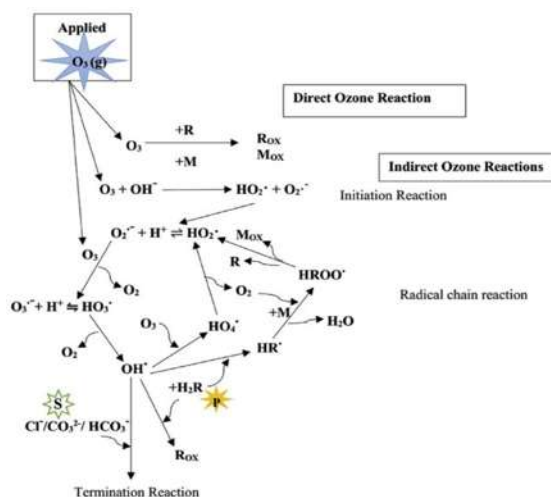
Siendo MOD: Materia Orgánica Disuelta (Andreozzi *et al*, 1999)

Reacción indirecta: es menos selectivo que uno de reacción directa, se realiza a mayor velocidad mediante un proceso de radicales libres lo cual puede ser más importante en un proceso de tratamiento de aguas residuales.



(Gottschalk *et al*, 2009; Miklos *et al*, 2018)

En la Figura 2.4 se muestra el mecanismo de reacción de forma más detallada.



S-carroñero; P- promotor; R- contaminante orgánico; M-contaminante inorgánico; ROX o MOX – contaminantes oxidados.

Figura 2.3. Vía de degradación general asistida por ozono, Mecanismo de reacción directa e indirecta (Saranya & Shanthakumar, 2020).



2.5.2.3. Transferencia del ozono al reactor.

Los principales mecanismos de introducción del ozono generado en el reactor son (Javier, 2003):

- Difusores de burbujas. El método más usado
- Inyectores tipo Venturi
- Otros métodos: columnas empacadas, columnas de flujo inverso, turbinas, etc.

Los principales factores que afectan a la transferencia del ozono al reactor son: tamaño de las burbujas del gas, agitación del medio acuoso y el tiempo de contacto ozono-agua. El método de contacto entre el ozono y el agua residual más común es mediante el uso de columnas de burbujeo.

2.6. Reactor Columna de Burbujeo.

El equipo utilizado para poner en contacto una fase líquida y una fase gaseosa que permita la transferencia de masa, generalmente hacia la fase líquida, para producir una reacción química es denominado como reactor de columna de burbujeo. Consiste en un tanque cilíndrico dentro del cual se alimenta la fase líquida por la parte superior y la fase gaseosa por la parte inferior mediante de un difusor, permitiendo su distribución en forma de burbujas, mejorando el contacto entre las fases (Calderón, 2017).

2.6.1. Funcionamiento.

Este tipo de reactores de burbujeo operan principalmente de dos formas diferentes; en estado estacionario, cuando la fase gaseosa y la fase líquida entran y salen de manera constante del reactor, y el estado semiestacionario o semibatch, cuando la fase líquida se carga por lotes mientras el gas entra y sale continuamente del reactor. Presentan cuatro tipos de regímenes de flujo como se muestra en la siguiente figura:

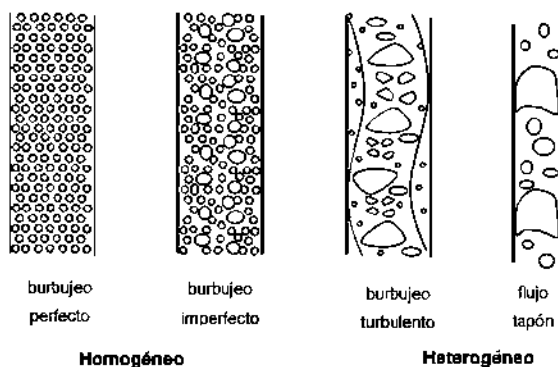


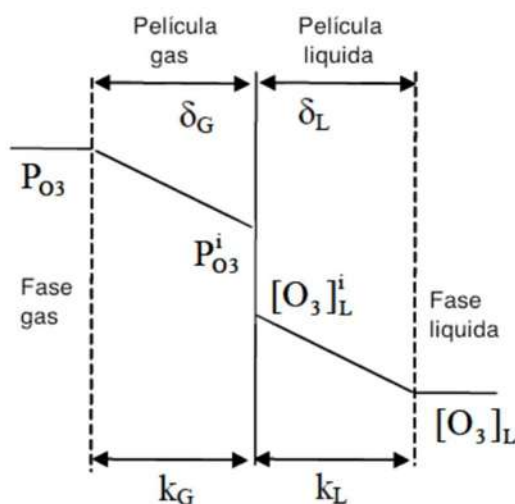
Figura 2.4. Regímenes de flujo en un reactor de columna de burbujeo (Calderón, 2017)



Los reactores de burbujeo se utilizan para reacciones lentas, siendo las reacciones de ozonización de este tipo se utilizan este tipo de reactores. Las ventajas de los reactores de columna de burbujeo son; su construcción simple, ausencia de partes móviles, alto contenido en la fase líquida para que la reacción tenga lugar, bajos costes de operación y mantenimiento, excelentes propiedades de transferencia de calor, relaciones de transferencia de masa razonables para bajas demandas de entrada y poco requerimiento de suelo para la instalación (Deckwer y Schumpe 1993).

2.6.2. Transferencia de Masa gas-líquido.

Los procesos de transferencia de masa tienen lugar cuando se establece un movimiento de dos o más componentes cuyas concentraciones varían de un punto a otro. En un proceso de tratamiento con ozono existen transferencia de masa entre una fase gaseosa y una fase líquida y se describe a través de la teoría de la doble capa o película, establecida por Lewis y Whitman. El compuesto que se encuentra disuelto se transporta en estas dos películas exclusivamente por difusión molecular. Dentro del espesor de la película líquida δ_L , la concentración de gas disuelto (ozono) disminuye de $[O_3]_L^i$ en la interfase hasta $[O_3]_L$ en el borde interior de la película, es decir en el seno del líquido. Por otra parte en la fase gaseosa, la presión parcial del compuesto A dentro del espesor de la película δ_G varía de P_{O_3} en el seno del gas, hasta $P_{O_3}^i$ en la interfase. Por último, hay un equilibrio termodinámico en la interfase, que se caracteriza por la expresión $P_{O_3}^i = H_{O_3,agua} [O_3]_L^i$. Los valores de los coeficientes k_L y k_G mencionados en la *Figura 2.5*, dependen de las propiedades hidrodinámicas del sistema gas-líquido; incluyendo su geometría, las propiedades físicas del medio y la agitación del líquido (López, 2004).



Para la fase gaseosa:

Figura 2.5. Representación de la teoría de la doble película del Ozono.



$$N_{O_3} = K_G (P_{O_3} - P_{O_3}^i) \quad (\text{Ec-2.1})$$

Para la fase líquida:

$$N_{O_3} = K_L ([O_3]_L^i - [O_3]_L) \quad (\text{Ec-2.2})$$

Para compuestos con una constante de Henry muy elevada o poco solubles como por ejemplo el ozono, la resistencia a la transferencia se localiza en el lado de la película del líquido y la resistencia en el lado del gas se puede despreciar. De esta manera obtenemos la transferencia de masa en términos de la diferencia de la concentración de saturación y la del soluto en el líquido:

$$N_{O_3} = K_L ([O_3]_L^* - [O_3]_L) \quad (\text{Ec-2.3})$$

Donde:

P_{O_3} : Presión parcial del ozono en la fase gas (Pa)

$[O_3]_L$: Concentración del ozono en la fase líquida ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$)

$P_{O_3}^i$: Presión parcial del ozono en la interfaz gas-líquido (Pa)

$[O_3]_L^i$: Concentración del ozono en la interfaz gas-líquido ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$)

δ_G, δ_L : Espesor de las películas gas y líquido (m)

K_G, K_L : coeficiente global de transferencia en el gas ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{Pa}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$) en el líquido ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$).

$[O_3]_L^*$: concentración en la fase líquida en el equilibrio:

2.6.3. Cinética de Reacción.

La cinética de una reacción es el estudio de la velocidad que describe que tan rápido se consumen los reactivos para formar los productos, esta velocidad de reacción depende del mecanismo de como ocurra y de muchos factores que aceleren o ralenticen la reacción. Si se tiene la siguiente reacción:



La velocidad puede expresarse en términos de consumo de reactivos con la (ecuación 2.4) o en términos de formación de productos (ecuación 5)

$$-r_A = -\frac{1}{a} \frac{\Delta(A)}{\Delta t} = -\frac{1}{b} \frac{\Delta(B)}{\Delta t} \quad (\text{Ec-2.4})$$

$$r_A = \frac{1}{c} \frac{\Delta(C)}{\Delta t} = \frac{1}{d} \frac{\Delta(D)}{\Delta t} \quad (\text{Ec-2.5})$$

La ley de velocidad describe la manera en que van cambiando estas concentraciones conforme se van descomponiendo los reactivos con el tiempo (ecuación 2.6):



$$-r_A = k(A)^x(B)^y \quad (\text{Ec-2.6})$$

Donde: k es la constante de velocidad, (A) y (B) son las concentraciones de los reactantes y x , y son los órdenes de reacción. El orden de una reacción se define en términos de la concentración de los reactivos y no de los productos.

Para reacciones de primer orden, en donde un reactivo se transforma a productos, o se cuenta con dos reactivos, pero uno de ellos está en mayor proporción respecto del otro y es el que determina la velocidad de la reacción (pesudo-primer orden). Si se tiene una reacción donde el reactivo A se transforma a productos (R-2.6).



La expresión de velocidad en función del consumo del reactivo se expresa como el cambio de la concentración en función del tiempo o de la constante cinética por la concentración en el tiempo (ecuación 2.7) (Levespiel, 2004).

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A \quad (\text{Ec-7.7})$$

CAPÍTULO III.

METODOLOGÍA.

En esta sección, se describe la metodología empleada para tratar el agua residual del reactor anaerobio tipo *UASB* mediante el proceso de oxidación avanzada con ozono. La meta es alcanzar los objetivos planteados en este proyecto de tesis.

3.1. Alimentación de los residuos alimenticios al Reactor *UASB*.

El efluente a tratar es parte de la producción de biogás mediante un biorreactor tipo *UASB*, y parte de los objetivos es recircular el agua tratada a la alimentación de dicho reactor, por lo que se estableció el procedimiento de alimentación. Para esto es importante analizar el proceso completo. El siguiente diagrama muestra de la producción de metano en conjunto con el tratamiento del efluente:

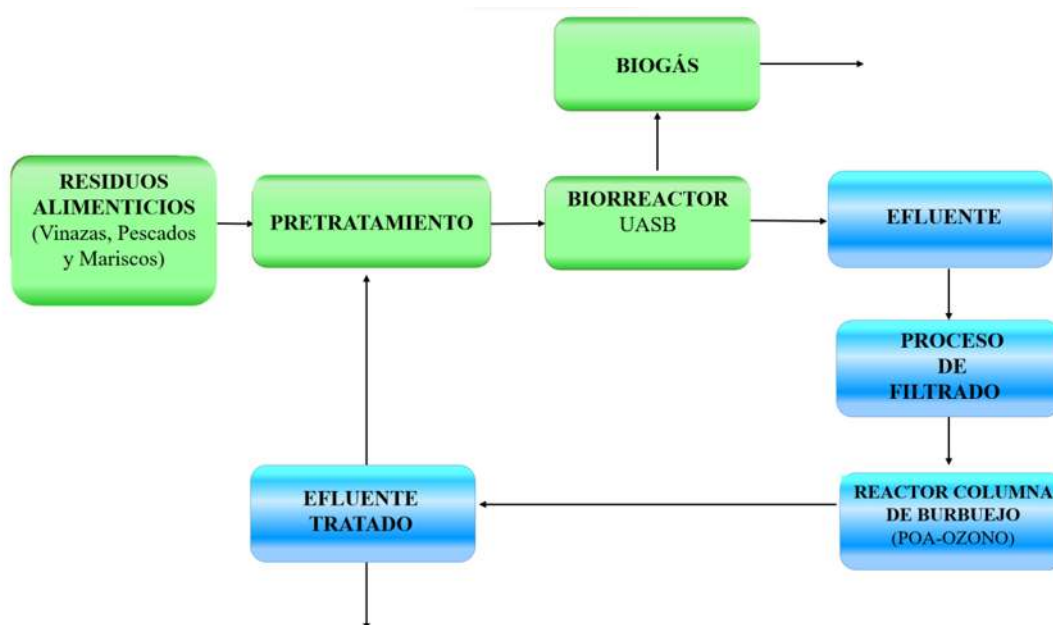


Figura 3. Diagrama de producción de biogás.

La metodología reportada por Alanis Silva, (2017) fue la base para la alimentación al biorreactor, los residuos orgánicos pasaron por un pretratamiento que consistió en realizar un proceso de molienda en vía húmeda en triturador de alimentos, utilizando la cantidad de agua necesaria para obtener el volumen necesario de alimentación. Para esto, Alanis Silva indica los siguientes parámetros a medir en el proceso de alimentación:



Capítulo III. Metodología.

Tabla 3. Parámetros y métodos de análisis de monitoreo en el proceso de alimentación al reactor *UASB*.

PARÁMETRO	MÉTODO/NORMA
pH	NMX-AA-008-SCFI-2016
Conductividad	NMX-AA-093-SCFI-2000
Temperatura	NMX-AA-007-SCFI-2013
Alcalinidad	NMX-AA-036-SCFI-2001
Sólidos en todas sus formas	NMX-AA-034-SCFI-2015
Ácidos grasos	Método 8196 HACH
Nitrógeno Total	Método 10242 HACH
Fosforo Total	Método 10127 HACH
Demanda Química de Oxígeno	MÉTODO 800 HACH
Relación Alfa	Método Potenciométrico

En la tabla 3.1 se muestran los rangos óptimos de alimentación de los parámetros de pH, conductividad, temperatura y oxígeno disuelto:

Tabla 3.1. Parámetros óptimos en el proceso de alimentación al reactor *UASB*.

Parámetro	Rango
pH	6.5-8.2
Conductividad (mS/cm)	4-11
Temperatura (°C)	35
Oxígeno Disuelto (mg/L).	1<

Estos cuatro parámetros se toman como referencia para el seguimiento del tratamiento del efluente, debido a su influencia en el proceso de alimentación al reactor *UASB* y su óptima operación:

- ❖ La temperatura es un factor determinante para el desarrollo de microorganismos (Robles, 2008). Para mantener un proceso estable, así como para mantener velocidades de reacción óptimas, la temperatura de los reactores debe estar entre 25 y 35°C (Metcalf, 2003).
- ❖ El desarrollo de microorganismos está en relación con un pH óptimo, debido a que la actividad enzimática depende del mismo. El pH óptimo de las bacterias acetogénicas es de 7.2 y de las metanogénicas entre un rango de pH de 7 y 8; por ello que estos microorganismos son inhibidos de forma total a un pH inferior a 6, lo que puede ocasionar acumulación de ácidos grasos (Castillo, 2012). La reducción del pH inhibe la formación de metano, lo que hace necesario la implementación de medidas como

- la reducción de la carga volumétrica. El aumento de pH se logra a través de agentes de $\text{Ca}(\text{OH})_2$, Na_2CO_3 o NaOH e incluso añadiendo agua de dilución (Caicedo, 2006).
- ❖ El oxígeno disuelto debe permanecer por debajo de 1 mg/L, debido a que en un medio acuoso y en condiciones herméticas (reactor *UASB*) hace que actúen los microorganismos aeróbicos que tratan de alimentarse de la materia orgánica. De este modo, se consume el oxígeno disuelto que pueda existir en el medio durante la primera etapa de la digestión anaerobia.
 - ❖ El aumento de la conductividad eléctrica puede influenciar en la actividad metabólica de los microorganismos, en la absorción de agua y nutrientes.

3.2. Efluente Reactor *UASB*.

Las muestras de agua residual (efluente) que se utilizaron para el tratamiento Filtración-POA- O_3 se recolectaron del reactor anaerobio tipo *UASB* ubicado en el edificio de La División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, en la ciudad de Morelia, Michoacán. Las muestras se recolectaron durante los 325 días de operación del reactor *UASB* en el periodo de alimentación establecido (cada tercer día) y se trataron en el laboratorio poco después de su extracción.

3.3. Proceso de Filtración.

El efluente, al provenir de un proceso anaerobio para la degradación de residuos sólidos diluidos presenta en su consistencia la presencia de materia flotante y sólidos suspendidos. Debido a esto se optó por un proceso de filtrado con el objetivo de retirarlos.

De acuerdo al Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento de la Comisión Nacional del Agua: la filtración en medios granulares es la operación unitaria por la que se hace pasar agua a través de gravas y arenas para remover partículas suspendidas, materia orgánica y microorganismos y puede ser seguida de otro tratamiento avanzado.

El medio filtrante fue la grava de tezontle, considerado del tipo inorgánico, fue seleccionado dada su gran porosidad (40-60%), bajo costo, fácil acceso y capacidad de absorber contaminantes presentes en el agua.

