

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA
INGENIERIA QUIMICA**



Evaluación y propuesta de mejora del reactor anaerobio de flujo ascendente de la Empresa Kola Shaler S.A.

Trabajo Monográfico para obtener el Título de Ingeniero Químico

Autor:

Carlos Eduardo Chávez Rivera

Tutora:

PhD. Indiana García Granados

**Managua, Nicaragua
Julio, 2022**

DEDICATORIA

Dedico este trabajo monográfico a mi madre Jaqueline Lucia Rivera Herrera, por ser mi roca que rompe todos los espejismos donde veo lo imposible y me hace ver que yo soy y siempre seré mi único y mayor limitante para cumplir mis metas y sueños. A mi padre Carlos Alberto Chávez Moran por ser el mayor ejemplo de lo que la perseverancia y dedicación pueden crear, siendo mi mayor referente de lo que algún día espero ser como un profesional. Y dejando lo mejor para el final, le dedico esta Tesis a mi hermanito, Roger André Chávez Rivera, porque él es “el principito” que me impulsa y motiva a viajar a las estrellas y llegar tan alto y tan lejos como yo sé que algún día el lograra superar, porque él es quien cada día me motiva a no rendirme, a no tirar la toalla, y a luchar por un futuro donde él creara y vivirá sus sueños.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco infinitamente a mi tutora, mentora y segunda madre en la universidad, a la profesora Indiana García, por todo lo que logre aprender de ella y toda la paciencia que me regalo con este trabajo de culminación de estudios.

Agradezco a todas esas personas que estuvieron para mí y dejaron su granito en este trabajo y en mi como un ser humano para ser mejor, mis hermanos de otras madres; Willnel Rosales, Miguel Martínez y Laleska Palacios, quienes nunca dejaron de creer en mí y en que siempre iba a poder cumplir con esta meta de terminar esta etapa en mi vida, y que sin importar las etapas que vengan, sé que siempre poder contar con ellos para estar ahí cuando necesite la razón y el cariño de un amigo y no pierda mi norte.

Finalmente, agradezco a mi equipo de trabajo en la carrera Yaritza, Rebeca, Helmar y Freddy, porque sin ellos no solo no sería ingeniero, pero no sería el tipo de ingeniero que se da cuenta que la vida es de apoyos y balances, y más allá de un buen puesto, una buena nota, vale más ser buena persona.

RESUMEN

El trabajo monográfico consistió en efectuar una evaluación y propuesta de mejora del reactor anaerobio tipo FAFA de la Empresa Kola Shaler S.A, el cual es la etapa central de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) de esta empresa. Por medio de pruebas de laboratorio periódicas hechas por la empresa se conoce que las remociones de los parámetros orgánicos como DBO y DQO son de 23% en comparación con la eficiencia en el diseño de 80% a 90% (Cáceres, 2016). La baja eficiencia del reactor causa que las etapas subsecuentes dentro del tren de tratamiento trabajen a mayor carga, con variaciones constantes respecto a los parámetros fisicoquímicos lo que incide en la calidad del vertido que es depositado en el cuerpo receptor, que son los humedales como etapa final del tratamiento, de la mano con la adición de los lodos producidos por el reactor en el mismo cuerpo receptor, generando un impacto ambiental negativo.

El trabajo monográfico tuvo como propósito, encontrar las causas de la inestabilidad en la eficiencia del reactor, y la creación de una propuesta de mejora que ayude a desarrollar alternativas técnicas y viables para ser implementadas por la empresa, resultando así en la mejora de la eficiencia de la etapa principal de la PTAR. Para esto se realizaron dos muestreos con el fin de determinar las concentraciones y características de los diferentes parámetros de calidad y operación en las diferentes etapas del tren de tratamiento que afectan a la operación anaerobia, entrada a la pila de hidrólisis, entrada al reactor (salida de la pila de hidrólisis) y salida del reactor.

Se considero el caudal, carga hidráulica superficial, tiempo de residencia hidráulica y carga orgánica volumétrica de afluente del reactor como parámetros de operación, así mismo la calidad reflejada en la remoción de contaminantes como; DQO, DBO, nutrientes, aceites y grasas. Demostrando que el reactor no cumple con las remociones esperadas, provenientes de un proceso que no cuenta con uniformidad para el tratamiento de las aguas residuales.

Adicionalmente, se realizaron ensayos de producción de metano en Lodos, determinándose volúmenes muy bajo de metano. También se presentó una propuesta de mejora con el objetivo de generar beneficios ambientales, técnicos y económicos desde el proceso anaerobio, con base en la operación para mejorar la eficiencia del reactor y producir un efluente de calidad, necesidad expuesta en los valores de los parámetros fisicoquímicos y microbiológicos medidos durante el trabajo monográfico.

Palabras clave: Reactor anaerobio, Planta de Tratamiento, Beneficios, Propuesta, Alternativas, Eficiencia.

ABSTRACT

The monographic work consisted of carrying out an evaluation and improvement proposal of the “Upflow Anaerobic Filter”-type anaerobic reactor of the Kola Shaler S.A Company, which is the central stage of the Wastewater Treatment Plant (WWTP) of this company. Through periodic laboratory tests carried out by the company, it is known that the removal of organic parameters such as BOD and COD are 23% compared to the design efficiency of 80% to 90% (Cáceres, 2016). The low efficiency of the reactor causes the subsequent stages within the treatment train to work at a higher load, with constant variations regarding the physicochemical parameters and the uniformity in the discharge that is deposited in the receiving body, which are the wetlands as the final stage of the treatment. treatment, hand in hand with the addition of the sludge produced by the reactor in the same receiving body, generating a negative environmental impact.

The purpose of the monographic work was to find the causes of the instability in the efficiency of the reactor, and the creation of an improvement proposal that helps to develop technical and viable alternatives to be implemented by the company, thus resulting in the improvement of the efficiency. Of the main stage of the WWTP. For this, two samplings were carried out in order to determine the concentrations and characteristics of the different quality and operation parameters in the different stages of the treatment train that affect the anaerobic operation, entrance to the hydrolysis cell, entrance to the reactor (exit of the hydrolysis cell) and outlet of the reactor. The flow, surface hydraulic load, hydraulic residence time and volumetric organic load of the reactor influent were considered as operating parameters, as well as the quality reflected in the removal of contaminants such as COD, BOD, nutrients, oils and fats. Demonstrating that the reactor does not meet the expected removals, coming from a process that does not have uniformity for the treatment of wastewater. Additionally, methane production from sludge assays were performed, determining very low volumes of methane. An improvement proposal was also presented with the objective of generating environmental, technical and economic benefits from the anaerobic process, based on the operation to improve the efficiency of the reactor and produce a quality effluent, a need exposed in the values of the physicochemical parameters. And microbiological measured during the monographic work.

Keywords: Anaerobic Reactor, Treatment Plant, Benefits, Proposal, Alternatives, Efficiency.

INDICE

1. INTRODUCCION	1
2. OBJETIVOS	3
2.1 OBJETIVO GENERAL.....	3
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	3
3 MARCO TEORICO	4
3.1 DEFINICIÓN DE AGUA RESIDUAL.....	4
3.2 CONSTITUYENTES DEL AGUA RESIDUAL.....	4
3.3 AGUAS INDUSTRIALES.....	5
3.3.1 <i>Agua industrial de la producción de bebidas carbonatadas</i>	5
3.4 CONSECUENCIAS PARA LA SALUD Y EL AMBIENTE DE LAS AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES.....	6
3.5 DESCRIPCIÓN DE LOS CONTAMINANTES FISICOQUÍMICOS Y MICROBIOLÓGICOS.....	7
<i>Temperatura</i>	10
<i>pH</i>	10
<i>Conductividad</i>	10
<i>Oxígeno disuelto</i>	11
<i>Sólidos en aguas residuales</i>	11
<i>Sólidos totales (ST)</i>	11
<i>Sólidos en suspensión (SS)</i>	12
<i>Sólidos fijos</i>	12
<i>Aceites y grasas</i>	12
<i>Ácidos grasos volátiles</i>	13
<i>Fósforo</i>	13
<i>Nitrógeno</i>	13
3.6 LEGISLACIÓN NACIONAL	13
3.7 TIPOS DE TRATAMIENTO Y CRITERIOS DE DISEÑO DE LA LITERATURA	15
3.7.1 <i>Parámetros de diseño de acuerdo con la literatura</i>	18
3.7.2 <i>Criterios del reactor anaerobio</i>	22
3.8 OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO	27
3.9 EVALUACIÓN DE LOS BENEFICIOS AMBIENTALES, TÉCNICOS, Y ECONÓMICOS.....	29
4 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA KOLA SHALER Y DEL SISTEMA ANAEROBIO	31
4.1 ETAPAS DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE LA PTAR DE LA EMPRESA KOLA SHALER INDUSTRIAL S.A.....	35
a. <i>Estación de bombeo</i>	37
b. <i>Pila de hidrólisis y homogenización</i>	38
c. <i>Criba</i>	39
d. <i>Neutralización</i>	40

e.	<i>Reactor tipo FAFA</i>	40
f.	<i>Pila de efluente</i>	47
g.	<i>Filtro de flujo descendente</i>	47
h.	<i>Biofiltros de flujo horizontal</i>	48
i.	<i>Punto de vertido</i>	50
j.	<i>Pila de secado de lodos</i>	51
5	METODOLOGIA	52
5.1	TIPO DE ESTUDIO	52
5.2	TIPO DE UNIVERSO.....	52
5.3	POBLACIÓN.....	52
5.4	MUESTRA.....	52
5.5	TIPO DEL MUESTREO.....	53
5.5.1	<i>Criterios de muestreo</i>	53
5.5.2	<i>Sítios de muestreo</i>	53
5.5.3	<i>Recolección, preservación e identificación de muestras</i>	53
5.6	MÉTODOS GENERALES Y PARTICULARES EMPLEADOS.....	54
5.6.1	<i>Caudales</i>	54
5.6.2	<i>Caracterización fisicoquímica</i>	56
5.6.3	<i>Evaluación de parámetros de diseño, operación y mantenimiento</i>	60
5.7	BENEFICIOS TÉCNICOS, AMBIENTALES Y ECONÓMICOS.....	63
6	RESULTADOS Y DISCUSION	65
6.1	CALIDAD FISICOQUÍMICA Y MICROBIOLÓGICA.....	65
6.1.1	<i>Pila de hidrólisis</i>	65
6.1.2	<i>Reactor tipo FAFA</i>	70
6.2	OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL REACTOR TIPO FAFA.....	76
6.2.1	<i>Carga hidráulica y orgánica</i>	76
6.2.2	<i>Parámetros de operación</i>	78
6.3	BENEFICIOS TÉCNICOS, AMBIENTALES Y ECONÓMICOS.....	85
7.	PROPUESTA DE MEJORA	87
8.	CONCLUSIONES	91
9.	LISTA DE REFERENCIAS	92
	ANEXOS	98
	ANEXO A: MÉTODOS PARA LA EVALUACION DE PARAMETROS.....	99
	ANEXO B:	127
	BITACORA Y HOJAS DE CALCULOS	127

INDICE DE TABLAS

Tabla 3.1: Artículo 35, Decreto 21-2017	14
Tabla 3.2: Valores promedio de los constituyentes de aguas residuales	17
Tabla 3.3: Medio de soporte	23
Tabla 3.4: Tiempo de residencia hidráulica recomendado para un RA	25
Tabla 3.5: Criterios de diseño para reactores anaerobios	26
Tabla 4.1: Reacciones acetogénicas	45
Tabla 4.2: Reacciones hidrogenotróficas	46
Tabla 5.1: Métodos y preservación de los parámetros de análisis	58
Tabla 5.2: Parámetros evaluados para el diseño, operación y mantenimiento	61
Tabla 6.1: Resultados parámetros de calidad de la pila de hidrólisis	66
Tabla 6.2: Resultados parámetros de calidad del reactor tipo FAFA	71
Tabla 6.3: Eficiencia del reactor anaerobio tipo FAFA	73
Tabla 6.4: Carga hidráulica y carga orgánica a la entrada del RA	77
Tabla 6.5: Resultados parámetros de operación 1 ^{er} muestreo	78
Tabla 6.6: Resultados parámetros de operación 2 ^{do} muestreo	78
Tabla 6.7: Producción de metano respecto a los Lodos de muestra	82
Tabla 6.8: Alcalinidad requerida diaria en el reactor tipo FAFA	84
Tabla 7.1: Parámetros de consumo de nutrientes respecto a la DBO	88
Tabla B.1.1: Cálculo de caudal de entrada al RA	127
Tabla B.2.1: Cálculo de sólidos totales primer muestreo	128
Tabla B.2.2: Cálculo de sólidos totales segundo muestreo	128
Tabla B.2.3: Cálculo de sólidos suspendidos totales primer muestreo	128
Tabla B.2.4: Cálculo de sólidos suspendidos totales segundo muestreo	129
Tabla B.2.5: Cálculo de sólidos disueltos primer muestreo	129
Tabla B.2.6: Cálculo de sólidos disueltos segundo muestreo	129
Tabla B.2.7: Cálculo de sólidos volátiles primer muestreo	130
Tabla B.2.8: Cálculo de sólidos volátiles segundo muestreo	130
Tabla B.2.9: Cálculo de aceites y grasas primer muestreo	130
Tabla B.2.10: Cálculo de aceites y grasas segundo muestreo	131
Tabla B.2.11: Cálculo de concentraciones de nitrógeno Kjeldahl	131
Tabla B.2.12: Cálculo de concentraciones de amoniacal y orgánico	132
Tabla B.2.13: Valores para curva de patrón de nitratos	132

Tabla B.2.14: Cálculo para concentraciones de nitrato en el primer muestreo	133
Tabla B.2.15: Cálculo para concentraciones de nitrato en el segundo muestreo	133
Tabla B.2.16: Nitrógeno total del primer muestreo	133
Tabla B.2.17: Nitrógeno total del segundo muestreo	134
Tabla B.2.18: Valores para curva patrón de fósforo	134
Tabla B.2.19: Absorbancia y concentración de fósforo primer muestreo	135
Tabla B.2.20: Absorbancia y concentración de fósforo segundo muestreo	135
Tabla B.2.21: Cálculo concentración ácidos grasos volátiles del muestreo 1	135
Tabla B.2.22: Cálculo concentración ácidos grasos volátiles muestreo 2	135
Tabla B.2.23: Valores para curva de calibración de sulfatos	136
Tabla B.2.24: Turbiedad medida a las muestras	136
Tabla B.2.25: Concentraciones de sulfatos	137
Tabla B.2.26: Titulación de muestras para sulfuro de hidrógeno	137
Tabla B.2.27: Concentraciones de sulfuro de hidrógeno	137
Tabla B.2.28: Volúmenes usados de yodo y tiosulfato	137
Tabla B.2.29: Valores para cálculo de concentraciones de sulfuros	138
Tabla B.2.30: Concentraciones de sulfuros	138
Tabla B.2.31: Cálculo concentraciones de alcalinidad primer muestreo	138
Tabla B.2.32: Cálculo concentraciones de alcalinidad segundo muestreo	139
Tabla B.2.33: Resultados actividad metanogénica	139