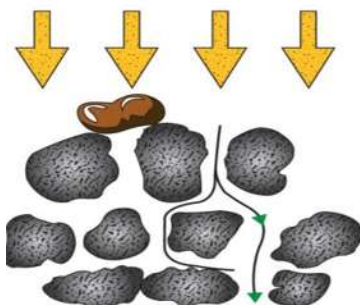


Figura 3.1. Esquema de filtración por medios Granulares

3.3.1. Filtro granular.

En la *figura 3.2* se observa la configuración del filtro granular:

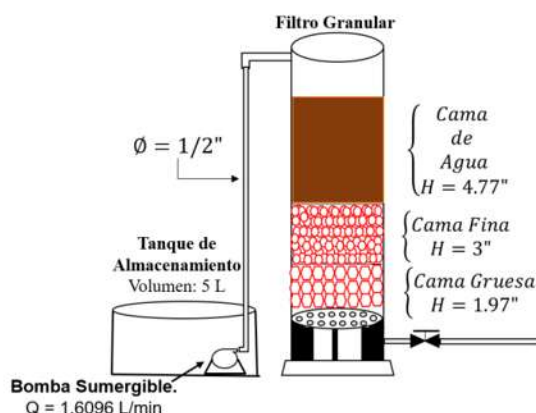


Figura 3.2. Filtro Granular

El filtro cuenta con 3 tres secciones; la primera consta de una cama gruesa de tezontle de 1.97 pulgadas de altura, seguida de una cama fina de 3 pulgadas de altura, en la cual 1 pulgada de altura corresponde a un tamaño de tezontle medio para dar continuidad al soporte del tezontle de mayor grosor. La última sección consta de una cama de efluente de 4.77 pulgadas de altura. Para la cama fina de tezontle se utilizó una malla de criba de $\frac{1}{4}$ de pulgada para su obtención, esto se debe a que la materia flotante y los sólidos suspendidos observados son de mayor tamaño que a la apertura de la malla, lo que permite su retención en el filtro. Se determinó la porosidad para cada tipo de tezontle como se muestra en la tabla 3.2:

Tabla 3.2. Tamaño y porosidad del tezontle empleado.

Tezontle	Porosidad (%)	Diámetro (mm)
Grueso	56.8	5.0±1
Medio	51.5	10.5±1.52
Fino	49.0	21.3±1.57

La porosidad se obtuvo aforando 1 litro de agua, posteriormente en un recipiente graduado de 1 litro se colocó tezontle seco hasta el aforo, posteriormente se vertió el agua en este recipiente y por diferencia de volúmenes entre el volumen residual y el volumen de agua empleado en el recipiente con tezontle.

En la parte inferior se colocó una llave de bronce de $\frac{1}{2}$ pulgada conectada a una tubería de mismo diámetro que se conecta al reactor de columna de burbujeo.

El tubo conectado por la parte superior se perforó de manera tal, que el efluente se dispersara de manera uniforme. El filtro fue construido en tubo de CPVC de seis pulgadas de diámetro y 20 pulgadas de altura. En la parte inferior cuenta con una base de acrílico de 5 pulgadas de altura y una placa perforada circular de diámetro similar al filtro.



3.4. Proceso de Oxidación Avanzada.

Para la oxidación de la materia orgánica presente en el agua residual (efluente) del reactor anaerobio *UASB* se implementó un proceso de oxidación avanzada basado en Ozono (POA- O_3) dado que tiene la capacidad de generar radicales $OH\bullet$ que son capaces de transformar diversos compuestos orgánicos tóxicos y/o recalcitrantes en productos más simples que puedan ser biodegradables, esto se llevará a cabo en un reactor de burbujeo. En el caso de este proyecto, el ozono se suministró por un equipo marca CLEAR WATER® modelo Microzone 300, con capacidad de fábrica de 300 mg/h, el cual es alimentado por una bomba de aire HAGEN® modelo OPTIMA que se acopló al tratamiento en el reactor columna de burbujeo como se muestra en la *figura 3.3*:



Figura 3.3. Proceso de ozonización.

Para medir el flujo volumétrico inyectado por la bomba de aire se utilizó la técnica de desplazamiento de agua. Con una probeta de 1000 mL, se midió el tiempo de desplazamiento de 800 mL del fluido (agua) en dos puntos de referencia marcados en la bomba de aire.

3.4.1 Reactor Columna de Burbujeo.

Debido a que el agua a tratar contiene materia orgánica, todos los componentes del reactor de columna de burbujeo que entran en contacto con el mismo (tuberías, válvulas y el cuerpo del reactor) serán del material Policloruro de Vinilo Clorado (CPVC). El difusor a emplear consiste en una Manguera Aireadora para Pecera, siendo esta de polímero de plástico.

3.4.1.2 Diseño del Reactor de Columna de Burbujeo.

Para el tratamiento del agua residual expuesto en este trabajo, se implementa un sistema de tratamiento POA- O_3 que consistirá en un diseño base cilíndrico de un tubo de CPVC de 6 pulgadas de diámetro por 16 pulgadas de altura aproximadamente, lo que dará un volumen estimado de 5 litros, esto en base a la cantidad de efluente que es retirado del reactor *UASB*. Esta columna contará con una entrada donde se suministrará el ozono proveniente de un ozonizador que entrará por la parte inferior del cilindro y será conectada a un difusor por un



orificio de 1/16" de diámetro. La válvula de muestreo consiste en un tubo de 1/2" conectado a la válvula de 1/2", esta a su vez a otro tubo y codo de 1/2" del mismo material.

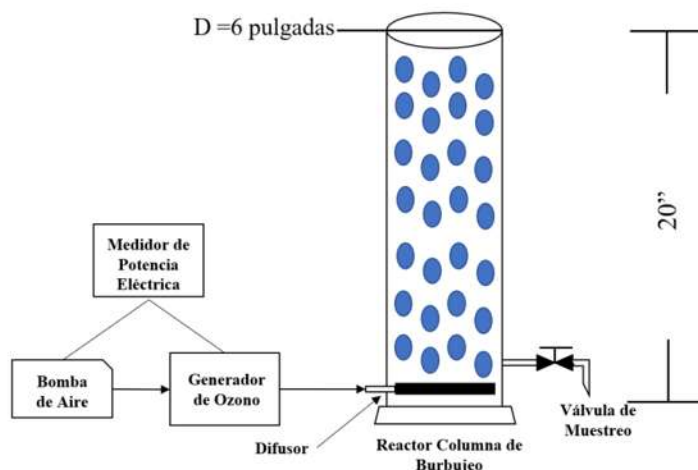


Figura 3.4. Diagrama del reactor de columna de burbujeo.

Por la parte de arriba estará la salida de gases. El efluente será alimentado de manera intermitente (*batch*) por la parte superior del cilindro y el agua tratada saldrá por el extremo inferior opuesto.

Adicional el sistema contó con un Wattímetro de la marca Sinotimer® modelo dds108 que midió la potencia eléctrica requerida por el sistema aire-ozono en Watts (W). El consumo eléctrico para cada prueba se calculó de acuerdo a la ecuación (Ec-3):

$$\text{Consumo Eléctrico} = \frac{\text{Potencia Promedio} \times \text{tiempo}}{\text{SV inicial} - \text{SV Final}} \times \frac{1}{60} \quad (\text{Ec-3})$$

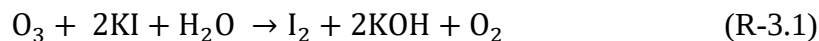
Donde:

SV = sólidos volátiles, mg/L

Potencia promedio = Watts (W)

Consumo eléctrico = KW-h/g/L de SV removido

En el caso de tener ozono residual se retirará del reactor de columna de burbujeo a través de tubos Tygon y se hará burbujear en una solución de KI al 2-5 % en matraces de 500 mL, donde la solución de yoduro de potasio reaccionará con el exceso de ozono de acuerdo con la siguiente ecuación:



El yodo resultante se valorará utilizando tiosulfato sódico estándar, en presencia de almidón como indicador. Se determinarán los valores de ozono no utilizado, según el procedimiento adecuado.

3.4.1.3 Diámetro de Burbuja.

El tamaño de las burbujas es parte esencial en el rendimiento de una columna de burbujeo, puesto que este parámetro define el área de contacto del gas con el líquido, además de la velocidad de ascensión de las propias burbujas. Teniendo una misma cantidad de gas contenido en el reactor, a menor tamaño de burbujas la superficie de contacto entre las dos fases será mayor y por tanto una mayor transferencia. Por lo que la determinación de este parámetro es de gran interés.

Comúnmente la metodología utilizada es una técnica fotográfica. Se realizan fotografías de alta resolución para medir los diámetros de las burbujas. Posteriormente, mediante tecnologías de tratamiento de imagen se miden los diámetros de las burbujas. Las burbujas suelen deformarse con su ascenso se debe medir, al menos, los diámetros de la parte ancha, d_a , y de la estrecha, d_c , considerando la burbuja como un elipsoide, tal como se observa:

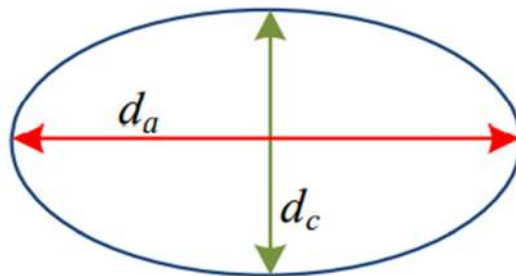


Figura 3.5. Representación deformada de una burbuja como un elipsoide con sus diámetros; ancho y estrecho

De este modo se puede calcular el diámetro equivalente de acuerdo a la Ecuación:

$$d_e = \sqrt[3]{d_c d_a^2} \quad (\text{Ec-3.1})$$

3.4.1.4 Hold-up.

La retención de gas (*Hold-up*) es un parámetro adimensional definido como el volumen de la fase gaseosa dividido por el volumen total. Las mediciones de la expansión del lecho permitieron evaluar la ε_G : el procedimiento consiste en medir la ubicación (altura) de la superficie libre del líquido cuando el aire fluye en la columna. La retención de gas se obtiene entonces mediante la ecuación:

$$\varepsilon = \frac{H_g - H}{H_g} \quad (\text{Ec-3.2})$$



En donde ε es el *hold-up*, H la altura del nivel de la fase líquida dentro del reactor antes del arranque y H_g es la altura del nivel del líquido durante la operación del reactor.

3.4.1.5 Tiempo de residencia

El tiempo de residencia es la cantidad de tiempo promedio en que una sustancia permanece en un medio; se obtiene al dividir la cantidad de una sustancia en el medio entre el flujo de esa sustancia en ese medio. Dicho valor se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$t_r = \frac{V_{\text{útil}}}{Q_{\text{gas}}} \quad (\text{Ec-3.3})$$

En donde t_r es tiempo de residencia, $V_{\text{útil}}$ volumen de gas en el reactor, Q el flujo de gas que se inyecta al reactor.

3.4.1.6 Coeficiente de Transferencia de masa del Sistema Gas-Líquido.

Para la determinación del coeficiente de Transferencia de Masa, fueron planteados en experimentos ortogonales Taguchi L_8 con un total de 8 pruebas. En cada prueba se variaron los cuatro factores de operación, siendo un sistema Gas-Líquido, se estudió el efecto de la variación de los parámetros de operación (temperatura, flujo de aire-ozono y uso o no de empaque) en el fenómeno de transporte de masa que existe entre ambas fases.

Tabla 3.3. Diseño de Experimentos para la Determinación del Coeficiente Global de Transferencia de Masa.

Tratamiento	Temperatura °C	Flujo Aire- Ozono	Empaque
1	25	1	No
2	25	2	Si
3	50	1	Si
4	50	2	No
5	25	1	Si
6	25	2	No
7	50	1	No
8	50	2	Si

Los niveles de temperatura fueron seleccionados de acuerdo a la solubilidad del ozono, a medida que la temperatura aumenta la solubilidad disminuye, de acuerdo a esto se determinó la influencia de este parámetro. El uso de empaque se estableció para aumentar el área de contacto entre la fase gaseosa y líquida y su efecto en el experimento, por último, el flujo de aire-ozono se estableció para conocer el flujo óptimo para el tratamiento, este flujo se determinó de acuerdo a la técnica de desplazamiento de agua con dos niveles fijados en la bomba de aire.

En este caso, el esquema del proceso de ozonización como se muestra en la *figura 3.6*. El reactor utilizado está fabricado con vidrio con dimensiones de 3.7 cm de diámetro y 33 cm de altura, teniendo un volumen útil de 354.82 mL. Rodeado de una pared con un espesor de 8 mm por el cual se circula agua para mantener al sistema a temperatura constante, este

sistema de temperatura consiste en un baño de termo circulación o termorregulación de la marca PLYSCIENCE®, modelo MX087R-20-AA1B, En la parte del fondo del reactor se encuentra instalado un sistema de difusión por el cual se inyecta la mezcla aire ozono.

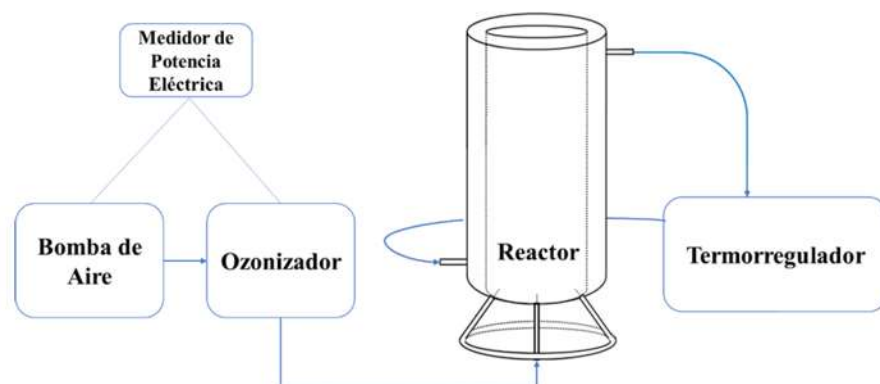
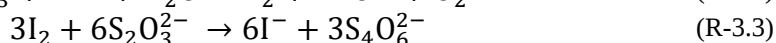


Figura 3.6. Esquema proceso de ozonización para la determinación del coeficiente de transferencia de masa.

El volumen empleado para cada prueba fue de 300 mL de solución cuando no se utilizó empaque, con el objetivo de aumentar el área de contacto del ozono en el líquido en el diseño de experimentos propuesto se contempló el uso de empaque, este consiste en esferas de vidrio de 5 mm de diámetro con un volumen de 300 mL y una porosidad de 42%, es decir que el volumen de la solución cuando se usó empaque es de 126 mL.

La concentración de ozono en el líquido se determinó mediante el Método Yodo métrico en el cual se produce la reacción de ozono en presencia de yoduro de potasio para formar yodo diatómico (reacción 3.2). El yodo siendo el producto de reacción fue valorado con Tiosulfato de Sodio estandarizado mediante el método estándar AOAC Official Method 993.20 como se muestra a continuación:



La reacción R-3.2, al tener una relación estequiométrica 1:1 entre el ozono y el yodo, se pudo determinar la concentración de ozono que se está suministrando al sistema hasta alcanzar la saturación en un tiempo determinado.

Una vez obtenidas las concentraciones de ozono en el líquido en función del tiempo hasta la saturación, se calculó el coeficiente global de transferencia de masa mediante el modelo matemático de la doble película, donde se expresa el transporte de masa en función de las concentraciones.

Si se multiplica el coeficiente de transferencia por el área interfacial por unidad de volumen y expresamos la transferencia de masa por unidades de tiempo, obtenemos la expresión matemática en términos de la tasa de transferencia del gas respecto del tiempo, el coeficiente de transferencia de masa y la diferencia de concentraciones:



$$N_A = \frac{dM}{dt} = K_L a (C_A^* - C_{A,L}) \quad \text{Ec-3.4}$$

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_A^* - C_{A,L}) \quad \text{Ec-3.5}$$

Donde $\frac{dC}{dt}$ es la velocidad de transferencia de ozono en el agua en mg/L min

$K_L a$ es el coeficiente global de transferencia de masa en min^{-1}

C_A^* es la concentración de ozono disuelto a saturación mg/L

$C_{A,L}$ es la concentración de ozono disuelto en el líquido mg/L

Integrando la ecuación 3.4 obtenemos la expresión matemática con la forma de una ecuación lineal.

$$\int_{C_0}^C \frac{dC}{C_A^* - C_{A,L}} = K_L a \int_0^t dt \quad \text{Ec-3.6}$$

$$\ln \frac{C_A^* - C_0}{C_A^* - C} = K_L a t \quad \text{Ec-3.7}$$

Donde $\frac{C_A^* - C_0}{C_A^* - C}$ corresponde al eje de las ordenadas; t al eje de las abscisas y $K_L a$ se obtiene con el cálculo de la pendiente de la recta.

3.5 Diseño Experimental

Los experimentos planteados en esta investigación se realizarán mediante diseños ortogonales Taguchi que permiten estudiar la configuración óptima de los factores de control en el proceso (Taguchi & Clausing, 1990). Esta herramienta estadística indica el número de arreglos y el orden de los factores que llevará cada prueba. En todos los casos se utilizó un arreglo ortogonal de dos niveles. Dependiendo de la cantidad de factores en estudio así fue el arreglo ortogonal. En la siguiente tabla se muestra los arreglos ortogonales de Taguchi en función del número de factores.

Tabla 3.4. Arreglos Ortogonales Taguchi de Dos Niveles.

Número de factores a analizar	Arreglo ortogonal	Número de corridas
Entre 2 y 3	L ₄	4
Entre 4 y 7	L ₈	8
Entre 8 y 11	L ₁₂	12
Entre 12 y 15	L ₁₆	16
Entre 16 y 31	L ₃₂	32
Entre 32 y 63	L ₆₄	64

Peace, G.S. (1993). Taguchi Methods: A Hands-On Approach. Massachusetts: Addison Wesley.



Los experimentos fueron sometidos a Análisis Taguchi en el software Minitab® para calcular la mejor combinación en base a los factores y la relación señal-ruido planteada en la respuesta.

La Tabla 3.5 muestra el diseño experimental propuesto considerando 4 factores y sus respectivos niveles, siendo para este caso un diseño ortogonal Taguchi L₈. Los experimentos se realizan por duplicado.