INDICE DE FIGURAS

Figura 4.1: Macro localización de la Empresa Kola Shaler	31
Figura 4.2: Micro localización de la Empresa Kola Shaler	32
Figura 4.3: Tren de tratamiento aguas residuales de la empresa Kola Shaler	33
Figura 4.4: Estación de Bombeo	33
Figura 4.5: Pila de Hidrolisis	34
Figura 4.6: Criba	34
Figura 4.7: Neutralización	35
Figura 4.8: Reactor tipo FAFA	37
Figura 4.9: Reactor anaerobio tipo FAFA de la empresa Kola Shaler	45
Figura 4.10: Variables de diseño propuestas	46
Figura 4.11: Simplificación de las rutas metabólicas de degradación de la glucosa por bacterias acidogénicas	48
Figura 4.12: Pila de efluente	48
Figura 4.13: Filtro de flujo descendente	49
Figura 4.14: Esquema de biofiltro	49
Figura 4.15: Biofiltro 1	50
Figura 4.16: Biofiltro 2	51
Figura 4.17: Punto de vertido	52
Figura 4.18: Pila de secado de lodos	53
Figura 5.1: Ecuaciones hidráulicas de secciones transversales	55
Figura 6.1: Curva de valoración de alcalinidad	56
Figura A.1 Esquema de la Actividad Metanogenica	100
Figura B.1: Curva patrón de nitratos	133
Figura B.2: Curva patrón de fósforo	134
Figura B.3: Curva de calibración de sulfatos	136

1. INTRODUCCION

La industria de bebidas carbonatadas conlleva un alto consumo y utilización de agua, con fines de producción, debido a que es la adición de químicos sobre la misma agua lo que genera el producto(s) de interés en la industria, y la utilizada para lavado o mantenimiento de equipos.

Se destaca como sistemas más utilizados de agua en la industria de bebidas carbonatadas; (1) Disposición de contenedores de agua en puntos de control de calidad, (2) Recirculación de agua en función de lavado de equipos y maquinaria de proceso productivo, (3) Reutilización parcial de efluentes depurados para aguas de servicios, (4) Racionalización de consumos de aguas para servicio y potable. De los sistemas y funciones antes descritas nacen así las aguas residuales de la industria de bebidas carbonatadas.

Toda agua residual debe ser tratada, tanto para proteger la salud pública como para preservar el medio ambiente. Antes de tratar cualquier agua residual se debe conocer su composición fisicoquímica y microbiológica. Esto es lo que se llama caracterización del agua. Permite conocer qué elementos están presentes y brindan la información necesaria para que se pueda diseñar una Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) que reduzca la carga contaminante que se está produciendo en beneficio del medio ambiente.

Una PTAR tiene como función el eliminar toda aquella contaminación fisicoquímica y bacteriológica del agua que pueda ser nociva para los seres humanos, la flora y la fauna, de manera que se pueda devolver el agua al medio ambiente en condiciones adecuadas. El proceso, además, debe ser optimizado de manera que la planta no produzca olores ofensivos hacia la comunidad en la cual está localizada. Una PTAR bien operada debe eliminar al menos un 80% a 90 % (Metcalf & Eddy, 2011) de la materia orgánica y de los microorganismos patógenos presentes en ella.

Una solución que se logra dar para la problemática de los olores o la contaminación del medio aéreo son los procesos anaerobios, puesto que los mismos permiten el desarrollo de las operaciones en espacios confinados que no entran en contacto con el medio redundante, parte esencial de estos tratamientos es un equipo o etapa conocida como "Reactor Anaerobio" el cual es el eje central de esta investigación monográfica, en como estas unidades de proceso inciden en la calidad de agua post etapa y cómo se puede mejorar la

eficiencia de dicha etapa para la reducción de compuestos físico químicos y biológicos del agua a tratar.

Considerando también que los reactores anaerobios logran; aportar regulación de flujo respecto a la uniformidad del agua a tratar, tiempos de contacto mayor entre materia biológica y agua residual, separación física de gases, acumulación de biomasa para tiempos de retención más eficientes y barrera física para la prevenir el lavado de lodos.

Por tanto, el trabajo monográfico consistió en hacer una evaluación y propuesta de mejora del reactor tipo Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente (FAFA) de la Empresa Kola Shaler S.A, el cual es la etapa central de la PTAR de esta empresa. Como es de conocimiento previo que las remociones de los contaminantes son muy bajas y que la producción de biogás es mínima, se demuestra que el reactor está trabajando por debajo de la eficiencia esperada en comparación a la literatura y diseño.

Una evaluación del reactor tipo FAFA mostrara las causas de la baja eficiencia en la remoción de contaminantes, las cuales están relacionadas con problemas de diseño, operación y mantenimiento. También se presentará una propuesta de mejora, por medio de alternativas técnicas y viables, para ser implementadas por la empresa Kola Shaler S.A.

2. OBJETIVOS

Los objetivos que se desarrollaron en el presente trabajo monográfico se muestran a continuación:

2.1 Objetivo General

Evaluar la eficiencia de la etapa anaerobia en el proceso de tratamiento de las aguas residuales de la Empresa Kola Shaler S.A para la elaboración de una propuesta técnica que mejore la remoción de los contaminantes para el cumplimiento de los criterios de remoción, diseño, operación y mantenimiento de la literatura.

2.2 Objetivos Específicos

- Analizar los valores de parámetros fisicoquímicos y microbiológicos de los afluentes y efluentes en cada una de las etapas del proceso para la determinación de la eficiencia actual del sistema de tratamiento anaerobio.
- Evaluar técnicamente la operatividad del sistema de tratamiento tomando en cuenta las condiciones del diseño, operación y mantenimiento en la etapa anaerobia.
- Determinar los beneficios ambientales, técnicos y económicos que conlleva los cambios a implementarse en la etapa anaerobia en comparación al proceso actual.
- Desarrollar una propuesta técnica que mejore el funcionamiento del reactor tipo FAFA para el aumento de la eficiencia en la remoción de contaminantes y el cumplimiento de los parámetros de operación con la literatura.

3 MARCO TEORICO

Los conceptos referentes a la definición del agua residual, constituyentes del agua residual de la industria de bebidas carbonatadas, legislación del agua residual para la industria de bebidas carbonatadas, tipos de tratamiento, criterios de diseño de las distintas etapas del tratamiento anaerobio, consecuencias en la salud y al ambiente de los vertidos residuales se presentan en este capítulo.

3.1 Definición de Agua Residual

Las aguas residuales son cualquier tipo de agua cuya calidad se vio afectada negativamente por influencia antropogénica. Las aguas residuales incluyen las aguas usadas, domésticas, urbanas y los residuos líquidos industriales o mineros eliminados, las aguas que se mezclaron con las anteriores (aguas pluviales o naturales). Su importancia es tal, que requiere sistemas de canalización, tratamiento y desalojo. Su tratamiento nulo o indebido genera graves problemas de contaminación, la Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO,2018) define las aguas residuales como:

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. No obstante, las aguas residuales de un usuario pueden servir de suministro para otro usuario en otro lugar. Las aguas de refrigeración no se consideran aguas residuales. (p.21)

3.2 Constituyentes del Agua Residual

Méndez, G (2000) comenta que:

Las aguas residuales se componen de un 99,9% de agua en estado conocido como de agua potable y de un 0,1% por peso de sólidos, sean estos disueltos o suspendidos. Este 0,1% referido es el que requiere ser removido para que el agua pueda ser reutilizada. El agua sirve o actúa como medio de transporte de estos sólidos, los que pueden estar disueltos, en suspensión o flotando en la superficie, dichos sólidos se clasifican en sólidos orgánicos y sólidos inorgánicos. (p.38)

- Los sólidos inorgánicos están formados principalmente por nitrógeno, fósforo, cloruros, sulfatos, carbonatos, bicarbonatos y algunas sustancias tóxicas como arsénico, cianuro, cadmio, cromo, cobre, mercurio, plomo y zinc.
- Los sólidos orgánicos se pueden clasificar en nitrogenados y no nitrogenados. Los nitrogenados, es decir, los que contienen nitrógeno en su molécula, son proteínas, ureas, aminas y aminoácidos. Los no nitrogenados son principalmente celulosa, grasas y jabones.
- La concentración de materiales orgánicos en el agua se determina a través de la DBO₅, la cual mide material orgánico carbonáceo principalmente, mientras que la DBO₂₀ mide material orgánico carbonáceo y nitrogenado.