Tabla 3.5. Diseño de Experimentos para Tratamiento Filtración-POA-Ozono.

Tratamiento	Flujo Aire-Ozono (L/h)	Concentración de Efluente (mg/L de Sólidos Volátiles)	Filtración	Temperatura (°C)
1	126.60	4000	No	15
2	126.60	4000	Si	25
3	126.60	5000	No	25
4	126.60	5000	Si	15
5	185.34	4000	No	25
6	185.34	4000	Si	15
7	185.34	5000	No	15
8	185.34	5000	Si	25

Como se mencionó anteriormente para esta parte experimental se consideraron 4 factores y su influencia en el tratamiento del efluente problema; como primer factor, el flujo de la mezcla aire-ozono, nos proporciona la dosis de la mezcla gaseosa óptima para el tratamiento del efluente manejándose en un nivel alto de 185.34 L/h y un nivel bajo de 126.60 L/h. El flujo del tratamiento se controló desde la bomba de aire, al contar esta con un regulador de flujo que permitió establecer los flujos antes mencionados.

El segundo factor que se consideró para este diseño fue la concentración del efluente medida en términos de sólidos volátiles, debido a las condiciones de operación del reactor *UASB* y de las pruebas exploratorias para este proyecto se pudieron establecer dos rangos de concentración; como nivel alto concentraciones mayores a 5000 mg/L de sólidos volátiles y para el nivel bajo concentraciones mayores a 4000 mg/L pero menores a 4900 mg/L de SV. Esta variabilidad en las concentraciones se pudo ajustar cambiando las condiciones de operación del biorreactor.

El tercer factor que se propuso fue la implementación de un proceso de filtrado, esto de acuerdo a la consistencia del efluente que al ser sustraído del biorreactor se observó la presencia considerable de materia flotante y de sólidos suspendidos mayores a 5 mm en promedio, por lo que este factor evaluó el efecto de retirar estas interferencias en el tratamiento propuesto al efluente.

Como cuarto factor se estableció la temperatura en su nivel alto de 25°C y en el nivel bajo de 15°C, estos valores se fijaron de acuerdo a los valores promedio de las temperaturas en las estaciones más calurosas y frías de la zona, además de como estas influyen en cuestiones de solubilidad de la mezcla gaseosa durante el tratamiento.

El efecto de estos cuatro factores se evaluó sobre la variable respuesta: disminución de sólidos volátiles, SV, con un total de 8 corridas experimentales por duplicado. Se realizó un análisis ANOVA que permitió evaluar el efecto principal y de interacción de cada uno de los factores.

3.5.1. Pruebas con Proceso de Filtración.

El diseño de experimentos propuesto se dividió en dos etapas, la primera etapa consistió en las pruebas 2, 4, 6 y 8, las cuales hacen uso del proceso de filtración de acuerdo con la figura 3.7:

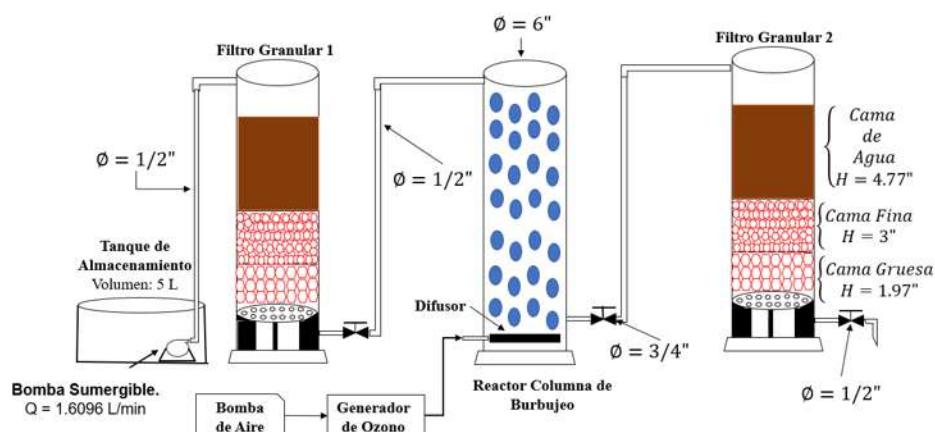


Figura 3.7. Diagrama pruebas con filtración.

El primer filtro se encarga de retener la materia flotante y los sólidos suspendidos mayores a 5 mm presentes en el efluente, el segundo filtro se colocó para retener partículas que logren sedimentar, sólidos suspendidos remanentes por el tratamiento del POA.

Para las pruebas realizadas con la combinación del proceso de filtración-POA-Ozono, el efluente es colocado en el tanque de almacenamiento, posteriormente se coloca la bomba sumergible y se conecta la tubería de la bomba al filtro granular. Una vez bombeado el efluente del tanque de almacenamiento hacia el filtro se abre la válvula que se encuentra en la parte inferior de este para comenzar la alimentación hacia la columna de burbujeo, tanto los filtros como la columna de burbujeo se operan de forma *batch*, se alimenta por lotes con un volumen de 5 litros en cada prueba.

En la siguiente tabla se muestran los pasos de operación:

Tabla 3.6. Pasos de Operación pruebas con proceso de filtración.

Paso	Actividad
1°	Asegurarse que las válvulas se encuentren cerradas y la tubería este conectada de manera adecuada.
2°	Registrar la temperatura, pH, oxígeno disuelto y conductividad del efluente dentro del tanque de almacenamiento. Tomar muestra para determinación de sólidos.
3°	Conectar la bomba sumergible del tanque de almacenamiento hacia el filtro granular con el volumen disponible de efluente.
4°	Una vez bombeado el efluente en el filtro, registrar la temperatura, pH, oxígeno disuelto y conductividad del efluente dentro del filtro. Tomar muestra para determinación de sólidos.
5°	Abrir la válvula para comenzar la alimentación al reactor columna de burbujeo.



6°	Registrar la temperatura, pH, OD (oxígeno disuelto) y conductividad del efluente dentro de la columna de burbujeo. Tomar muestra para determinación de sólidos.
7°	Establecer el flujo, (Alto, 185.34 L/h y Bajo, 126.60 L/min), de la bomba y encender el ozonizador.
8°	Registrar los parámetros establecidos en el punto 6° y tomar muestras al tiempo establecido (0, 15, 30, 45 y 60 minutos). Con el medidor de ozono verificar si existe ozono residual.
9°	Recircular el efluente periódicamente en la columna de burbujeo para asegurar homogeneidad del efluente.
10°	Parar el suministro aire-ozono al tiempo indicado, desconectar el equipo de la corriente de energía
11°	Conectar la columna de burbujeo al segundo filtro.
12°	Una vez filtrado el efluente tratado realizar la toma muestra y registrar los parámetros de operación finales.
13°	Preparar las muestras para determinación de sólidos.
14°	Al término de la prueba, vaciar completamente el reactor y limpiar.

3.5.2 Pruebas sin Proceso de Filtración.

En la segunda etapa que consistió en las pruebas 1, 3, 5 y 8, las cuales consistieron solo en el proceso de ozonización como se muestra en la *figura 3.8*. El efluente es suministrado en forma *batch* en el reactor de columna de burbujeo por la parte superior de este y se ozonizó durante 60 minutos realizando la toma de muestra cada 15 minutos, así como la medición de los parámetros de operación. El volumen empleado de efluente fue de 5 litros en todas las pruebas.

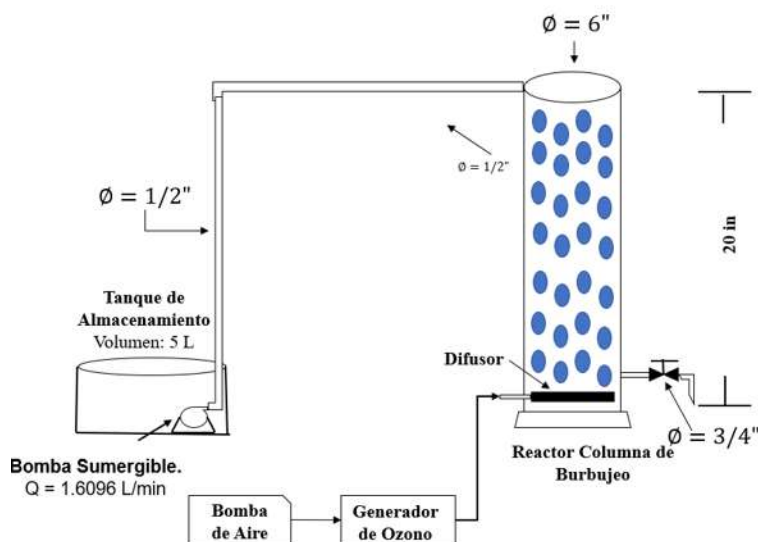


Figura 3.8. Diagrama pruebas sin filtro.



En la siguiente tabla se muestran los pasos de operación:

Tabla 3.7. Pasos de Operación pruebas sin proceso de filtración.

Paso	Actividad
1°	Asegurarse que las válvulas se encuentren cerradas y la tubería este conectada de manera adecuada.
2°	Registrar la temperatura, pH, OD (oxígeno disuelto) y conductividad del efluente dentro de la columna de burbujeo. Tomar muestra para determinación de sólidos.
3°	Establecer el flujo, (Alto, 185.34 L/h y Bajo, 126.60 L/min), de la bomba y encender el ozonizador.
4°	Registrar los parámetros establecidos en el punto 2° y tomar muestras al tiempo establecido (0, 15, 30, 45 y 60 minutos). Con el medidor de ozono verificar si existe ozono residual.
5°	Recircular el efluente periódicamente en la columna de burbujeo para asegurar homogeneidad del efluente.
6°	Parar el suministro aire-ozono al tiempo indicado, desconectar el equipo de la corriente de energía
7°	Preparar las muestras para determinación de sólidos.
8°	Al término de la prueba, vaciar completamente el reactor y limpiar.

3.5.3 Toma de muestra.

Durante el tratamiento, se tomaron muestras de 50 a 200 mL de volumen al efluente sin tratar/filtrar y una muestra en cada intervalo de tiempo durante el tiempo de ozonización a través de la llave de muestreo, siendo la muestra inicial recolectada al tiempo 0 minutos. Después, en crisoles previamente preparados se colocan 20 mL de muestra por duplicado para la determinación de sólidos volátiles. Posteriormente las muestras se colocaron en el horno a una temperatura de 105°C de acuerdo con el procedimiento descrito en la NMX-AA-034-SCFI-2015.

3.5.4 Monitoreo de Operación.

Los parámetros de seguimiento en cada una de las pruebas experimentales fueron: conductividad, pH, temperatura y Oxígeno Disuelto como se detalla a continuación.

Tabla 3.8. Parámetros y métodos de análisis

Parámetro	Método/Norma	Descripción.
pH	NMX-AA-008-SCFI-2016	MEDICIÓN DEL pH EN AGUAS NATURALES, RESIDUALES Y RESIDUALES TRATADAS.
Conductividad	NMX-AA-093-SCFI-2000	DETERMINACIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD ELECTROLÍTICA.
Temperatura	NMX-AA-007-SCFI-2013	MEDICIÓN DE LA TEMPERATURA EN AGUAS NATURALES, RESIDUALES Y RESIDUALES TRATADAS.
Oxígeno Disuelto.	NMX-AA-012-SCFI-2001	DETERMINACIÓN DE OXÍGENO DISUELTO EN AGUAS NATURALES, RESIDUALES Y RESIDUALES TRATADAS.

CAPÍTULO IV.

RESULTADOS Y

ANÁLISIS.



4.1 Caracterización alimentación Reactor UASB.

Como parte previa al proceso experimental, se realizó una caracterización a la corriente de alimentación hacia el reactor UASB. En la siguiente tabla se muestran los parámetros promedios de la alimentación:

Tabla 4. Parámetros de seguimiento alimentación reactor UASB.

Sólidos Volátiles (mg/L)	pH	Oxígeno Disuelto (mg/L)	Conductividad (mS/cm)
19,734.60 ± 2103.30	6.80 ± 0.29	0.25 ± 0.12	9.49 ± 1.38

Estos valores son de importancia para un buen funcionamiento del reactor UASB.

4.2 Caracterización del Efluente.

El efluente se obtiene al momento de alimentar el reactor UASB, lo que nos permite conocer los parámetros necesarios previo al proceso de tratamiento. Se obtuvo la siguiente información:

Tabla 4.1. Parámetros de seguimiento, obtención del efluente del reactor UASB.

Sólidos Volátiles (mg/L)	pH	Oxígeno Disuelto (mg/L)	Conductividad (mS/cm)
4129 ± 74.25	7.05 ± 0.34	0.35 ± 0.62	10.84 ± 0.36

Los valores mostrados en la tabla anterior son del promedio de días de obtención del efluente.

4.3. Reactor Columna de Burbujeo.

4.3.1 Aire-Ozonizador.

Se evaluó el flujo volumétrico de salida del sistema aire-ozono, se utilizó la técnica de desplazamiento de agua que consistió en 5 pruebas con 1 litro de volumen a dos niveles de la bomba de aire conectada al ozonizador, los resultados se muestran en la tabla 4.2:

Tabla 4.2. Flujo de la Mezcla Aire-Ozono Suministrada al Sistema.

NIVEL	ALTO	BAJO
Tiempo (s)	19.41	28.45
	19.40	28.44
	19.44	28.43
	19.44	28.42
	19.43	28.44
Promedio (s)	19.42	28.44
Flujo (L/min)	3.09	2.11
Flujo (L/h)	185.34	126.60



De la tabla anterior se observa que a medida que se ajusta el flujo de la bomba el flujo volumétrico de la mezcla aire-ozono aumenta proporcionalmente, debido a que requiere menor tiempo en desplazar el volumen de agua; para el nivel denominado alto se tiene un flujo de 185.34 L/h y para el nivel bajo un flujo de 126.60 L/h.

4.3.2 Diámetro de burbuja.

Se consideró que la distribución de las burbujas fue de manera “homogénea”, al observar que estas tuvieron un ascenso regular y constante durante la prueba, además de que su deformación no fue muy notable

En la Tabla 4.4 se muestran los diámetros equivalentes para ambos regímenes de flujo.

Tabla 4.3. Diámetro de Burbuja a diferentes Flujos.

Diámetro (mm)	Flujo Aire-Ozono	
	Alto	Bajo
d_c	2-4	1-2.5
d_a	4-6	1.5-2.5
d_e	4-5	2-3

En la tabla de resultados 4.4 se observa que el diametro de burbuja es proporcional al flujo suministrado de la mezcla gaseosa, a un flujo de 185.34 L/h el diametro equivalente se encuentra en el rango de los 4 a 5 milímetros mientras que para un flujo de aire-ozono de 126.60 L/h el diametro equivalente es del rango de 2 a 3 milímetros.

4.3.3 *Hold-Up* y Tiempo de residencia.

El tiempo de residencia se calculó para ambos niveles de flujo de la corriente de aire-ozono, además para una altura en operación de 27.55 cm y un volumen útil de 5 litros de efluente a tratar en el reactor de columna de burbujeo.

Para el tiempo de residencia se tomó un video en cámara lenta del burbujeo del difusor, posteriormente se tomó un volumen de control de 1.19 L (6 cm de altura) donde se contabilizó de manera aproximada el número de burbujas en sus diferentes tamaños. Posteriormente se calculó el volumen de cada burbuja de acuerdo a la información se multiplicó por el número de burbujas y se obtuvo el volumen, posteriormente se escaló al tamaño del reactor relación (Volumen reactor/Volumen de control = 4.24) para obtener el volumen útil del gas aproximado. En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos:



Capítulo IV. Análisis y Resultados.

Tabla 4.4. Tiempo de Residencia y *Hold-Up* para diferentes flujos.

Tiempo de Residencia		<i>Hold-Up</i>	
t_{rA} (segundos)	0.96	ϵ_A	0.067
t_{rB} (segundos)	0.61	ϵ_B	0.067

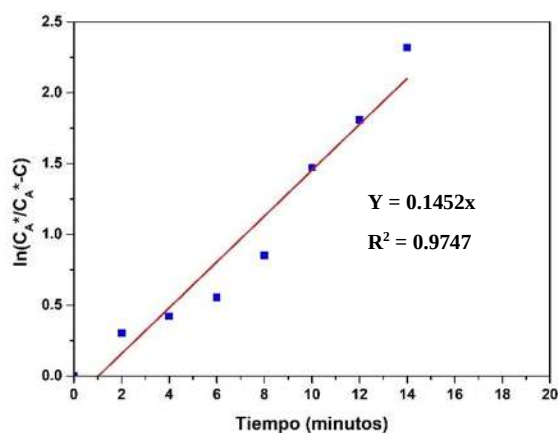
Donde t_{rA} y t_{rB} corresponden al tiempo de residencia a flujo alto y bajo de gas, se observa que el tiempo de residencia varía de acuerdo con el suministro de gas alimentado al reactor de columna de burbujeo, se observa que el tiempo de residencia para el flujo alto es mayor debido a que las burbujas son de mayor tamaño y volumen con respecto a las del flujo bajo que son más pequeñas y de menor volumen.

En lo que respecta al *Hold-Up* de la columna de burbujeo, fue del orden de 0.0678 y 0.0678 para el flujo alto y bajo respectivamente. En ambos casos el *Hold-Up* es similar, de acuerdo a lo reportado por Kantarci; cuando el diametro de una columna de burbujeo supera los 15 cm el *Hold-Up* es mínimo, como lo fue en este caso.

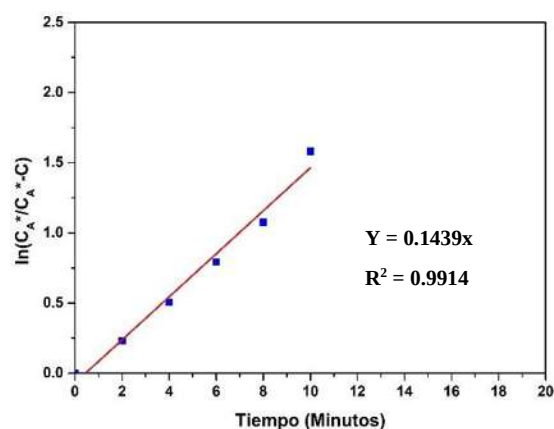
4.3.4. Coeficiente de Transferencia de Masa.

Los experimentos sin empaque se llevaron a cabo con un volumen de 300 mL del reactor utilizado, para los experimentos con empaque (esferas de vidrio de 5 mm de diámetro) se utilizó un volumen de 126 mL de fase líquida para cada experimento y su réplica. Las concentraciones de ozono se obtuvieron mediante el método yodométrico; se midió la concentración del yodo formado mediante la titulación con tiosulfato de sodio en la reacción ozono con yoduro de potasio de acuerdo a la estequiometria se calculó de manera indirecta el ozono que se solubilizó y que reacciona. La concentración de Yoduro de Potasio fue del 3% y las pruebas terminaron hasta que se llegó a la saturación.

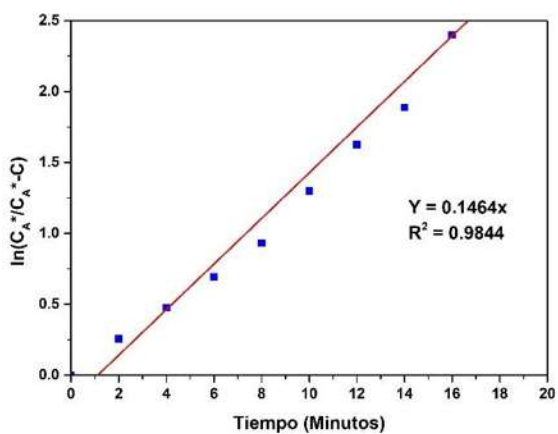
El correspondiente coeficiente de transferencia de masa (K_{La}) para cada prueba fue determinado mediante el cálculo de la pendiente de la recta, en la siguiente figura se muestran las regresiones lineales para las pruebas sin empaque.



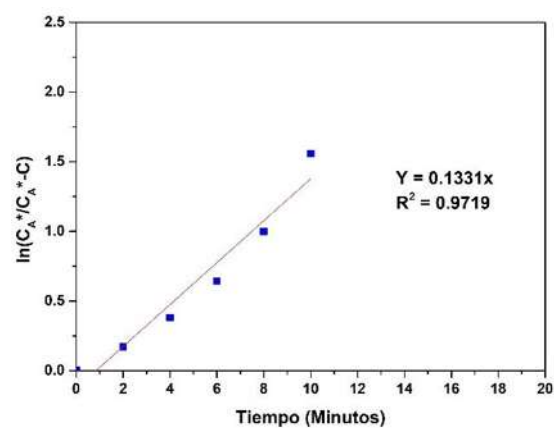
(a)



(b)

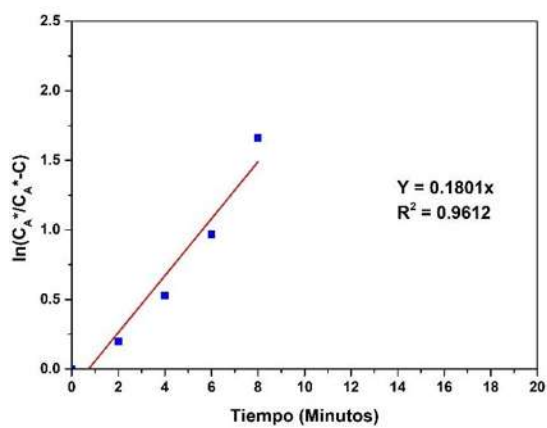


(c)

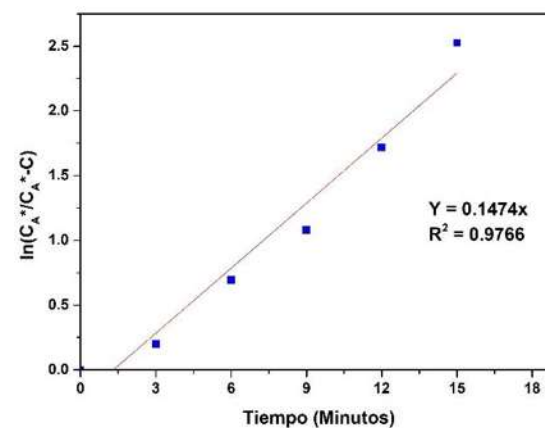


(d)

Figura 4. Coeficiente global de transferencia de masa, pruebas sin empaque a) Prueba 1, b) Prueba 4, c) Prueba 6 y d) Prueba 7.



(a)



(b)

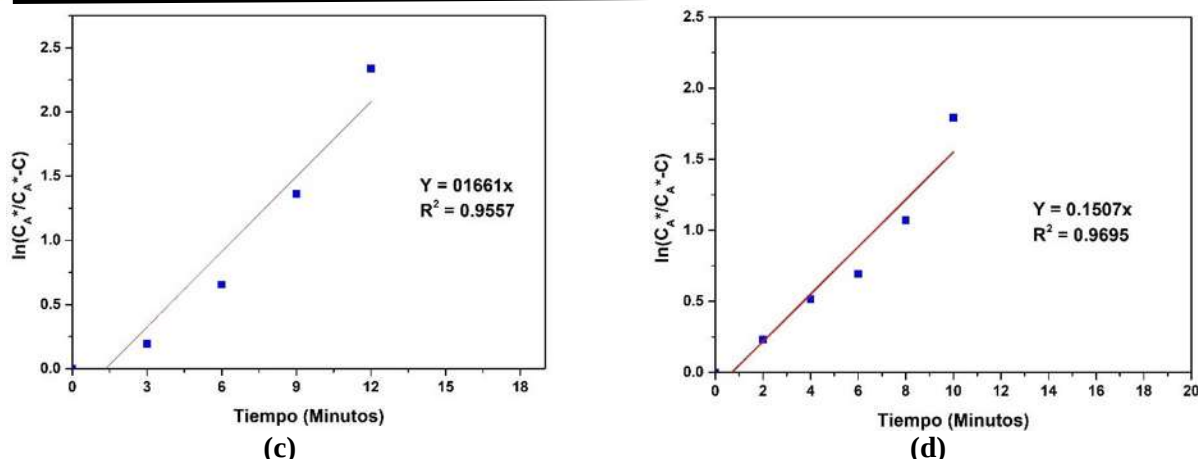


Figura 4.1. Coeficiente global de transferencia de masa, pruebas sin empaque a) Prueba 2, b) Prueba 3, c) Prueba 5 y d) Prueba 8.

En la tabla 4.5 se muestra el coeficiente de transferencia de masa obtenido para cada prueba:

Tabla 4.5. Coeficiente de transferencia de masa para el sistema POA-Ozono.

Nº de Prueba	Volumen utilizado (mL)	K _{La} prom. (1/min)	Parámetros de prueba
1	300	0.1452 ± 0.0013	No, 25°C, B
4	300	0.1439 ± 0.0040	No, 50°C, A
6	300	0.1464 ± 0.0054	No, 25°C, A
7	300	0.1316 ± 0.0018	No, 50°C, B
2	126	0.1801 ± 0.0035	Si, 25°C, A
3	126	0.1474 ± 0.0011	Si, 50°C, B
5	126	0.1661 ± 0.0086	Si, 25°C, B
8	126	0.1507 ± 0.0037	Si, 50°C, A

Se analizó el efecto de los factores que afectan la transferencia de masa:

Tabla 4.6. Factores que afectan al coeficiente global de transferencia de masa.

Factores	Pruebas	K _{La} prom	Diferencia
Pruebas con Empaque	2,3,5,8	0.1611	
Pruebas sin Empaque	1,4,6,7	0.1418	0.0193
Pruebas a 25 °C	1,2,5,6	0.1595	
Pruebas a 50 °C	3,4,7,8	0.1434	0.0161
Pruebas con flujo 2	2,4,6,8	0.1553	
Pruebas con flujo 1	1,3,5,7	0.1476	0.0077

De lo anterior se obtiene la siguiente gráfica.

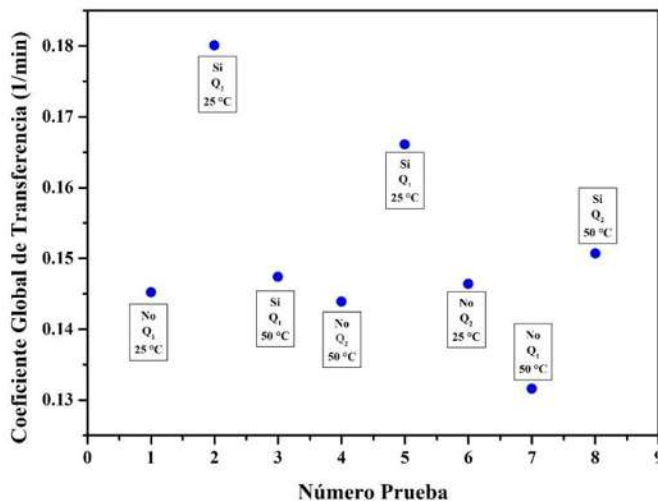


Figura 4.2. Coeficiente Global de transferencia de Masa en cada prueba.

De acuerdo con el diseño experimental se tomaron pares de pruebas, en estas pruebas solo varía uno de los parámetros establecidos lo que permite su comparación.

El primer parámetro es el uso de empaque; para las pruebas 1 y 5 con un flujo bajo de (74.01 L/h) y una temperatura de 25°C, las pruebas 2 y 6 a flujo de 147.81 L/h -25°C, pruebas 3 y 7 a flujo de 74.01 L/h- 50°C y el ultimo par de pruebas 4 y 8 a 147.81 L/h -50 °C se puede observar que en cada par de pruebas se tiene un incremento del coeficiente global de transferencia de masa (K_{La}) en las pruebas que hacen uso de empaque en comparación a las que no se usó, esto se puede atribuir a que el área de contacto se incrementa al emplearse este lo que mejora el proceso de transferencia de masa. De las pruebas sin uso de empaque se observa que los coeficientes de transferencia de masa son muy similares, aunque las condiciones varían, en las pruebas con empaque donde el volumen de solución es menor.

El segundo parámetro en el estudio fue la temperatura, de igual manera se puede realizar el análisis de los datos en pares de pruebas; para el primer par de pruebas 1-7, el flujo fue de 74.01 L/h sin uso de empaque, las pruebas 2 y 8 a 147.81 L/h con uso de empaque, el tercer par de pruebas (3-5) el flujo que se empleo fue en el nivel bajo con el uso de empaque y el ultimo par de pruebas (4 y 6) a flujo alto y sin uso de empaque, se puede observar que en las pruebas en las que la temperatura de operación fue de 25°C se obtiene valores mayores del coeficiente de transferencia de masa con respecto a las pruebas en las que la temperatura es de 50°C, esto se relaciona con la solubilidad del ozono a estas temperaturas, al aumentar la temperatura la solubilidad del ozono es menor se puede apreciar un cambio de mayor significancia del coeficiente de transferencia entre cada prueba. El último factor que se evaluó fue el flujo volumétrico suministrado al sistema; para las pruebas en las que se empleó el flujo de 74.01 L/h (pruebas 1,3,5,7) se aprecia que el coeficiente de transferencia de masa es menor con respecto a las pruebas a flujo de 147.81 L/h (pruebas 2,4,6,8) en las cuales dicho coeficiente es mayor este fenómeno se debe que a mayor flujo la disponibilidad del ozono es mayor en el sistema, esto se puede observar en la tabla 4.5, en la saturación del

ozono, las pruebas con flujo en nivel bajo tienen menor concentración de saturación con respecto a las pruebas en el nivel alto.

Adicionalmente se realizó el análisis de varianza con un valor de significancia del 95% y el análisis de efectos principales para los resultados obtenidos en el software Minitab®, se utilizó como variable respuesta el coeficiente de transferencia de masa y señal de ruido de más grande mejor:

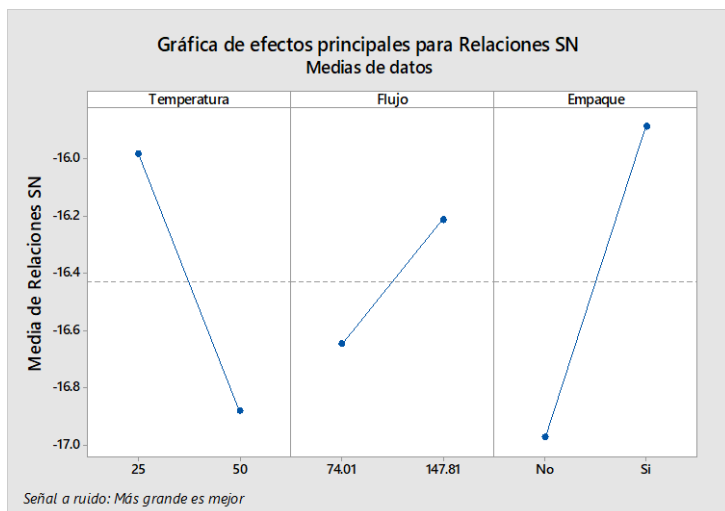


Figura 4.3. Gráfica de efectos principales para el Coeficiente de transferencia de masa.

De acuerdo a la grafica de efectos principales (*figura 4.3*) el uso de empaque es el parámetro de mayor influencia en el proceso y esta relacionado con el área de contacto de las burbujas de ozono con la solución, en segundo lugar, la temperatura en su nivel bajo (25°C) esto se debe a lo antes mencionado (la solubilidad está en función de esta variable) y en último lugar se tiene el flujo volumétrico de la mezcla aire-ozono donde la diferencia entre los niveles es menor en este caso, adicionalmente el análisis de varianza (*figura 4.4*) nos muestra que para el valor de significancia designado y relacionado al gráfico de efectos principales los únicos parametros que influyen en la determinación del coeficiente de transferencia de masa es el uso del empaque (p valor de 0.012) y la temperatura (p valor de 0.023).

Análisis de Varianza de Relaciones SN

Fuente	GL	SC Sec.	SC Ajust.	MC Ajust.	F	P
Temperatura	1	1.6104	1.6104	1.6104	12.82	0.023
Flujo	1	0.3797	0.3797	0.3797	3.02	0.157
Empaque	1	2.3690	2.3690	2.3690	18.87	0.012
Error residual	4	0.5023	0.5023	0.1256		
Total	7	4.8613				

Figura 4.4. Análisis de Varianza Coeficiente de transferencia de masa.



4.5 Diseño Experimental (sin Filtración).

De acuerdo con el diseño de experimentos planteado, se muestran a continuación el resultado de las pruebas sin la aplicación del proceso de filtración (pruebas 1,3,5 y 7) cada prueba se realizó por duplicado. En la tabla 4.7 se observa el cambio de la concentración del efluente con respecto al tiempo medida en términos de sólidos volátiles:

Tabla 4.7. Cambio de la concentración con respecto al tiempo y desviación estándar, pruebas 1,3,5 y 7.

Tiempo (minutos)	Prueba 1 Sólidos Volátiles (mg/L)	Prueba 3 Sólidos Volátiles (mg/L)	Prueba 5 Sólidos Volátiles (mg/L)	Prueba 7 Sólidos Volátiles (mg/L)
0	4331 ± 8.84	5205 ± 7.07	4636 ± 1.77	5431 ± 1.77
15	4319 ± 5.30	5097 ± 88.39	4616 ± 5.30	5415 ± 3.54
30	4256 ± 26.52	4979 ± 206.83	4590 ± 3.54	5384 ± 5.30
45	4184 ± 1.77	4828 ± 106.07	4514 ± 15.91	5140 ± 91.92
60	3903 ± 120.21	4489 ± 19.45	4390 ± 7.07	4971 ± 1.77

Para la prueba 1 que consistió en un flujo de 126.60 L/h, 15°C y una concentración en el nivel bajo (>4000 mg/L) se obtuvo una disminución de sólidos volátiles de 428 mg/L; para la prueba 3 a condiciones de flujo de 126.60 L/h, 25°C y concentración en el nivel alto (>5000 mg/L) se tuvo 716 mg/L de disminución de sólidos volátiles, en la prueba 5 la disminución de SV fue del orden de 246 mg/L a condiciones de flujo de 185.34 L/h, nivel bajo de concentración y 25°C de temperatura. Por último, se tiene la prueba 7 en la cual la disminución de sólidos volátiles fue de 460 mg/L a flujo y concentración en el nivel alto y temperatura de 15°C.

De acuerdo con los datos obtenidos en esta primera parte del diseño experimental se puede observar que la mejor prueba es la número 3, siendo la que mayor disminución de sólidos volátiles obtiene, seguida de la prueba 1 y 7, por último, se tiene la prueba 5 que debido a sus condiciones obtuvo la menor disminución de sólidos volátiles esto nos dice que la remoción de los SV es mayor a las condiciones de operación de la prueba 3.