3.3 Aguas Industriales

De acuerdo con un estudio del tratamiento de aguas residuales (2010):

Las aguas residuales de origen industrial son aquellas que provienen del proceso productivo o de limpieza de una industria y que posteriormente deben ser descargadas al medio ambiente con la menor cantidad de elementos contaminantes posible. Así como los tipos de procesos industriales son ilimitados, los efluentes producidos por estos pueden presentar innumerables características fisicoquímicas que deben ser tratados de acuerdo con sus particularidades. (p.10)

3.3.1 Agua industrial de la producción de bebidas carbonatadas

En el proceso productivo de las bebidas carbonatadas no alcohólicas, las aguas residuales tienen su origen de la producción directa de producto, limpieza de equipos y embotellado del producto, por lo que justifica la gran cantidad de materia orgánica que suele ser medida en las aguas residuales de esta industria (Muñoz,2012).

3.4 Consecuencias para la Salud y el Ambiente de las Aguas Residuales Industriales

Una de las razones más importantes para tratar las aguas residuales industriales es la eliminación de todos los agentes contaminantes producto de los procesos productivos realizados por la empresa, con el propósito de evitar un impacto sobre la materia biológica presente en los puntos de vertido de las aguas residuales. Estos valores en la composición de las aguas residuales resultantes están contemplados por la ley, como una garantía para la protección de impactos ambientales.

El reporte de la OMS y UNICEF (2015) da a conocer sobre el tema:

Vertido de sustancias orgánicas degradables, producen una disminución del oxígeno disuelto, ya que los microorganismos que degradan la materia orgánica consumen oxígeno para su oxidación. Si la demanda de oxígeno es superior a la aireación por disolución de oxígeno atmosférico, se puede llegar a un ciclo anaerobio: se consume oxígeno combinado en lugar de molecular, creándose un ambiente reductor, con la aparición de amoníaco, nitrógeno y ácido sulfhídrico, y la reducción de sulfatos a sulfuros; el agua se torna oscura, de olor desagradable y con gérmenes patógenos.

Incorporación de compuestos tóxicos, tanto orgánicos como inorgánicos, eliminan los organismos depuradores, o bien inhiben su desarrollo impidiendo reacciones enzimáticas. Intoxican también a varios niveles de la cadena trófica, desde microorganismos hasta animales superiores. Incorporación de materia en suspensión, que reduce la entrada de luz y atasca los órganos respiratorios y filtradores de muchos animales y alteración del equilibrio salino (balance en sodio, calcio, etc.) y del pH.

Las descargas de aguas residuales urbanas provienen de aguas residuales (fecales), una fuente continua de enfermedades (como otitis y gastroenteritis). Estas descargas, además, afectan seriamente los ecosistemas marinos: las especies originales desaparecen y, en cambio, otras parecen adaptadas a altos niveles de contaminación. Por ejemplo, disminuye la presencia de especies beneficiosas como *Posidonia oceánica*, clave para mantener la biodiversidad y generar aguas transparentes y playas de arena blanca, y aumenta la aparición de especies como medusas, microalgas y cianobacterias.

3.5 Descripción de los Contaminantes Fisicoquímicos y Microbiológicos

La manera de evaluar a los contaminantes físicos y químicos de las aguas de manera organizada y directa según Giovanni (s.f), se subdivide en:

- Formas y alteraciones físicas:

- *Radioactividad*, la acumulación de materia de lechos marinos, embalses y fondo oceánico reacciona a la luz UV (Ultravioleta) creando así componentes de características cancerígenas.
- *Contaminación térmica*, este tipo de contaminación se produce cuando el agua es utilizada como un refrigerante debido a los intercambios energéticos constantes esto hace que el agua tenga una tasa de decrecimiento alta, lo cual afecta los tiempos de tratamiento y efectividad de los mismos.
- *Color sabor y olor*, el agua por naturaleza debe de ser transparente y no tener sabor, la coloración de las aguas es meramente por compuestos orgánicos o compuestos de hierro y la adición de los mismos aporta sabores característicos al agua, incluso cuando el agua pueda seguir transparente si esta tiene un sabor determinado se encuentra con presencia de metales. En el caso del olor proviene de fenoles y cloro al igual que materia orgánica en descomposición. (p.45)

- Contaminantes químicos:

La contaminación química del agua proviene de dos fuentes la orgánica y la inorgánica, para las cargas orgánicas en el agua son generalmente producidas por cargas domésticas, agrícolas e industriales o bien de la erosión del suelo. Los compuestos inorgánicos suelen ser desechos ácidos, alcalinos y gases disueltos.

- *Compuestos orgánicos*, ya que pueden ser disueltos o dispersos en el agua de origen humano o animal, de agua doméstica, mataderos, industria alimenticia y de aplicación directa en la industria farmacológica y química. La industria como tal aporta grasas, aceites, breas, tintes y compuestos sintéticos como herbicidas e insecticidas.

Hay indicadores que son normalmente utilizados como parámetros de medición los cuales sirven para suponer la presencia de compuestos, tal como el nitrógeno, amoníaco y cloruros, estos compuestos revelan impurezas denominadas “comunes” y de igual manera se utilizan los siguientes datos como referencia:

- *Oxígeno disuelto (OD)*, este factor mantiene la vida acuática tal como se conoce, la carencia de este es un detonante que revela contaminación en esas aguas. Muestra el estado de septización, potencialidad para producir olor y estimación de actividad fotosintética.
- *Demanda biológica de oxígeno (DBO)*, es el resultado de la degradación de otros tipos de materiales; carbónicos (microorganismos aerobios heterótrofos), nitrógeno oxidable y reductores (oxidados usando la OD).
- *Demanda química de oxígeno (DQO)*, es la medida de la materia orgánica biodegradable y la no biodegradable.

- Contaminación Biológica:

Según Moro (2011):

La contaminación microbiológica es responsable de más del 90% de las intoxicaciones y transmisión de enfermedades por el agua. Los principales microorganismos que se transmiten a través del agua engloban a las bacterias, virus y protozoos, aunque existen también otros organismos que pueden ser transmitidos en el agua potable, pero su probabilidad de transmisión es muy baja. (p.47)

El control microbiológico o bacteriano varía por legislaciones de cada país, ya que cada uno regula sus parámetros de calidad en materia de presencia de bacteria, pero los parámetros más comunes en medir que tienen repercusiones en el ámbito de la salud con los siguientes (AQM Laboratorios, 2012):

- *Protozoos*, aparecen de manera más frecuente y son responsables de epidemias son el '*Cryptosporidium*' y '*Giardia lamblia*'. El primero está ampliamente distribuido en la naturaleza y es portado por todo tipo de animales, incluyendo animales de compañía y animales de granja. Además, el '*Cryptosporidium*' se protege en el ambiente formando unas esporas

conocidas como ooquistes que le permiten vivir largos períodos de tiempo hasta que son ingeridos.

La '*Giardia lamblia*' al igual que el '*Cryptosporidium*' se encuentra en un rango muy amplio de animales donde vive libremente en los intestinos. En el agua está en forma de quistes que son capaces de sobrevivir largos periodos de tiempo. Este parásito produce una enfermedad denominada giardiasis que afecta al estómago e intestinos provocando una diarrea acompañada de cólico con malestar general.

Existen otros protozoos causantes de enfermedades tales como '*Entamoeba histolytica*', causante de la disentería amébrica, o '*Naegleria fowleri*', causante de la meningo-encefalitis amébrica (normalmente mortal). La frecuencia de estas infecciones es muy baja.

- *Bacterias*, son el grupo más importante de presencia en las aguas potables y las más importantes en cuanto a número de epidemias causadas. La mayor parte de la contaminación bacteriana causante de infecciones está asociada a la contaminación fecal del agua.

Son varios tipos de bacterias los que forman el género '*Salmonella*', responsables de un gran número de problemas de salud pública tanto en aguas como alimentos. Es frecuente el aislamiento en el agua bruta, aunque debido a que es muy poco resistente a la acción del cloro, rara vez aparece en el agua potable. La salmonelosis presenta como síntomas gastroenteritis aguda que en casos graves puede llegar a la muerte.

La vía normal de infección es la fecal-oral. Los tipos de *Salmonella* que producen enfermedades más graves son la '*Salmonella typhi*' (responsable de las fiebres tifoideas) y la '*Salmonella paratyphi*' y '*Salmonella schottmuelleri*' (fiebres paratifoideas).

- *Virus*, no se pueden reproducir sin una célula en la que se puedan hospedar, pero pueden sobrevivir en el medio ambiente largos periodos de tiempo. El agua residual industrial normalmente es contaminada por materia fecal de servicios sanitarios, contaminada con virus entéricos humanos. La hepatitis infecciosa, enterovirus, retrovirus, adenovirus y otros son transmitidos por el agua. Muchos virus producen diarreas y enfermedades respiratorias.

Temperatura

En los laboratorios realizados por el Ingeniero Ambiental Antonio Torres para la “*Diputación Provisional de Granada, España*”. Se logró llegar a la conclusión de que la temperatura es un valor que indica la predisposición de la materia orgánica para poder ser tratada de manera eficaz, ya que al llegar a una temperatura de 50°C se detiene la efectividad de los procesos biológicos en los tratamientos de aguas residuales.

A los 15°C las bacterias que producen metano detienen su actividad digestiva. A los 5°C las bacterias nitrificantes detienen de igual manera sus procesos digestivos y finalmente a los 2°C las bacterias quimio-heterótrofas, aquellas que atacan al carbono, detienen al igual que las antes mencionadas, su actividad digestiva.

pH

El Centro de Investigación y Desarrollo Tecnológico del Agua de Salamanca (CIDTA,2016) expone que: “El pH (también conocido como la concentración del ion Hidrogeno), es un parámetro de calidad con un intervalo de concentración adecuado para la óptima proliferación y desarrollo de la mayor parte del material biológico, dicho intervalo es crítico y estrecho”. (p.27)

Las aguas residuales con pH inadecuado se dificulta su tratamiento con un ente biológico, puesto que las bacterias dependen de un ambiente con un pH cerca al neutral para poder desarrollarse mejor y llegar al cenit de su proceso digestivo, si la bacteria se encuentra en un ambiente de índole acida o muy básico su acción cae en el catabolismo y la bacteria no hace consumo de materia orgánica.

Conductividad

Torres, (2016) en uno de sus estudios realizados en España muestra que:

Los valores normales de conductividad en aguas residuales urbanas oscilan en el rango de 500 a 1 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Valores elevados de conductividad $>3\ 000\ \mu\text{S}/\text{cm}$, afectan al proceso biológico de depuración, impidiendo el desarrollo de una comunidad bacteriana estable. Se produce un desajuste en la colonia bacteriana, las bacterias filamentosas

son más resistentes lo que provoca que se debilite la estructura flocular del fango activo disminuyendo su densidad y por tanto su velocidad de sedimentación. (p.55)

En vertidos de origen urbano no es habitual conductividades tan elevadas. Los aumentos de conductividad se suelen deber a infiltraciones de aguas marinas en zonas de costas o en vertidos de origen industrial. No es posible actuar sobre los ajustes de la estación de tratamiento para disminuir la conductividad, por lo que es necesario instalar sistemas de desalinización previos al sistema biológico.

Oxígeno disuelto

En la información presentada por el ingeniero en medio ambiente Antonio Torres, en los laboratorios para la diputación provisional de Granada en España (2016) muestra que; no existe un valor límite de vertido para estos parámetros, en los reactores biológicos el control de la cantidad de oxígeno disuelto uno de los valores críticos a controlar. Es posible actuar sobre la estación de tratamiento mediante la correcta temporización de los sistemas de aireación.

Es importante conocer la cantidad de oxígeno que existe en el reactor, siendo muy aconsejable caracterizar los niveles de oxígeno en las diferentes partes del reactor. Los sistemas de aireación se pueden automatizar para que se activen en función de la cantidad de oxígeno disuelto.

Sólidos en aguas residuales

Los sólidos se determinan por métodos gravimétricos y dependiendo del tratamiento previo a la pesada se clasifican los distintos tipos de sólidos.

Sólidos totales (ST)

Siguiendo con lo que expone Torres (2016):

Analíticamente se define como la materia que se obtiene como residuo después de someter al agua a un proceso de evaporación a una temperatura entre 103°C y 105°C. Permite conocer cuál es la cantidad total de sólidos que entra en la Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) o en uno de los procesos, independientemente de la

naturaleza de este. En el proceso de evaporación se pierden los sólidos que tengan una baja presión de vapor. (p.62)

Sólidos en suspensión (SS)

Con respecto a los sólidos de suspensión, Martínez (2016), expone que:

Los sólidos de suspensión corresponden a la cantidad de sólidos no filtrables que tiene una muestra. Los resultados se expresan en mg/l. Es un parámetro de gran importancia en los procesos de depuración de las estaciones de tratamiento de aguas residuales, ya que se considera como un indicador de la contaminación del vertido, estos se dividen en Sólidos Suspendedos Volátiles (SSV), Sólidos Suspendedos Totales (SST). (p.13)

Sólidos fijos

Rodríguez (2018), expresa que los sólidos fijos: “Son el residuo de los sólidos totales, disueltos o suspendidos, después de llevar una muestra a sequedad durante un tiempo determinado a 550°C. La pérdida de peso por ignición son los sólidos volátiles”. (p.8)

Aceites y grasas

Según es reportado por la revista virtual iAgua en el artículo publicado en el 2018 “*La importancia en la separación de aceites y grasas en el tratamiento de aguas residuales urbanas*”; Una de las principales características de las grasas y aceites es que son el componente de las aguas residuales que tiene una mayor tendencia a oxidarse. Esto provoca que, al llegar a los reactores biológicos, fijen rápidamente el oxígeno disuelto disponible, pudiendo ocasionar situaciones de anoxia puntuales que podrían propiciar la proliferación de microorganismos filamentosos. Además, las grasas y aceites tienen tendencia a flotar, debido a que su densidad es inferior a la del agua, lo que genera capas en la superficie de los reactores biológicos, dificultando la transferencia de oxígeno.

Ácidos grasos volátiles

El estudio de la ingeniera en tratamientos residuales, (2013) expone que:

La medición de ácidos grasos volátiles es de suma importancia en los procesos biológicos ya que estos conforman los subproductos de etapas tales como hidrólisis, acidogénesis o fermentación y de igual manera en la acetogénesis y finalmente en la metanogénesis. Los ácidos grasos volátiles son cadenas de carbonos con matriz considerada corta, estos son: ácido acético, butírico y propiónico. (p.17)

Fósforo

De acuerdo con la página web de Aguamarket (Empresa de distribución de equipos para tratamientos de aguas residuales), en su glosario de información del año 2017; El fósforo también es esencial para el crecimiento de algas y otros organismos biológicos. Debido a que en aguas superficiales tienen lugar nocivas proliferaciones incontroladas de algas, es de mucho interés limitar la cantidad de compuestos de fósforo que alcanzan las aguas superficiales por medio de vertidos de aguas residuales domésticas, industriales, y a través de las escorrentías naturales.