En la *figura 4.5* se muestra la disminución de sólidos volátiles para cada prueba (1,3,5 y 7) en función del tiempo:

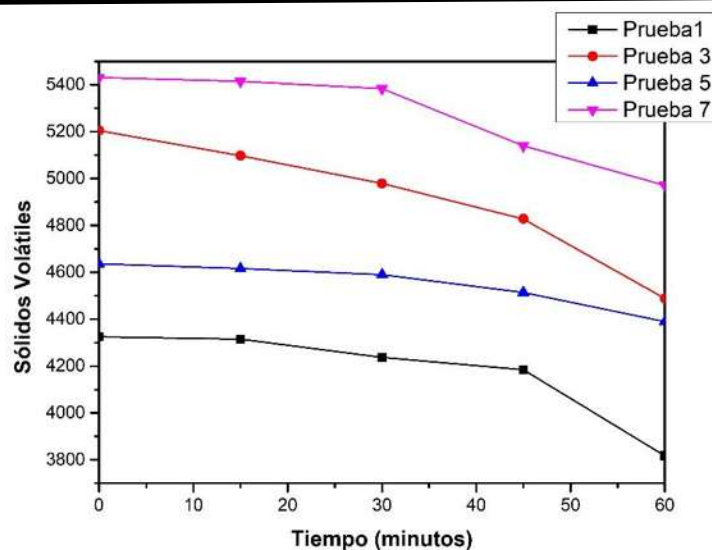
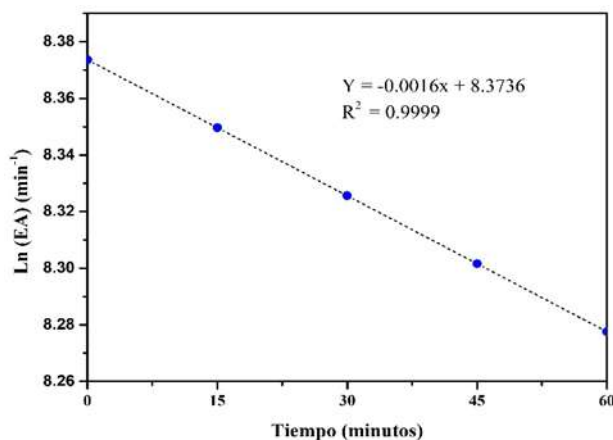
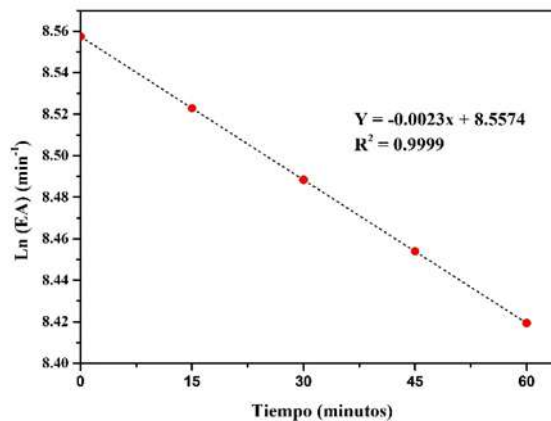


Figura 4.5. Sólidos Volátiles pruebas 1,3,5 y 7 sin proceso de filtración.

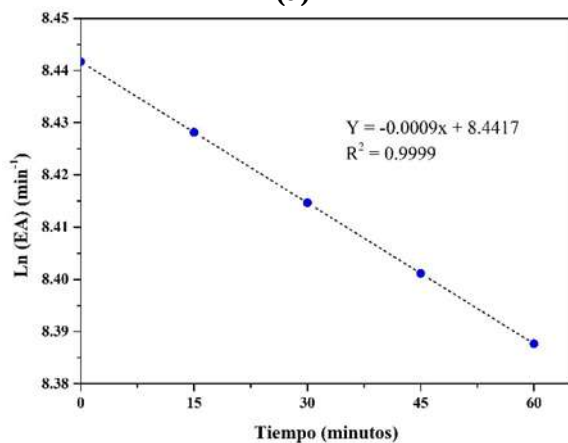
Los datos de cada prueba se ajustan a un modelo cinético de pseudo primer orden, se obtuvieron coeficientes de regresión mayores a 0.99 como se muestra en la *figura 4.6*:



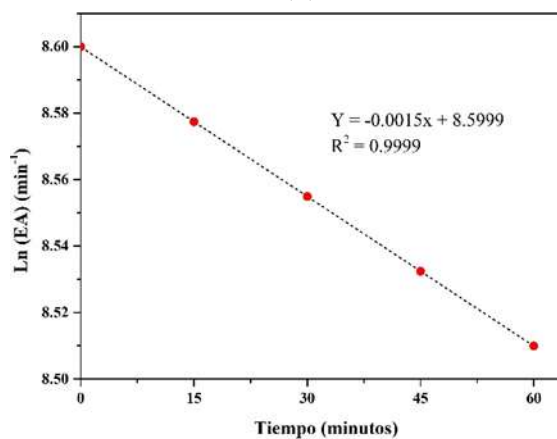
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 4.6. Cinéticas de remoción para las pruebas a) Prueba 1, b) Prueba 3, c) Prueba 5 y d) Prueba 7.

En la *figura 4.6* se observa que de las cuatro pruebas la mejor es la prueba 3 con una constante cinética de 0.0023 min^{-1} , esta prueba también coincide como la mejor en la disminución de sólidos volátiles teniendo como condiciones de operación flujo en el nivel bajo, concentración en el nivel alto y una temperatura de 25°C . La prueba con la menor constante (0.0009 min^{-1}) es el número cinco.

Los parámetros de operación que se fijaron fueron pH, conductividad y oxígeno disuelto, en la *figura 4.7* se muestra el comportamiento de estos para cada prueba de esta parte experimental.

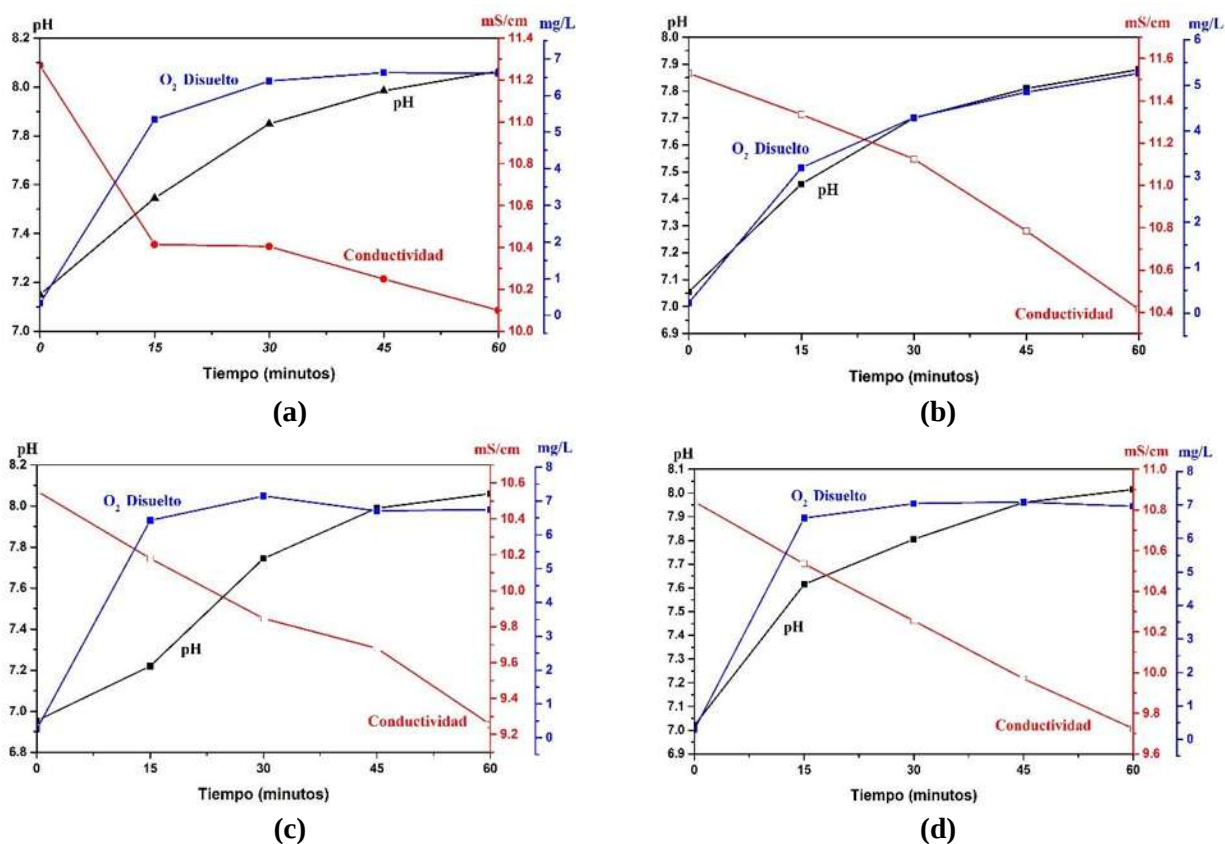


Figura 4.7. pH, Conductividad y Oxígeno disuelto para las pruebas a) Prueba 1, b) Prueba 3, c) Prueba 5 y d) Prueba 7.

En las cuatro pruebas realizadas se puede observar la misma tendencia en el comportamiento de los parámetros de seguimiento, la conductividad disminuye con respecto al tiempo esto se debe a que en los procesos de oxidación avanzada sucede un cambio en la estructura química de los contaminantes, en este cambio los iones disueltos en el agua residual pueden acoplarse a las moléculas formando nuevos compuestos y al disminuir la cantidad de iones la conductividad tiende a disminuir. Por otra en los tratamientos de oxidación avanzada también se generan moléculas de oxígeno, esto ocasiona que el oxígeno disuelto aumente de acuerdo al suministro la mezcla gaseosa aire-ozono, para las pruebas con flujo de 126.60 L/h (prueba 1 y 3) se llega a la saturación de oxígeno a los 45 minutos de operación en una concentración de entre 5 y 6 mg de O_2/L , para las pruebas 5 y 7 la saturación se alcanza a los 30 minutos



de operación esto se debe por el flujo de la mezcla gaseosa (185.34 L/h). En cuanto al pH aumenta de valores neutros hasta un valor de 8, el aumento de pH se puede atribuir a las reacciones que se dan por las especies oxidativas con los compuestos orgánicos presentes en el agua.

4.6 Diseño Experimental (Filtración).

De acuerdo con el diseño de experimentos planteado, se mostrarán a continuación el resultado de las pruebas con aplicación del proceso de filtración (pruebas 1,3,5 y 7) cada prueba se realizó por duplicado. En la tabla 4.8 se muestra el cambio de la concentración del efluente con respecto al tiempo medida en términos de sólidos volátiles:

Tabla 4.8. Cambio de la concentración con respecto al tiempo y desviación estándar, pruebas 2,4,6 y 8.

Tiempo (minutos)	Prueba 2 Sólidos Volátiles (mg/L)	Prueba 4 Sólidos Volátiles (mg/L)	Prueba 6 Sólidos Volátiles (mg/L)	Prueba 8 Sólidos Volátiles (mg/L)
Filtración 1	4937 ± 35.36	5374 ± 72.48	4581 ± 104.30	5626 ± 54.80
0	4830 ± 84.85	5167 ± 123.74	4526 ± 107.83	5576 ± 54.80
15	4721 ± 54.80	5072 ± 159.10	4498 ± 109.60	5520 ± 74.25
30	4596 ± 61.87	4906 ± 132.58	4415 ± 113.14	5295 ± 84.85
45	4384 ± 90.16	4780 ± 98.99	4281 ± 26.52	5157 ± 7.07
60	4237 ± 91.92	4701 ± 139.65	4146 ± 5.30	5034 ± 30.05
Filtración 2	4119 ± 90.16	4637 ± 109.60	4015 ± 42.43	4915 ± 10.61

Para la prueba 2 que consistió en un flujo de 126.60 L/h, 25°C y una concentración en el nivel bajo (>4000 mg/L) se obtuvo una disminución de sólidos volátiles de 818 mg/L; para la prueba 4 a condiciones de flujo de 126.60 L/h, 15°C y concentración en el nivel alto (>5000 mg/L) se tuvo 737 mg/L de disminución de sólidos volátiles, en la prueba 6 la disminución de SV fue del orden de 566 mg/L a condiciones de flujo de 185.34 L/h, nivel bajo de concentración y 15°C de temperatura. Por último, se tiene la prueba 8 en la cual la disminución de sólidos volátiles fue de 711 mg/L a flujo y concentración en el nivel alto y temperatura de 25°C.

De acuerdo con los datos obtenidos en esta segunda parte del diseño experimental se puede observar que la mejor prueba es la número 2, siendo la que mayor disminución de sólidos volátiles obtiene, seguida de la prueba 4 y 8, por último, se tiene la prueba 6 que debido a sus condiciones obtuvo la menor disminución de sólidos volátiles lo que nos indica que la disminución de este tipo de sólidos es mayor a las condiciones de operación de la prueba 2.

En la *figura 4.4* se muestra la disminución de sólidos volátiles en función del tiempo para cada prueba (2,4,6 y 8) por lo que solamente se tomó en cuenta el proceso de ozonización.

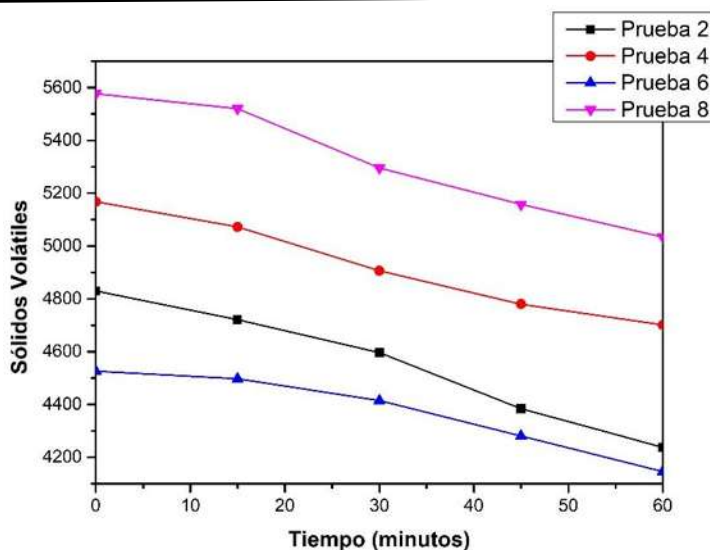


Figura 4.8. Sólidos Volátiles pruebas 2,4,6 y 8 sin proceso de filtración.

Los datos de cada prueba se ajustan a un modelo cinético de pseudo primer orden, se obtuvieron coeficientes de regresión mayores a 0.99 como se muestra en la *figura 4.8*:

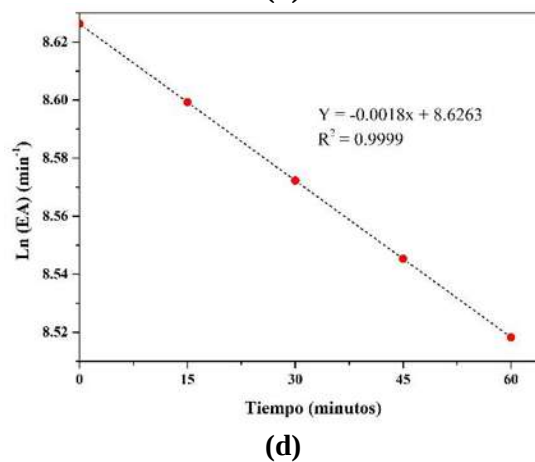
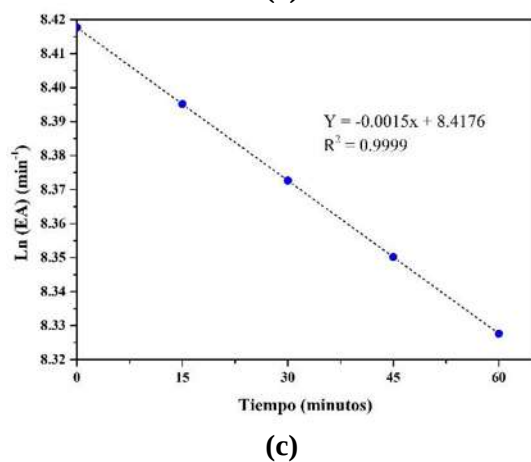
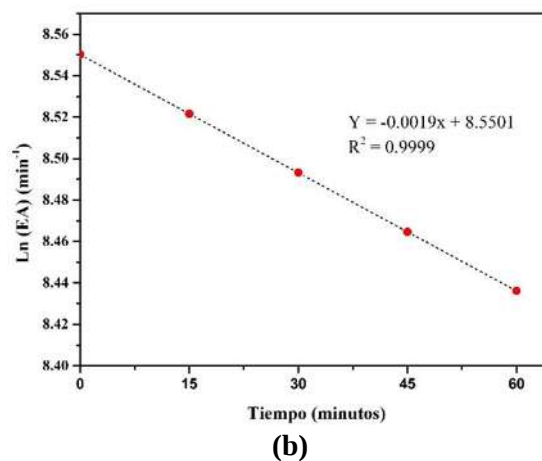
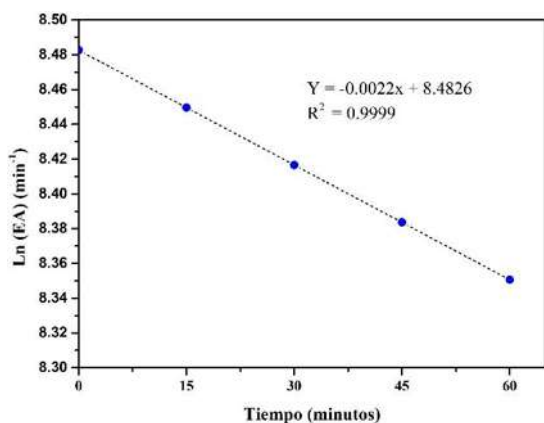


Figura 4.9. Cinéticas de remoción para las pruebas a) Prueba 2, b) Prueba 4, c) Prueba 6 y d) Prueba 8.