Nitrógeno

La revista cibernética iAgua (2018) comenta que:

El nitrógeno es un contaminante presente en las aguas residuales que debe ser eliminado por múltiples razones: reduce el oxígeno disuelto de las aguas superficiales, es tóxico para el ecosistema acuático, entraña un riesgo para la salud pública y junto al fósforo (P), son responsables del crecimiento desmesurado de organismos fotosintéticos (eutrofización). (p.3)

3.6 Legislación Nacional

En el Decreto 21-2017, Reglamento en el que se establecen las disposiciones para el Vertido de Aguas Residuales, Artículos 5 y 6: “Los vertidos domésticos, industriales, agroindustriales comerciales y de servicios no podrán introducir al

cuerpo receptor efluentes que modifiquen y alteren las características de calidad de agua para los diferentes usos a que se destinen”

Siendo así regido mediante evaluaciones tecnológicas aplicadas por Ministerio del Ambiente y los Recursos Naturales (MARENA) de la mano con Autoridad Nacional del Agua (ANA), aprobando la utilización de la Mejor Tecnología Práctica Disponible (MTPD) con base en las normativas del decreto y sitio de disposición final.

En el Artículo 35 del decreto antes mencionado (Tabla 3.1), los rangos y valores máximos permisibles para los vertidos de Aguas Residuales provenientes de la Industria de Bebidas Carbonatadas o Gaseosas. Los vertidos de aguas residuales provenientes de la industria de bebidas carbonatadas o gaseosas a nivel industrial que sean descargados en cuerpos receptores deberán cumplir los rangos y valores máximos permisibles siguientes:

Tabla 3.1: Artículo 35, Decreto 21-2017.

Parámetro	Rangos y Valores Máximos Permisibles
pH	6-9
Sólidos Suspendidos Totales (mg/L)	180
DBO ₅ (mg/L)	120
DQO (mg/L)	240
Grasas y Aceites (mg/L)	30
Sólidos sedimentables (mL/L)	1

Fuente: Asamblea Nacional, 2017.

Según el Artículo 36 del Decreto antes mencionado; ya que la industria Kola Shaler S.A. logra depositar sus aguas residuales a la entrada de un proceso o tren de tratamiento, esto no aplica para multas o penalizaciones como las del Artículo 22 y 23 del mismo decreto, las cuales hacen referencia a depósitos sanitarios.

3.7 Tipos de Tratamiento y Criterios de Diseño de la Literatura

Metcalf & Eddy (2011) exponen que:

Los métodos o tratamientos en los cual es la aplicación de fuerzas físicas predominan, se les conoce como unidades operacionales. Métodos de tratamiento en cual la remoción de contaminantes es hecha por medios químicos o biológicos, se les conoce como unidades de procesos. (p.11)

Acerca de los procesos que involucran tratamientos biológicos, Marsilli (2005) menciona que:

Estos van de la mano con aplicaciones físicas entran en el nivel de tratamiento secundario. en este nivel se da la remoción de materia biodegradable y orgánica puede ser en medio de suspensión y se da la desinfección que también es aplicada de manera convencional en un tratamiento secundario.

Los demás tratamientos biológicos conocidos actualmente son:

- *Anóxicos*: Sistemas en los cuales el aceptor final de electrones no es el oxígeno ni tampoco la materia orgánica. En condiciones anóxicas el aceptor final de electrones suelen ser nitratos, sulfatos, hidrógeno y más. Cuando el aceptor final de electrones es el nitrato, como resultado del proceso metabólico, el nitrógeno de la molécula de nitrato es transformado en nitrógeno gas. Así pues, este metabolismo permite la eliminación biológica del nitrógeno del agua residual (desnitrificación).
- *Aerobios*: El oxígeno es el aceptor final de electrones preferido por cualquier célula. Si existe oxígeno en el medio, éste será el aceptor final de electrones, lo que conlleva que se obtengan rendimientos energéticos elevados y una importante generación de fangos, debido al alto crecimiento de las bacterias en condiciones aerobias.
- *Anaerobios*: En este caso el aceptor final de electrones es la propia materia orgánica que actúa como fuente de carbono. Como resultado de este metabolismo, la mayor parte del carbono se destina a la formación de subproductos del crecimiento (biogás, que es CO₂ y metano) mientras que la fracción de carbono utilizada para la síntesis celular es baja. De

cara al tratamiento, este hecho supone una doble ventaja: se produce poca cantidad de lodos a la vez que se produce biogás, el cual puede ser revalorizado. Normalmente se aprovecha para producir energía eléctrica, la cual se auto consume en la propia instalación.

De acuerdo con Metcalf & Eddy (2011):

“La determinación de las razones de flujo y el constituyente de carga másica, son dos de los principales parámetros conceptuales para iniciar el proceso de diseño para una planta de tratamiento de aguas residuales”.
(p.154)

Las razones de flujo afectan las características hidráulicas, tamaño y condiciones operacionales de los componentes del sistema de tratamiento. El constituyente de carga másica, el producto del constituyente de la concentración y la razón de flujo, son necesarios para conocer la capacidad y las características de operación, para que sean capaces de ser cumplidos los objetivos propuestos para el tratamiento.

El análisis del agua residual involucra la determinación de la tasa de flujo y la carga másica en sus variaciones o “picos”, ya que estos valores son demasiado variantes y siempre se toman los puntos máximos de una hora, día, mes o temporada. También se deben de analizar las cargas constituyentes de concentraciones específicas, la carga de masa suspendida o la carga que ocurre por materia disuelta.

Debido a lo anterior muchos países y organizaciones han dado la tarea de crear un ponderado de datos que permita la comparación y estudio de diferentes valores mostrados a continuación en la Tabla 3.2:

Tabla 3.2: Valores promedio de los constituyentes de aguas residuales.

Constituyente	Unidad	Valor Normal	Concentración, mg/L	
			Volumen, L/cápita-d (gal/cápita-d)	
			190 (50)	460 (120)
DBO	g/cápita-d	85	450	187
DQO	g/cápita-d	198	1050	436
SST	g/cápita-d	95	203	209
NH ₃ como N	g/cápita-d	7,8	41,2	17,2
N orgánico como N	g/cápita-d	5,5	29,1	12,1
NKT como N	g/cápita-d	13,3	70,4	29,3
P orgánico como P	g/cápita-d	1,23	6,5	2,7
P inorgánico como P	g/cápita-d	2,05	10,8	4,5
P total como P	g/cápita-d	3,28	17,3	7,2
Aceites y grasas	g/cápita-d	31	164	68

Fuente: Metcalf & Eddy Inc. (2011).

En el ámbito industrial los datos reportados tienden a variar debido a que en la industria los datos dependen de la cantidad de actividades que realice determinado proceso, ya que el nivel de contaminantes y los valores de los constituyentes fluctúan a tasa de cambio de manera exponencial a la medida que se agrega una actividad al proceso industrial, aun así, se logran tomar datos ponderados a dos actividades por proceso de acuerdo a la literatura.

El desarrollo y la previsión de los caudales son necesarios para determinar la capacidad de diseño, así como los requisitos hidráulicos del sistema de tratamiento. Las tasas de flujo deben desarrollarse tanto para el período inicial de operación como para el período futuro (diseño).

A menudo se pasa por alto la consideración de los caudales durante los primeros años de operación, y puede resultar un sobredimensionamiento del equipo y una operación ineficaz. En todo caso los valores de diseño para el ámbito industrial van directamente ligados con los valores a esperar en el proceso productivo ya que a mayor demanda de agua mayor cantidad de agua residual, esto es directamente proporcional al crecimiento de la empresa.

3.7.1 Parámetros de diseño de acuerdo con la literatura

Según datos de Cáceres (2016):

El reactor que describe el ingeniero Vidal Cáceres en su informe; Diseño de la planta de tratamiento de aguas residuales Industriales, no describe el tipo de reactor de la planta de tratamiento como tal, tampoco hace referencia a las ecuaciones ni el origen de estas. Al analizar el comportamiento de la planta de tratamiento de aguas residuales se puede deducir que el reactor es de tipo Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente (FAFA).

La Comisión Nacional del Agua (CONAGUA 2015) reporta que:

Los reactores anaerobios de crecimiento adherido con flujo ascendente se diferencian entre sí por el tipo de empaque usado y por el grado de expansión de la cama o lecho. En el reactor de cama empacada con flujo ascendente el empaque está fijo y el flujo del agua residual asciende por los espacios intersticiales entre el empaque y el crecimiento de biomasa. Generalmente no se recircula el efluente, excepto cuando se tratan aguas residuales con concentraciones altas.

El primer proceso empacado de flujo ascendente fue con material filtrante de roca, actualmente se utiliza una variedad de empaques sintéticos. Tanto el reactor anaerobio como el filtro rociador son procesos de óxido-reducción que se llevan a cabo por microorganismos que se encuentran adheridos a una superficie sólida; su diferencia es hidráulica, ya que el afluente, en el reactor tipo FAFA, es alimentado por la parte inferior del reactor y opera inundado. Aunque los reactores anaerobios pueden ser usados como la principal unidad de tratamiento, suelen utilizarse como una unidad de postratamiento (pulimento).

La principal limitación de los reactores anaerobios resulta de los riesgos de la obstrucción de la cama (taponamiento de los intersticios) y del relativo volumen, debido al espacio ocupado por el material inerte empacado. Los reactores anaerobios de lecho empacado de flujo ascendente a gran escala presentan la forma de tanques cilíndricos o rectangulares, con diámetros que van de 2 a 8 m y una altura de 3 a 13 m. El material de empaque puede estar en su entera profundidad o, por un diseño híbrido, sólo el 50% a 70% de la altura útil del reactor.

Los materiales de empaque más comunes son: el plástico corrugado transversal al flujo, los módulos tubulares (similares a los que se describen para procesos empacados aerobios), y los anillos plásticos. El área superficial específica del promedio del empaque es de $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$; de acuerdo con los resultados de investigación, no se observan mejoras en el rendimiento a densidades de empaque más altas.

Se utilizan velocidades bajas en el flujo ascendente para prevenir el lavado de la biomasa. Con el tiempo de operación, los sólidos y la biomasa acumulada en el empaque pueden causar taponamiento y corto circuito. En este punto, los sólidos deberán ser removidos por lavado y drenado del empaque. Las ventajas de un reactor tipo FAFA son: poder tratar altas cargas de DQO, volúmenes relativamente pequeños del reactor y una operación simple.

El propósito del medio de empaque es retener los sólidos dentro del reactor y ser depositario de cualquier película formada en su superficie o retener sólidos en sus intersticios o debajo de éste. Los principales propósitos de la capa de soporte son los siguientes: (1) Actuar como dispositivo para separar los sólidos de los gases, (2) Promover el flujo uniforme en el reactor, (3) Mejorar el contacto entre los componentes del agua residual y los sólidos biológicos contenidos en el reactor, (4) Permitir la acumulación de biomasa, con el consecuente incremento de tiempo de retención de sólidos, (5) Ser una barrera física para prevenir el lavado de sólidos en el sistema de tratamiento.

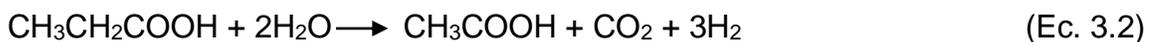
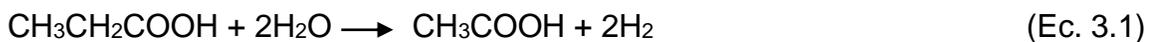
Pinto & Chernicharo (1996-1997) al respecto mencionan que:

Otra alternativa de empaque para reactores anaerobios es la escoria de hornos. El atascamiento del medio de empaque ha sido una de las principales preocupaciones de los diseñadores y usuarios de reactores anaerobios, problema que se presenta con más frecuencia en los reactores tipo FAFA que usan como material de empaque piedra y piedra triturada. Los reactores más modernos usan materiales plásticos como medio de empaque, y se reporta que no presentan problemas de taponamiento, utilizando una superficie específica baja y cercana a $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. (p.97)

En general, los tamaños de material para el reactor reportados como los de mejores resultados varían entre 2,5 y 7,5 cm, con tamaño uniforme desde la parte superior hasta el fondo, o posiblemente con una capa de 15 cm de material más grueso, inmediatamente por encima de los drenes subterráneos. Un material más fino en el cuerpo del lecho puede ocasionar obstrucciones, y un material más grueso puede arrojar un efluente de peor calidad.

En el proceso anaerobio se lleva a cabo una serie de procesos bioquímicos y microbiológicos mediante los cuales los compuestos orgánicos son convertidos a metano. Las estequiometrias de la fermentación y de las reacciones de oxidación anaerobia son extensas y complejas, y a menudo se basan en asociaciones microbianas para las reacciones que se producen. Los consorcios de microorganismos, principalmente bacterias, están involucrados en la transformación de compuestos orgánicos complejos de alto peso molecular en metano. Aunque puede haber algunos hongos y protozoos en los procesos anaerobios.

Hay una relación simbiótica entre las bacterias acetogénicas y las metanogénicas. Las metanogénicas coadyuvan a la baja tensión de hidrógeno requerida por las bacterias acetogénicas. El etanol, el ácido propiónico y el ácido butírico son convertidos en ácido acético por bacterias acetogénicas, de acuerdo con las siguientes ecuaciones:



Las bacterias acetogénicas crecen mucho más rápido que las bacterias metanogénicas. El primer grupo tiene una $\mu_{\text{máx}}$ de aproximadamente 1h^{-1} , mientras que la $\mu_{\text{máx}}$ es de alrededor de $0,04\text{h}^{-1}$ para el segundo grupo. El grupo de microorganismos metanógenos está compuesto de bacterias gram-positivas y gram-negativas, con una amplia variedad de formas. Los microorganismos crecen lentamente en aguas residuales; su tiempo de generación va de 3 días, a 35°C , a 50 días, a 10°C .



El “Manual De Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento”, Tomo numero 29; Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente, Comisión Nacional Del Agua (CONAGUA, 2015) describe que:

El hidrógeno utilizado por los metanógenos ayuda a mantener los muy bajos niveles de presiones parciales necesarios para la conversión de ácidos volátiles y alcoholes en acetato (Bitton, 2005). Metanógenos acetotróficos, también llamadas bacterias acetoclásticas o bacterias divisoras de acetato. Convierten acetato en metano y dióxido de carbono. Estas bacterias crecen mucho más lentamente (tiempo de generación = pocos días) que las bacterias formadoras de ácido (tiempo de generación = pocas horas).

Este grupo comprende dos géneros principales: *metanosarcina* y *methanothrix*. Cerca de dos terceras partes de metano se deriva de la conversión de acetato por metanógenos acetotróficos. La otra tercera parte es el resultado de la reducción de dióxido por hidrógeno.