De la *figura 4.8* se aprecia que de las cuatro pruebas la mejor es la prueba 2 con una constante cinética de 0.0022 min^{-1} , esta prueba también coincide como la mejor en la disminución de sólidos volátiles teniendo como condiciones de operación de flujo y concentración en el nivel bajo y una temperatura de 25°C . La prueba con la menor constante (0.0015 min^{-1}) es el número seis.

De igual manera que en la parte del diseño de experimentos anterior los parámetros de operación son pH, conductividad y oxígeno disuelto, en la *figura 4.9* se muestra el comportamiento de estos para cada prueba de esta parte experimental.

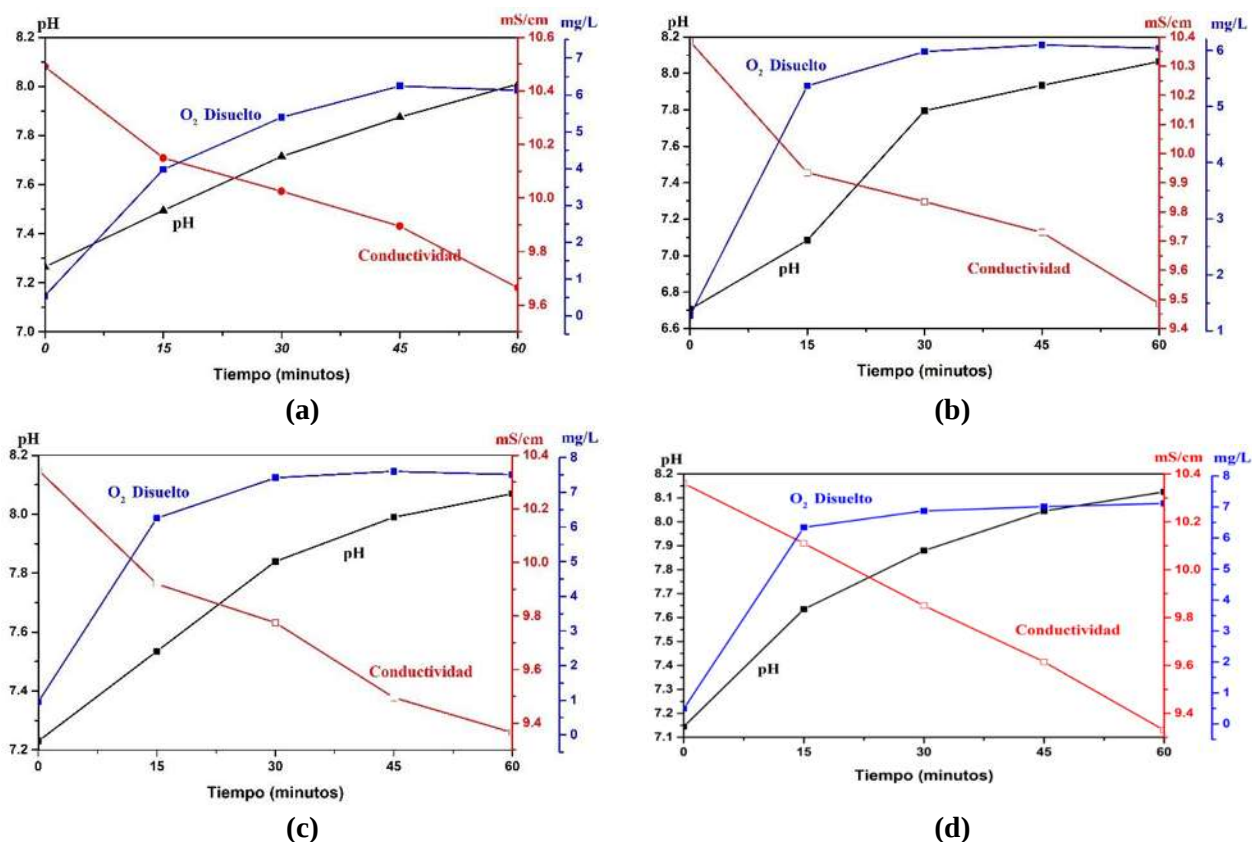


Figura 4.10. pH, Conductividad y Oxígeno disuelto para las pruebas a) Prueba 2, b) Prueba 4, c) Prueba 6 y d) Prueba 8.

Nuevamente se puede apreciar que al igual que en las pruebas sin filtración el comportamiento de los parámetros de operación sigue una misma tendencia, la conductividad disminuye con respecto al tiempo. El oxígeno disuelto aumenta de acuerdo con el suministro de la mezcla gaseosa aire-ozono, para las pruebas con flujo de 126.60 L/h (prueba 2 y 4) se llega a la saturación de oxígeno a los 45 minutos de operación en una concentración de mayor a $6 \text{ mg de O}_2/\text{L}$, para las pruebas 6 y 8 la saturación se alcanza a los 30 minutos de operación esto se debe por el flujo de la mezcla gaseosa (185.34 L/h). En cuanto al pH aumenta de valores neutros hasta un valor de 8 al igual que en casos anteriores.



4.7 Análisis Estadístico.

Los resultados obtenidos del diseño de experimentos se sometieron a un análisis Taguchi empleando el software Minitab® en donde se utilizaron los sólidos volátiles como variable de respuesta (tabla 4.9).

Tabla 4.9. Diseño Taguchi L₈ con su variable de respuesta.

Prueba	Flujo Aire-Ozono (L/h)	[Efluente] (mg/L)	Filtración	Temperatura (°C)	SV (mg/L)
1	126.6	4000	NO	15	3903
2	126.6	4000	SI	25	4119
3	126.6	5000	NO	25	4489
4	126.6	5000	SI	15	4637
5	185.34	4000	NO	25	4390
6	185.34	4000	SI	15	4045
7	185.34	5000	NO	15	4971
8	185.34	5000	SI	25	4915

Para cada prueba experimental el flujo del tratamiento se controló desde la bomba de aire, al contar esta con un regulador de flujo que permitió mantenerlos fijos; la variabilidad en las concentraciones se ajustó cambiando previamente las condiciones de operación del biorreactor. La temperatura no muestra un aumento o disminución de más de un grado durante las pruebas por lo que no es significativo y se considera constante, por lo que no fue necesario un sistema para mantener la temperatura como en el caso anterior.

La *figura 4.10* se muestra el análisis de efectos principales de medias:

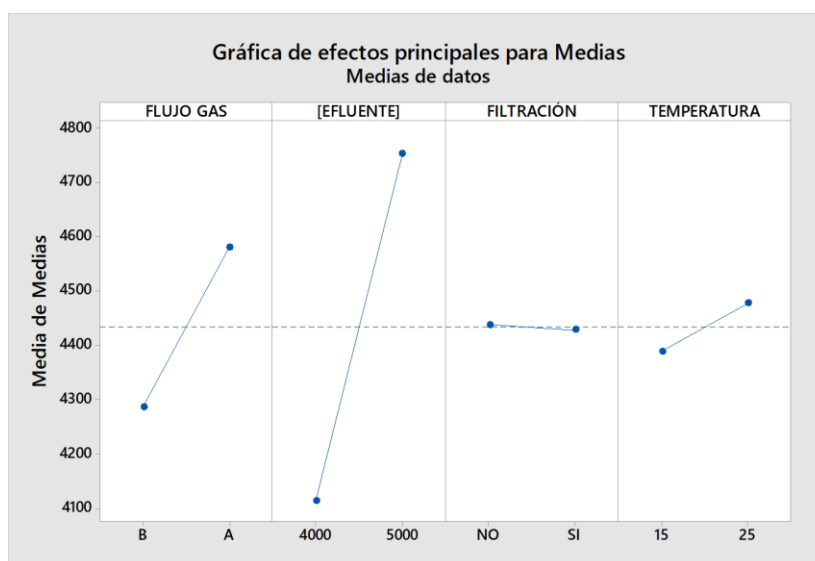


Figura 4.11. Efectos principales de medias.

De acuerdo con el gráfico de efecto principales para medias el factor que mayor impacto tiene es la concentración del efluente en su nivel alto (>5000 mg/L), está relacionado directamente con la cantidad de materia orgánica a degradar; en segundo lugar, se encuentra el flujo de la mezcla gaseosa aire-ozono en su nivel alto (185.34 L/h). El tercer lugar se encuentra la temperatura que de acuerdo con la gráfica su impacto es mínimo y no existe



Capítulo IV. Análisis y Resultados.



gran diferencia entre los niveles que se establecieron (15 y 25°C); como cuarto factor se tiene el uso del proceso de filtración, como se observa el impacto de este factor es casi nulo por lo que su aplicación no tiene inferencia significativa en el tratamiento.

Análisis de Varianza

Fuente	GL	SC Ajust.	MC Ajust.	Valor F	Valor p
FLUJO GAS	1	171991	171991	5.47	0.101
[EFLUENTE]	1	816003	816003	25.96	0.015
FILTRACIÓN	1	171	171	0.01	0.946
TEMPERATURA	1	15931	15931	0.51	0.528
Error	3	94309	31436		
Total	7	1098406			

Figura 4.12. Análisis de Varianza.

Del análisis de varianza se observa que el único factor que tiene significancia es la concentración del efluente con un valor p de 0.015, por lo que los demás factores no son significativos para un nivel de confianza de $\alpha = 0.05$.

Ahora con la señal de ruido de: menor es mejor se obtuvo lo siguiente:

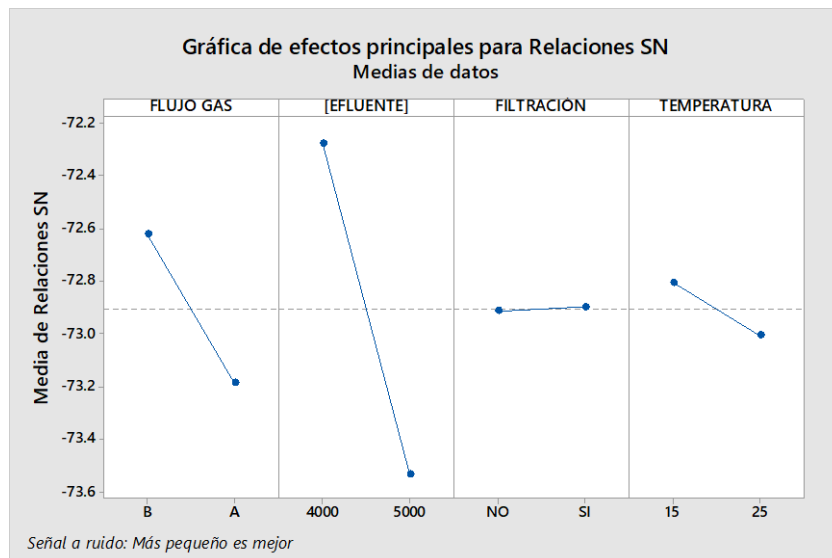


Figura 4.13. Efectos principales de medias para la señal de ruido menor es mejor.

De acuerdo a la *figura 4.9* podemos observar que con la señal de ruido; menor es mejor el orden de los factores se conserva, pero los niveles cambian. Para obtener disminución de sólidos volátiles el arreglo que se obtuvo es el siguiente: para el factor de más significancia (concentración del efluente) el nivel bajo (>4000 mg/L) es el recomendado, el siguiente factor es el flujo de gas en su nivel bajo (126.26 L/h), como tercer lugar tenemos la temperatura en su nivel bajo (15°C) y por último el proceso de filtrado, al tener una significancia tan baja puede considerarse el no usarlo.



4.8 Resumen de Resultados.

En las tablas 4.10 se muestran los parámetros de seguimiento para las dos partes experimentales:

Tabla 4.10. Resumen Parámetros pH, Conductividad, Oxígeno Disuelto.

	pH		Oxígeno disuelto (mg/L)		Conductividad (mS/cm)	
	Inicial	Final	Inicial	Final	Inicial	Final
Prueba 1	7.15	8.07	0.33	6.61	11.27	10.10
Prueba 2	7.17	8.07	0.26	6.13	10.71	9.67
Prueba 3	7.06	7.88	0.22	5.26	11.53	10.42
Prueba 4	7.09	8.12	0.31	5.30	10.66	9.08
Prueba 5	6.96	8.06	0.26	6.75	10.56	9.26
Prueba 6	7.16	8.07	0.33	6.39	10.57	8.84
Prueba 7	7.02	8.02	0.30	6.96	10.84	9.73
Prueba 8	7.01	8.02	0.50	5.63	10.60	8.85

En la tabla 4.11 se resumen las pruebas del diseño de experimentos en contraste del porcentaje de remoción de la materia orgánica y la constante cinética:

Tabla 4.11. Resultados diseño de experimentos globales.

N° Prueba	Concentración inicial (mg/L)	Concentración final (mg/L)	Remoción (%)	Constante cinética (min ⁻¹)	Potencia Requerida (W)	Consumo eléctrico (KW-h/g SV)
1	4331±8.84	3903±120.21	10	0.0016	6.2±0.00	0.01450
2	4937±35.36	4119±90.16	17	0.0022	8.3±0.21	0.01010
3	5205±7.07	4489±19.45	14	0.0023	5.5±0.00	0.00770
4	5374±72.48	4637±109.60	14	0.0019	8.5±0.00	0.01150
5	4636±1.77	4390±7.07	5	0.0009	9.0±0.28	0.03660
6	4581±104.30	4015±42.43	12	0.0015	9.0±0.28	0.01590
7	5431±1.77	4971±1.77	8	0.0015	8.9±0.49	0.01930
8	5626±54.80	4915±10.61	13	0.0018	9.2±0.00	0.01290



La potencia requerida se obtuvo del medidor de potencia eléctrica conectado al sistema bomba de aire-ozonizador en cada prueba realizada, el valor reportado es de la lectura observada durante la prueba, estas pruebas se realizaron en diferentes días y horarios por lo que la variación que se observa se puede atribuir al consumo de la red eléctrica al momento de realizar dichas pruebas.

De la tabla 4.11 se obtiene que la mejor prueba es la numero 2, alcanzó un 17% de remoción de sólidos volátiles y una constante cinética de 0.0022 min^{-1} , las condiciones de operación de esta prueba fueron flujo de la mezcla aire-ozono de 126.60 L/h, concentración $>4000 \text{ mg/L}$, uso del proceso de filtración y una temperatura de 25°C . Del análisis estadístico se sabe que el proceso de filtración no tiene efecto significativo por lo que la prueba 3 a condiciones de operación de flujo bajo, concentración $>5000 \text{ mg/L}$, sin uso de filtración y una temperatura de 25°C obtuvo un porcentaje de remoción de sólidos volátiles del 14% y una constante cinética de 0.0023 min^{-1} , esta constante es mejor que la de la prueba 2 y se debe que para su determinación solo se considera la disminución de sólidos volátiles en los 60 minutos de operación en la columna de burbujeo donde se lleva a cabo el proceso de oxidación avanzada (reacción), el mismo caso sucede en las pruebas 6 y 7, las constantes cinéticas son del mismo orden (0.0015 min^{-1}) pero el porcentaje de remoción es diferente, esto es por el uso del proceso de filtración en la prueba 6 donde estos pueden retener cierta cantidad de sólidos volátiles pero el proceso de oxidación avanzada es el mismo.

4.9. Impacto del tratamiento al reactor UASB.

Al inicio de este proyecto se planteó como problema a resolver el tratamiento del efluente proveniente del reactor UASB en la producción de biogás que utiliza como alimentación residuos de mariscos y pescados y vinazas escaleras, este tratamiento se propuso por el motivo que al recircula dicho efluente directamente a la etapa de tratamiento en diferentes proporciones disminuyó su concentración de metano y la producción de biogás. Al aplicar el tratamiento de mediante filtración y el proceso de oxidación avanzada se obtuvo la siguiente información:

Tabla 4.12. Recirculación del efluente tratado.

Recirculación del Efluente tratado.				
Reactor	Tipo de Efluente	% Recirculación	TRH (días)	% de aumento de CH_4
UASB	R. Vinazas/	75	20	3.62
	Pescados y Mariscos	50	15	5.1



La concentración de metano presente en el biogás se encuentra en un valor promedio del 70%, por lo que al recircular el efluente tratado en una proporción del 75% de recirculación y 20 días de retención hidráulico la concentración de metano promedio no solo se mantuvo, sino aumento hasta 3.62%, mismo caso para el 50% de recirculación y 15 días d TRH en dichas condiciones las concentraciones de metano aumentaron hasta un 5%.

Por otra parte, de acuerdo con los parámetros establecidos se obtuvo lo siguiente:

Tabla 4.13. Parámetros del efluente tratado en comparación con la alimentación al reactor anaerobio.

Parámetro	Alimentación	Efluente Tratado
pH	6.5-8.2	7.8-8.2
Conductividad (mS/cm)	4-11	8.5-10.5
Temperatura (°C)	35	15-25
Oxígeno Disuelto (mg/L).	1<	5-7

Como se puede observar en la tabla 4.13 posteriormente al tratamiento con el POA-O₃ los valores de pH y conductividad están en el rango óptimo para usarse como agua de dilución, pero el oxígeno disuelto y la temperatura están fuera de estos rangos. Sin embargo, al utilizarse el efluente como agua de dilución en el pretratamiento de los residuos el exceso de oxígeno disuelto es eliminado durante el calentamiento de la alimentación.

4.10. Pruebas de Biodegradabilidad.

De los resultados mostrados con anterioridad, se observa que después del tratamiento empleado el efluente puede ser recirculado y utilizado como agua de dilución, para comprobar esta afirmación se realizaron dos pruebas adicionales en las cuales se determinó la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO₅), esta prueba refleja la actividad microbiana y la biodegradabilidad de los contaminantes orgánicos. Se realizó esta medición al efluente sin tratar y al efluente tratado por el POA por triplicado como se muestra a continuación.



La primera prueba se llevó a cabo a las siguientes condiciones; flujo de la mezcla aire-ozono de 126.60 L/h, 25 °C de temperatura, sin filtración, una concentración de efluente baja (>4000 mg/L) y a un volumen de 5 litros de efluente. Los resultados de la prueba se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 4.14. Prueba 1 de Biodegradabilidad.

Tiempo (minutos)	Sólidos Volátiles (mg/L)	pH	Conductividad (mS/cm)	O ₂ Disuelto (mg/L)
0	4310±70.71	6.89	12.56	0.25
15	4287±67.18	7.34	12.20	4.23
30	4132±31.82	7.67	11.76	5.68
45	4085±72.48	7.82	11.58	6.17
60	4636±84.85	7.92	11.18	6.02
Remoción	9%		11%	

Se realizó la prueba de DBO₅ con una dilución de 0.5:300 mL en frascos Winkler sin sembrado en el agua de dilución de acuerdo a la Norma Oficial Mexicana NOM-AA-28-1981, los resultados se muestran a continuación:

Tabla 4.15. Demanda Bioquímica de Oxígeno, Prueba 1.

Muestra	Oxígeno Disuelto (mg/L)		DBO ₅ (mg/L)
	Inicial	Final	
E ₁	6.07	1.55	2646
E ₂	6.08	1.61	
E ₃	6.01	1.77	
Promedio	6.05 ± 0.04	1.64 ± 0.06	
T ₁	6.09	1.09	2868
T ₂	6.08	1.19	
T ₃	5.99	1.59	
Promedio	6.05±0.11	1.27±0.024	

De la tabla 4.14 y 4.15 se puede observar que en la prueba 1 se alcanzó un 9% de remoción de sólidos volátiles pero un aumento del 8% de la demanda bioquímica de oxígeno. Este aumento en la DBO₅ después del tratamiento nos indica que la biodegradabilidad del efluente aumento, el consumo de oxígeno disuelto en las muestras sin tratar en los 5 días de incubación es menor en comparación de las muestras tratadas en las que se observa que el consumo de oxígeno fue mayor, por lo que podemos decir que el tratamiento con oxidación avanzada base ozono hace más asimilable para los organismos aerobios dicha materia orgánica.

La segunda prueba se llevó a cabo a las siguientes condiciones; flujo de la mezcla aire-ozono de 126.60 L/h, 25 °C de temperatura, con filtración, una concentración de efluente baja (>4000 mg/L) y a un volumen de 5 litros de efluente. Los resultados de la prueba se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 4.16. Prueba 1 de Biodegradabilidad.



Capítulo IV. Análisis y Resultados.



Tiempo (minutos)	Sólidos Volátiles (mg/L)	pH	Conductividad (mS/cm)	O ₂ Disuelto (mg/L)
Pre-O ₃	4350±70.71	7.03	13.00	0.26
0	4345±84.85	7.16	12.87	0.33
15	4082±53.03	7.49	12.18	3.87
30	3910±84.85	7.76	11.84	5.12
45	3812±38.89	7.91	11.75	5.49
60	3775±14.14	8.01	11.64	5.74
Pos-O ₃	3700±77.78	8.04	11.69	4.90
Remoción	15%		10%	

Al igual que la prueba anterior se realizó la DBO₅ con una dilución de 0.5:300 mL en frascos Winkler sin sembrado en el agua de dilución de acuerdo a la Norma Oficial Mexicana NOM-AA-28-1981, los resultados se muestran a continuación:

Tabla 4.17. Demanda Bioquímica de Oxígeno, Prueba 1.

Muestra	Oxígeno Disuelto (mg/L)		DBO ₅ (mg/L)
	Inicial	Final	
E ₁	6.23	1.55	2910
E ₂	6.30	1.63	
E ₃	6.36	1.51	
Promedio	6.30 ± 0.07	1.56 ± 0.06	
T ₁	6.36	0.92	3204
T ₂	6.41	1.11	
T ₃	6.33	1.05	
Promedio	6.37±0.04	1.03±0.010	

En la prueba 2 se alcanzó un 15% de remoción de sólidos volátiles y un aumento del 10% de la demanda bioquímica de oxígeno en comparación de la prueba anterior, por lo que no es posible relacionar la disminución de sólidos volátiles con respecto a la DBO₅. Al igual que en el caso anterior el consumo de oxígeno en las muestras sin tratar es menor y después del tratamiento las condiciones del efluente propician el aumento del consumo de OD.

CONCLUSIONES



La aplicación del proceso de oxidación avanzada base ozono sobre el efluente proveniente de un reactor *UASB* permitió la adecuación de este para su recirculación en la etapa de alimentación del reactor y emplearse como agua de dilución al cumplir con los valores de pH (6.5-8.2), conductividad (4-11 mS/cm) y de temperatura, de esta manera se logró mantener la concentración de metano en el rango del 70% presente en el biogás, además de aumentar esta concentración en el rango del 3 al 5% una vez estabilizado el reactor anaerobio.

El tratamiento del proceso de filtración y oxidación avanzada con ozono es capaz de disminuir la concentración de sólidos volátiles en el efluente del reactor anaerobio con una eficiencia de 17% y una constante cinética 0.0022 min^{-1} a las condiciones de: flujo de la mezcla gaseosa de 126.66 L/h, 5000 mg/L de concentración de sólidos volátiles, uso de filtración y temperatura de 25°C .

Los factores de mayor impacto sobre la disminución de sólidos volátiles fueron: concentración del efluente en el nivel bajo ($>4000 \text{ mg/L}$) y el flujo de la mezcla en el nivel bajo (126.60 L/h), y los de menor impacto: la temperatura en sus dos niveles (15 y 25°C) y el factor con menor impacto fue el proceso de filtrado.

No existe una correlación directa entre la disminución de sólidos volátiles y la Demanda Bioquímica de Oxígeno, el aumento de esta última nos indica que el tratamiento propuesto resulta efectivo en la obtención de un efluente de mayor biodegradabilidad.

La influencia de los factores que favorecieron el coeficiente de transferencia de masa para el sistema ozono-agua fueron; uso de empaque en el reactor, temperatura de 25°C y flujo de la mezcla gaseosa de 147.81 L/h teniendo como mejor valor de 0.1801 min^{-1} .

RECOMENDACIONES



- ❖ Modificar los flujos de la mezcla aire-ozono que permitan una mejor distribución del gas en el reactor de columna de burbujeo optimizando la dosis suministrada.
- ❖ Aumentar la altura de la columna de burbujeo para obtener tiempos de residencia más prolongados en el sistema permitiendo así un mejor contacto entre la fase gaseosa y líquida.
- ❖ Realizar el seguimiento del tratamiento con técnicas más adecuadas para la medición de la degradación de la materia orgánica como lo es el Carbono Orgánico Total.
- ❖ Realizar la medición del ozono disuelto en muestras reales del efluente para obtener coeficientes de transferencia de masa más adecuados para el sistema.
- ❖ Variar los parámetros de tratamiento para obtener mejores rendimientos sustituyendo el uso del proceso de filtración por el empleo de una columna empacada.

BIBLIOGRAFÍA



- A.A. Khan, R.Z. Gaur, V.K. Tyagi, A. Khursheed, B. Lew, I. Mehrotra and A. A. Kazmi, Sustainable options of post treatment of UASB effluent treating sewage: a review. *Resources, Conservation and Recycling*, vol. 55, no. 12, pp. 1232-1251, 2011.
- Alanis Silva, E.D. (2017). Evaluación técnico-económica de generación de biogás por digestión anaerobia a partir de residuos sólidos orgánicos generados en una industria restaurantera [Tesis de Maestría, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo]. <http://bibliotecavirtual.dgb.umich.mx>
- Adekunle, F. & Okolie, J. (2015). A Review of Biochemical Process of Anaerobic Digestion. *Advances in Bioscience and Biotechnology*, 6, 205-212
- Alfonso-Muniozguren, P., Hazzwan Bohari, M., Sicilia, A., Avignone-Rossa, C., Bussemaker, M., Saroj, D., & Lee, J. (2020). Tertiary treatment of real abattoir wastewater using combined acoustic cavitation and ozonation. *Ultrasonics Sonochemistry*, 64(104986), 104986. <https://doi.org/10.1016/j.ultsonch.2020.104986>
- Amor, C., Marchão, L., Lucas, M. S., & Peres, J. A. (2019). Application of advanced oxidation processes for the treatment of recalcitrant Agro-industrial wastewater: A review. *Water*, 11(2), 205. <https://doi.org/10.3390/w11020205>
- Aracil, J. F. (2017). DISEÑO DE REACTORES DE BURBUJEO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MEDIANTE OZONO CARACTERIZACIÓN FÍSICA, ANÁLISIS CINÉTICO Y OPTIMIZACIÓN CON REDES NEURONALES ARTIFICIALES [Tesis Doctoral no publicada, Universidad Politécnica de Valencia]. Repositorio de la Universidad Politécnica de Valencia. <https://riunet.upv.es>
- Arboleda Valencia, J. (2000). Teoría y práctica de la purificación del agua. Santa Fé de Bogotá, Colombia: Mac-Graw Hill.
- ARANGO BEDOYA, OSCAR, & SANCHES E SOUSA, LUCIANA. (2009). TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA LÁCTEA EN SISTEMAS ANAEROBIOS TIPO UASB. *Biotecnología en el Sector Agropecuario y Agroindustrial*, 7(2), 24-31. Recuperado en 06 de enero de 2024, de http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1692-35612009000200004&lng=es&tlng=es.
- Arslan-Alaton, I. (2003). A review of the effects of dye-assisting chemicals on advanced oxidation of reactive dyes in wastewater. *Coloration Technology*, 119(6), 345–353. <https://doi.org/10.1111/j.1478-4408.2003.tb00196.x>
- Barceló, D., & López, M. J. (2008). Contaminación y calidad química del agua: el problema de los contaminantes emergentes. *Jornadas de presentación de resultados: el estado*



- ecológico de las masas de agua. Panel científico-técnico de seguimiento de la política de aguas, Sevilla, 1-27.
- Bataller, M., Díaz, T., Véliz, E. ., Fernández, L. A., & Alvarez, C. (Ed.). (2022). Factores que influyen en el proceso de ozonización de agua en columnas de burbujeo. *Revista CENIC Ciencias Químicas*, 32(3), 165-169. Recuperado a partir de <https://revista.cnice.edu.cu/index.php/RevQuim/article/view/1671>
- Bes Monge, S., M.T. Silva, A., & Bengoa, C. (2018). Manual técnico sobre procesos de oxidación avanzada aplicados al tratamiento de aguas residuales industriales. <https://doi.org/978-84-09-08637-5>
- Blas Melendez, F. E., & Lopez Tapia, P. R. (2022). Procesos de oxidación avanzada en la remoción de la demanda química de oxígeno en aguas residuales industriales. [Tesis de Pregrado, Universidad César Vallejo]. Repositorio de la Universidad César Vallejo. <https://repositorio.ucv.edu.pe/>
- Benavides, L. M., Delgado, O. B., Yañez, J. M. S., & del Consuelo, M (2013). Biodigestión anaerobia de residuos sólidos: variables abióticas.
- Calderón Campuzano, O. (2017, February 1). Estudio de la remoción de sulfuro de hidrógeno y de dióxido de carbono presente en el biogás, por medio de un reactor de columna de burbujeo operado a baja presión. http://bibliotecavirtual.dgb.umich.mx:8083/xmlui/handle/DGB_UMICH/4879
- Carvalho, M. C. S., Borges, A. C., Pereira, M. D. S., Heleno, F. F., Faroni, L. R. D., & Campos, L. C. (2018). Combined use of O_3/H_2O_2 and O_3/Mn^{2+} in flotation of dairy wastewater. *Ambiente e Agua - An Interdisciplinary Journal of Applied Science*, 13(2), 1. <https://doi.org/10.4136/ambi-agua.2078>
- C. Chernicharo, *Anaerobic Reactors, Biological Wastewater Treatments Series*, vol. 4, IWA Publishing, pp. 175, 2007.
- Caicedo, M. F. & A. J. 2006. Diseño, construcción y arranque de un reactor UASB piloto para el tratamiento de lixiviados. Tesis de especialidad (Especialización en Ingeniería Ambiental). Universidad Nacional de Colombia. Manizales, Colombia. 49
- Castellanos Henríquez, C. S. (2023). Oxidación de colorantes presentes en aguas residuales de la industria textil mediante el proceso de ozonización [Tesis de Maestría]. UNIVERSIDAD MICHOACANA DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO.
- Cazier, E.; Trably, E.; Steyer, J & Escudie, R. (2015). Biomass hydrolysis inhibition at high hydrogen partial pressure in solid-state anaerobic digestion. *Bioresource Technology*, 190, 106-113.
- Cuiping, B., Xianfeng, X., Wenqi, G., Dexin, F., Mo, X., Zhongxue, G., & Nian, X. (2011). Removal of rhodamine B by ozone-based advanced oxidation process. *Desalination*, 278(1–3), 84–90. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.05.009>



- Díaz Báez, M. C. (1987). Reactores anaeróbicos de alta tasa. *Ingeniería e Investigación*, (14), 11–18. <https://doi.org/10.15446/ing.investig.n14.19554>
- Deckwer, W.D. y A. Schumpe (1993). «Improved tools for bubble column reactor design and scale-up». En: *Chemical Engineering Science* 48.5, págs. 889-911 (vid. pág. 42).
- Güneş, E., Çifçi, D. İ., Dinçer, A. R., & Güneş, Y. (2021). Removal of COD, aromaticity and color of a pretreated chemical producing industrial wastewater: a comparison between adsorption, ozonation, and advanced oxidation processes. *Turkish Journal of Chemistry*, 45(3), 551–565. <https://doi.org/10.3906/kim-2010-48>
- Espitia-Cabrera, A. (2021). Tratamiento de aguas residuales por doble oxidación avanzada. <http://hdl.handle.net/11191/9280>
- Espitia-Cabrera, Alfonso & Barrón-Santos, Franciso & Quintana-Díaz, Berenice & Herrera-Bucio, Héctor & Soto-Espitia, Rafael & González-Cardoso, Griselda. (2021). Performance of a Demonstrative (Scale-Pilot) Double Advanced Oxidation Wastewater Treatment Plant to Treat Discharges from a Small Community in Morelia, Michoacán, México. *Journal of Environmental Science and Engineering B*. 10. 10.17265/2162-5263/2021.01.001.
- F Zarza, L. (2020, 6 octubre). ¿Qué son las aguas residuales? iAgua. Recuperado 24 de diciembre de 2023, de <https://www.iagua.es/respuestas/que-son-aguas-residuales>
- G. Kassab, M. Halalsheh, A. Klapwijk, M. Fayyad and J. B. van Lier, Sequential anaerobic-aerobic treatment for domestic wastewater - A review. *Bioresource Technology*, vol. 101, no. 10, pp. 3299-3310, 2010.
- Gandarillas R., Vanessa, Saavedra, Oliver, Escalera, Ramiro, & Montoya, Renato. (2017). REVISIÓN DE LAS EXPERIENCIAS EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS MEDIANTE REACTORES UASB EN COCHABAMBA-BOLIVIA COMPARADAS CON LAS DE LATINOAMÉRICA, INDIA Y EUROPA. *Investigación & Desarrollo*, 1(17), 83-98. Recuperado en 07 de enero de 2024, de http://www.scielo.org.bo/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2518-44312017000100008&lng=es&tlng=es.
- Garrido-Cardenas, J. A., Esteban-García, B., Agüera, A., Sánchez-Pérez, J. A., & Manzano-Agugliaro, F. (2019). Wastewater treatment by advanced oxidation process and their worldwide research trends. *International Journal of Environmental Research and Public Health*, 17(1), 170. <https://doi.org/10.3390/ijerph17010170>
- Guerrero, T., Rives, C., Rodríguez, A., & Saldivar, Y. (2009). El agua en la Ciudad de México. *Ciencias*, 16-23.



- Hernández-Medina, N. et al. (2019). Tratamiento de aguas residuales provenientes de estaciones de Gasolina mediante ozonización catalítica. *Ingeniería y Competitividad*, 21(1). <https://doi.org/10.25100/iyv.v21i1.7652>
- Hussain, M., Mahtab, M. S., & Farooqi, I. H. (2020). The applications of ozone-based advanced oxidation processes for wastewater treatment: A review. *Advances in Environmental Research*, 9(3), 191–214. <https://doi.org/10.12989/aer.2020.9.3.191>
- Javier, R. V. F. (2003). Procesos de potabilización del agua e influencia del tratamiento de ozonización. Ediciones Díaz de Santos.
- J.T. de Sousa, A. C. van Haandel, A and A. V. Guimaraes, Posttreatment of anaerobic effluents in constructed wetland systems. *Water Science and Technology*, vol. 44, No. 4, pp. 213-219, 2001.
- Jović, M., Manojlović, D., Stanković, D., Dojčinović, B., Obradović, B., Gašić, U., & Roglić, G. (2013). Degradation of triketone herbicides, mesotrione and sulcotrione, using advanced oxidation processes. *Journal of Hazardous Materials*, 260, 1092–1099. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2013.06.073>
- Lamsal, R., Walsh, M. E., & Gagnon, G. A. (2011). Comparison of advanced oxidation processes for the removal of natural organic matter. *Water Research*, 45(10), 3263–3269. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2011.03.038>
- LETTINGA, G. HULSHOFF, P. Anaerobic wastewater treatment technology with emphasis to upflow anaerobic sludge bed (UASB) reactor system. Universidad del valle. Cali 1995.
- Levespiel, O. (2004). *Ingeniería de las Reacciones Químicas*. Oregon: Lumisa Wiley
- López, A. y col. (2004). «Oxidation pathways for ozonation of azo dyes in a semibatch reactor: a kinetic parameters approach». En: *Environmental technology* 25.3, págs. 311-321 (vid. pág. 60).
- López Cepero Gonzáles, A. (2011). DISEÑO DE UN PROCESO DE OZONIZACIÓN POR INYECCIÓN VENTURI PARA LA ELIMINACIÓN DE PESTICIDAS PRESENTES EN UN AFLUENTE A UNA ESTACIÓN DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE. Cádiz: Universidad de Cádiz.
- López López, Alberto & Pic, Jean Stéphane. (2022). DESARROLLO DE UN PROCESO DE OXIDACIÓN AVANZADA BASADO EN OZONO PARA DEGRADAR COMPUESTOS RECALCITRANTES EN AGUA. Researchgate.net.
- López Ramírez, M. A., Castellanos Onorio, O. P., Lango Reynoso, F., Castañeda Chávez, M. del R., Montoya Mendoza, J., Sosa Villalobos, C. A., & Ortiz Muñoz, B. (2021).



- Oxidación avanzada como tratamiento alternativo para las aguas residuales. Una revisión. *Enfoque UTE*, 12(4), 76–87. <https://doi.org/10.29019/enfoqueute.769>
- Lorenzo Acosta, Y., & Obaya Abreu, M. C. (2005). La digestión anaerobia. Aspectos teóricos. Parte I. ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, XXXIX(1), 35-48.
- Lucas, M. S., Peres, J. A., & Li Puma, G. (2010). Treatment of winery wastewater by ozone-based advanced oxidation processes (O₃, O₃/UV and O₃/UV/H₂O₂) in a pilot-scale bubble column reactor and process economics. *Separation and Purification Technology*, 72(3), 235–241. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2010.01.016>
- Kantarci, N., Borak, F., & Ulgen, K. O. (2005). Bubble column reactors. *Process Biochemistry*, 40(7), 2263–2283. doi:10.1016/j.procbio.2004.10.004
- M. Tandukar, A. Ohashi and H. Harada, Performance comparison of a pilot-scale UASB and DHS system and activated sludge process for the treatment of municipal wastewater. *Water Research*, vol. 41, No. 12, pp. 2697-2705, 2007.
- M. Tiwari, S. Guha, and C. Harendranath, Enhanced granulation in UASB reactor treating low-strength wastewater by natural polymers. *Water Science and Technology*, vol. 50, No. 6, pp. 235-240, 2004.
- Metclaf & Eddy. 2003. *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. Cuarta edición. Mc Graw Hill. New York. 1819
- Miklos, D. B., Remy, C., Jekel, M., Linden, K. G., Drewes, J. E., & Hübner, U. (2018). Evaluation of advanced oxidation processes for water and wastewater treatment – A critical review. *Water Research*, 139, 118–131. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.03.042>
- Moraes, B.; Zaiat, M & Bonomi, A. (2015). Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane ethanol production in Brazil: Challenges and perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 44, 888-903.
- Ordóñez Maldonado, J. D., & Pesantez Márquez, W. E. (2017). La filtración gruesa, aplicada al tratamiento de aguas superficiales (Bachelor's thesis). Retrieved from <http://dspace.ucuenca.edu.ec/handle/123456789/28488>
- O'Melia, C. R., & Stumm, W. (1967). Theory of water filtration. *Journal (American Water Works Association)*, 59(11), 1393-1412.
- Parra Huertas, Ricardo Adolfo. (2015). Digestión anaeróbica: mecanismos biotecnológicos en el tratamiento de aguas residuales y su aplicación en la industria alimentaria. *Producción + Limpia*, 10(2), 142-159. Retrieved January 06, 2024, from http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1909-04552015000200014&lng=en&tlng=es.



- Patiño, K. V., Arroyave, S. M., & Marín, J. M. (2012). Oxidación Electroquímica y Ozonización Aplicadas al Tratamiento de Aguas de Lavado de la Producción de Biodiesel. *Información Tecnológica*, 41-52.
- Pinos, V. (2020). Cápsula. Edu.ec.
- Recuperado de: <https://www.ucuenca.edu.ec/component/content/article/233-espanol/investigacion/blog-de-ciencia/1509-oxidacion?Itemid=437>
- Ramírez-Ramírez, Natividad, Espinosa-Lloréns, María del Carmen, Fernández-García, Lidia Asela, Véliz-Lorenzo, Eliet, & Ramos-Rodríguez, Yalexmi. (2016). Tratamiento con ozono de agua residual con taninos de curtiduría al vegetal. *Tecnología y ciencias del agua*, 7(3), 53-73. Recuperado en 18 de diciembre de 2022, de http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2007-24222016000300053&lng=es&tlng=es.
- Rekhate, C. V., & Srivastava, J. K. (2020). Recent advances in ozone-based advanced oxidation processes for treatment of wastewater- A review. *Chemical Engineering Journal Advances*, 3(100031), 100031. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2020.100031>
- Robles, F. 2008. Generación de biogás y lixiviados en los rellenos sanitarios. Publicaciones Instituto Politécnico Nacional. México. 115.
- Rodríguez Agudelo, K. T., Agudelo Valencia, R. N., & Caicedo Jiménez, M. C. (2021). Tratamiento de aguas residuales producidas en el proceso de remojo en curtiembres empleando ozono y hierro como catalizador. *Revista Ion Investigación Optimización y Nuevos procesos en Ingeniería*, 34(2). <https://doi.org/10.18273/revion.v34n2-2021010>
- Rodríguez Peña, M., & Barrera Díaz, C. (2020). Procesos de oxidación avanzada en el tratamiento de agua. <http://hdl.handle.net/20.500.11799/109361>
- Sanchis, S., Meschede-Anglada, L., Serra, A., Simon, F. X., Sixto, G., Casas, N., & Garcia-Montañó, J. (2018). Solar photo-Fenton with simultaneous addition of ozone for the treatment of real industrial wastewaters. *Water Science and Technology: A Journal of the International Association on Water Pollution Research*, 77(10), 2497–2508. <https://doi.org/10.2166/wst.2018.209>
- Saranya, D., & Shanthakumar, S. (2020). An Integrated Approach for tannery Effluent Treatment with ozonation and phycoremediation: A Feasibility study. *Environmental Research*, 183, 109163. <https://doi.org/10.1016/j.envres.2020.109163>
- Santiago, E. B., & Calderón Ancona, J. M. (2005). Diseño y construcción de un generador de ozono para aplicaciones de purificación de agua. México: Centro nacional de investigación y desarrollo tecnológico "CENIDET"



- Santodomingo Rojas, A. (2019). Cálculos de campos de flujo en columnas de burbujeo [Tesis de Maestría, Universidad Nacional de Colombia]. Repositorio de la Universidad Nacional de Colombia. <https://repositorio.unal.edu.co>
- Saranya, D., & Shanthakumar, S. (2020). An integrated approach for tannery effluent treatment with ozonation and phycoremediation: A feasibility study. *Environmental Research*, 183(109163), 109163. <https://doi.org/10.1016/j.envres.2020.109163>
- Soubes, M (1994) “Microbiología de la digestión anaerobia”. En: III Taller y Seminario Latinoamericano “Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales”. Montevideo Uruguay, pp. 15-28.
- Toledo, A. (2006). Agua, hombre y paisaje. Ciudad de México: Delmo Comunicaciones S.A. de C.V.
- Venkatesh, S., Venkatesh, K., & Quaff, A. R. (2017). Dye decomposition by combined ozonation and anaerobic treatment: Cost effective technology. *Journal of Applied Research and Technology*, 15(4), 340–345. <https://doi.org/10.1016/j.jart.2017.02.006>

ANEXO 1

**Elaboración de Columna de Burbujeo.****Medidor de conductividad****Medidor de Oxígeno Disuelto****Medidor de pH****Ozonizador**



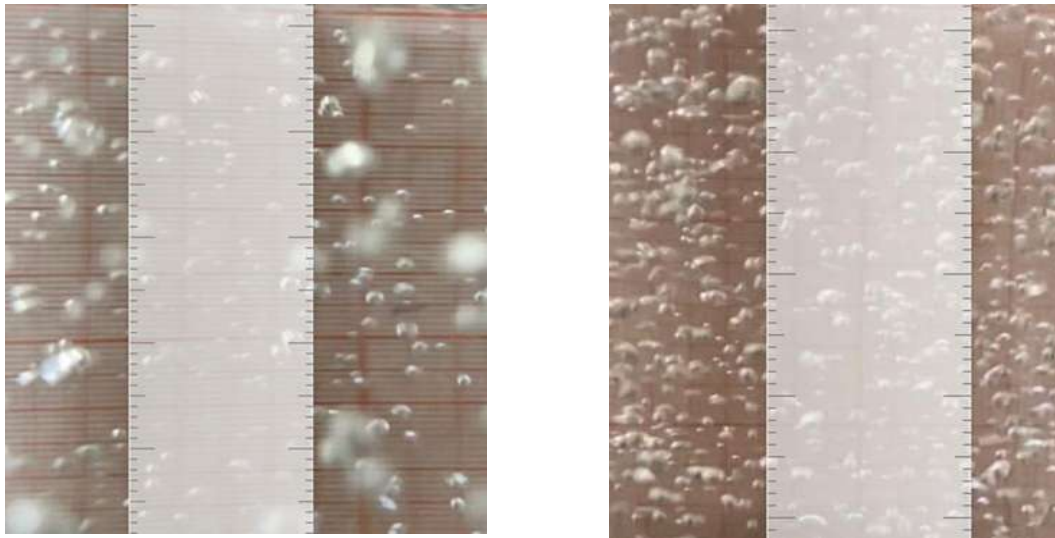
ANEXO 1



Toma de muestras y determinación de sólidos volátiles, Sólidos Fijos y Sólidos Totales.



Tamaño Burbuja en Flujo Alto.



Tamaño Burbuja en Flujo Bajo.



Consistencia del efluente antes, durante y después del Tratamiento



Elaboración del filtro granular.



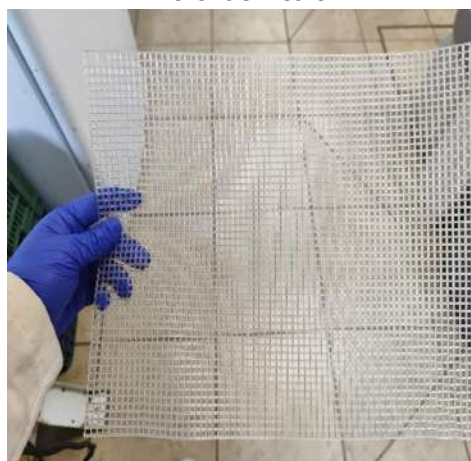
Tezontle Fino



Tezontle medio



Tezontle grueso



Malla de cibado



ANEXO 1



Participaciones en Congresos:

Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo Facultad de Ingeniería Química

La División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo

Otorga el presente: **RECONOCIMIENTO**

A: Roberto Jared Alejandro Aguilar, José Apolinar Cortés, Ma. Del Carmen Chávez Parga

Por la presentación del trabajo: **ESTUDIO DEL TRATAMIENTO DEL EFLUENTE DE UN REACTOR ANAEROBIO MEDIANTE FILTRACIÓN- OXIDACIÓN AVANZADA CON OZONO**

en la Modalidad de **Presentación Oral**

ID: 14

VI Coloquio Internacional en Ingeniería Química

"El impacto de la Inteligencia Artificial en el Desarrollo de la Ingeniería Química"

Morelia, Michoacán, México. 15 y 16 de julio de 2024.

Dr. Rafael Maya Yescas
Jefe de la División de Estudios de Posgrado

Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga
Presidenta del Comité Organizador

V COLOQUIO INTERNACIONAL EN INGENIERÍA QUÍMICA

"La Ingeniería Química en la Sociedad actual"

Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo Facultad de Ingeniería Química

Morelia, Michoacán, 18 de Julio de 2023.

Estimado(a) autor(a) de correspondencia

Agradecemos ampliamente su interés por participar en el **V Coloquio Internacional en Ingeniería Química "La Ingeniería Química en la Sociedad Actual"**. Por este conducto nos complace informarle que su trabajo:

TRATAMIENTO DE UN EFLUENTE DE UN REACTOR ANAEROBIO MEDIANTE OXIDACIÓN AVANZADA CON OZONO

ID: 12 cuyos autores son:

Roberto Jared Alejandro Aguilar, José Apolinar Cortés, Ma. del Carmen Chávez Parga

ha sido **Aceptado** para su presentación en la modalidad de **Póster presencial**.

En fechas posteriores podrá consultar el programa completo en nuestra página: <https://posgrado.fiq.umich.mx/index.php/coloquio-internacional>, para conocer el día y hora precisa de su presentación.

Recuerde que tiene hasta el **09 de agosto de 2023** para enviar su manuscrito en extenso en el formato conforme a la plantilla anexa, al correo: coloquiointernacionaldepiq@gmail.com

A nombre de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo le agradecemos su valiosa participación y esperamos tener la oportunidad de saludarlo durante el evento.

Atentamente

COMITÉ TÉCNICO

V Coloquio Internacional en Ingeniería Química
"La Ingeniería Química en la Sociedad Actual"

Edificio V1 Ciudad Universitaria
Col. Felicitas del Río, Morelia,
Michoacán México. CP 58060.

AMIDIQ
Academia Mexicana de Investigación y Docencia en Ingeniería Química A.C.

50 años
Cada año abre al tiempo
UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

La Academia Mexicana de Investigación y Docencia en Ingeniería Química A. C.

Otorga el presente

RECONOCIMIENTO

A:

Roberto Jared Alejandro Aguilar, José Apolinar Cortés, Ma. del Carmen Chávez Parga

Por la presentación del trabajo

TRATAMIENTO DE UN EFLUENTE DE UN REACTOR ANAEROBIO MEDIANTE OXIDACIÓN AVANZADA CON OZONO

En el área de **INGENIERÍA AMBIENTAL** en modalidad **ORAL**

ID: 112

Presentado en el XLV Encuentro Nacional de la AMIDIQ
La Inteligencia Artificial en la Ingeniería Química: Pasado, Presente y Futuro,
realizado en Ixtapa - Zihuatanejo, Guerrero, México del 07 al 10 de mayo de 2024

Dr. Eduardo Salvador Pérez Cisneros
Presidente
Comité Organizador UAM

Dra. Nelly Ramírez Corona
Presidenta
Consejo Directivo de la AMIDIQ

Dr. Jesús Alberto Ochoa Tapia
Presidente
Comité Técnico

ANEXO 2



Identificación de reporte de similitud: oid:3117:373191536

NOMBRE DEL TRABAJO

Tratamiento de un efluente de un reactor anaerobio mediante Filtración-Oxidación avanzada con ozono

AUTOR

Roberto Jared Alejandro Aguilar

RECUENTO DE PALABRAS

25110 Words

RECUENTO DE CARACTERES

137123 Characters

RECUENTO DE PÁGINAS

96 Pages

TAMAÑO DEL ARCHIVO

3.5MB

FECHA DE ENTREGA

Aug 15, 2024 11:38 AM GMT-6

FECHA DEL INFORME

Aug 15, 2024 11:40 AM GMT-6

● 43% de similitud general

El total combinado de todas las coincidencias, incluidas las fuentes superpuestas, para cada base de datos.

- 43% Base de datos de Internet
- 19% Base de datos de publicaciones
- Base de datos de Crossref
- Base de datos de contenido publicado de Crossref
- 0% Base de datos de trabajos entregados



Formato de Declaración de Originalidad y Uso de Inteligencia Artificial

Coordinación General de Estudios de Posgrado
Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo



A quien corresponda,

Por este medio, quien abajo firma, bajo protesta de decir verdad, declara lo siguiente:

- Que presenta para revisión de originalidad el manuscrito cuyos detalles se especifican abajo.
- Que todas las fuentes consultadas para la elaboración del manuscrito están debidamente identificadas dentro del cuerpo del texto, e incluidas en la lista de referencias.
- Que, en caso de haber usado un sistema de inteligencia artificial, en cualquier etapa del desarrollo de su trabajo, lo ha especificado en la tabla que se encuentra en este documento.
- Que conoce la normativa de la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, en particular los Incisos IX y XII del artículo 85, y los artículos 88 y 101 del Estatuto Universitario de la UMSNH, además del transitorio tercero del Reglamento General para los Estudios de Posgrado de la UMSNH.

Datos del manuscrito que se presenta a revisión		
Programa educativo	Maestría en Ciencias en Ingeniería Química	
Título del trabajo	Tratamiento de un efluente de un reactor anaerobio mediante filtración-oxidación avanzada con ozono	
	Nombre	Correo electrónico
Autor/es	Roberto Jared Alejandro Aguilar	1609757f@umich.mx
Director	Dra. Ma. Del Carmen Chávez Parga	cparga@umich.mx
Codirector	Dr. José Apolinar Cortés	jose.apolinar@umich.mx
Coordinador del programa	Dra. Ma. Del Carmen Chávez Parga	mae.cs.ingenieria.quimica@umich.mx

Uso de Inteligencia Artificial		
Rubro	Uso (sí/no)	Descripción
Asistencia en la redacción	No	-----



Formato de Declaración de Originalidad y Uso de Inteligencia Artificial

Coordinación General de Estudios de Posgrado
Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo



Uso de Inteligencia Artificial		
Rubro	Uso (sí/no)	Descripción
Traducción al español	No	-----
Traducción a otra lengua	No	-----
Revisión y corrección de estilo	No	-----
Análisis de datos	No	-----
Búsqueda y organización de información	No	-----
Formateo de las referencias bibliográficas	No	-----
Generación de contenido multimedia	No	-----
Otro	No	-----

Datos del solicitante	
Nombre y firma	
Lugar y fecha	Morelia Michoacán a 14 de agosto del 2024