El buen funcionamiento del proceso anaerobio puede ser afectado por características del agua residual, como el contenido de compuestos tóxicos, la concentración de materia orgánica, la temperatura, el pH, los nutrientes, entre otros. En los reactores tipo FAFA se ha observado que al impedir que las bacterias retenidas en el medio filtrante escapen por el efluente, se presenta un tiempo de residencia celular (edad del lodo) cercano a los 100 días. Este largo tiempo de permanencia celular se logra con tiempos cortos de residencia hidráulica.

En plantas de tratamiento de aguas residuales, el proceso anaerobio se lleva a cabo en el intervalo mesofílico de temperaturas de 25 a 40°C con una temperatura óptima de aproximadamente 35°C. El proceso termofílico opera en un intervalo de 50 a 65 °C (Bitton, 2005). La actividad metabólica de la población de los microorganismos, la tasa de transferencia de gases y las características de sedimentación de los sólidos biológicos varían con respecto a la temperatura de operación del proceso.

En reactores anaerobios de crecimiento suspendido y empacado, operando a bajas temperaturas (10°C-20°C), las tasas de reacción son más lentas, por lo que a temperaturas bajas se requiere mayor tiempo de retención de sólidos y aplicación de cargas orgánicas más bajas.

De acuerdo con Rittmann (2011), el pH deseado en el tratamiento anaerobio oscila entre 6,6 y 7,6; valores fuera de este intervalo pueden afectar el proceso. Generalmente, el mayor problema es mantener el pH encima de 6,6, porque los ácidos producidos durante el arranque, sobrecarga u otro desequilibrio pueden causar una rápida caída del pH, lo cual inhibe la producción de metano. A pH menor a 6, es posible que, por el efecto de una cantidad elevada de ácidos grasos volátiles acumulados en el reactor, las bacterias formadoras de metano se inhiben. A valores de pH por encima de 8, se generan iones tóxicos para el proceso.

La alcalinidad total debe estar presente en suficiente cantidad (2 000 a 5 000 mg/L de CaCO₃) para que se logre reducir el efecto de la producción de acidez en el reactor, provocada por la concentración de ácidos grasos volátiles o por el contenido de dióxido de carbono. El principal consumidor de alcalinidad es el CO₂ (Metcalf & Eddy, Inc., 2011). El dióxido de carbono es producido en las fases de fermentación y metanogénesis. Para incrementar la alcalinidad en el proceso se puede añadir bicarbonato de sodio, cal o carbonato de sodio. Un intervalo aceptable de alcalinidad se encuentra entre 1 500 y 5 000 mg/L.

3.7.2 Criterios del reactor anaerobio

- El nivel del agua debe cubrir el medio filtrante al menos en 0,3 m para garantizar un régimen de flujo uniforme.
- El reactor ideal debe tener una superficie amplia para que las bacterias crezcan, con poros lo suficientemente grandes para evitar atascos. La superficie garantiza un mayor contacto entre la materia orgánica y la biomasa adjunta que la degrada. Idealmente, el material debe proporcionar entre 90 y 300 m² de superficie por cada metro cúbico de volumen de reactor ocupado.
- La conexión entre las cámaras puede diseñarse con tubos verticales o deflectores. La accesibilidad a todas las cámaras (a través de puertos de acceso) es necesaria para el mantenimiento.
- Se deben garantizar bajas velocidades en los compartimientos de digestión y sedimentación para retener la biomasa en el sistema (área superficial para asegurar esas velocidades).

- Entre las formas más comunes de diseñar un reactor son circulares o rectangulares, con áreas superficiales uniformes o variables.
- Los medios de soporte deben promover la uniformización del flujo en el reactor, mejorar el contacto entre el líquido afluyente y los sólidos biológicos en el reactor, permite acumulación de gran cantidad de biomasa ($> \theta_c$) y actuar como barrera física evitando la salida de sólidos con el efluente (Tabla 3.3).

Tabla 3.3: Medio de soporte.

Requisito	Objetivo
Estructuralmente resistente	Soportar peso propio + sólidos biológicos
Biológica y químicamente inerte	Que no haya reacciones e/lecho y microorganismos
Alta área específica	Adherencia de $>$ cantidad de sólidos biológicos
Elevada porosidad	Reducir posibilidad de colmatación
Forma no achatada o lisa	Garantizar porosidad elevada
Bajo costo	Viabilizar el proceso (económico)

Fuente: García, 2019.

- Entre los tipos de materiales utilizados como medio de soporte se utiliza cuarzo, granito, bloques de cerámica o PVC, esferas de polietileno, bambú, gravas, rocas o ladrillos machacados, ceniza, piedra pómez, o piezas de plástico especiales, dependiendo de la disponibilidad local. Estos deben tener una granulometría uniforme con diámetros de 4-7 cm.
- Carga orgánica, esta se limita a un valor máximo de 16 Kg DQO/m³-d, pero en general se trabaja no superando los 12 Kg DQO/m³-d.
- La velocidad superficial se limita a valores inferiores de 1,0 m/h de modo para evitar el arrastre de sólidos con el efluente.

Distribución del afluente

Es necesario que haya una distribución uniforme del agua residual en el fondo del reactor (10-20 cm) para que haya un mayor tiempo de contacto del agua con el lecho de lodo donde están contenidos los microorganismos. Esto se logra mediante una serie de tubos, donde cada uno cubre un área de 1 a 2 m² del fondo del tanque.

Carga Orgánica

$$COV = \frac{Q \times S_0}{V} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

Dónde:

COV es la carga orgánica volumétrica en (Kg DBO/m³).

Q es el caudal de entrada (m³/d).

S₀ es la DQO del afluente (Kg/m³).

V es el volumen útil del reactor o el del medio filtrante (m³).

Área del reactor

$$A = a \times L \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Dónde:

A es el área del reactor en m².

a es el ancho del reactor en m.

L es el largo del reactor en m.

Tiempo de retención hidráulica

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Dónde:

TRH es el tiempo de retención hidráulica (d) (Tabla 3.4).

V es el volumen útil del reactor (m³).

Q es el caudal diario (m³/d).

Tabla 3.4: Tiempo de residencia hidráulica recomendado para un reactor anaerobio.

Temperatura del Agua Residual (°C)	TRH (h)	
	Promedio Diario	Mínimo
16 – 19	10 – 14	7 – 9
22 – 26	7 – 9	4 – 5
26	6 – 8	

Fuente: CONAGUA, 2015.

Producción de metano.

Se conoce la cantidad de metano generado a partir de la DQO de entrada. La porción de DQO convertida en gas metano puede ser determinado a partir de la siguiente ecuación:

$$DQO_{CH_4} = Q(S_o - S) - Y_{obs}QS_o \quad (\text{Ec. 3.9})$$

Dónde:

DQO_{CH_4} es la carga de DQO convertida a metano (kg DQO_{CH_4} /d).

Q es el caudal promedio en el afluente (m^3/h).

S_o es la concentración de DQO en el afluente (kg DQO/m^3).

S es la concentración de DQO en el efluente (kg DQO/m^3).

Y_{obs} es el coeficiente de producción de sólidos en el sistema, en términos de DQO (0,11-0,23 Kg DQO_{lodo}/Kg $DQO_{aplicada}$).

La producción volumétrica de metano se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

Dónde:

Q_{CH_4} es la producción de metano volumétrico.

K(t) es el factor de corrección dependiendo de la temperatura de operación del reactor (kg DQO/m^3). Este se determina en la siguiente ecuación.

$$K(t) = \frac{PK_{DQO}}{R(273+T)} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Dónde:

P es la presión atmosférica (1 atm).

K_{DQO} es la DQO correspondiente a un mol de CH_4 (64g DQO/mol).

R es la constante del gas (0,08206 atm L/mol K).

T es la temperatura de operación del reactor ($^{\circ}\text{C}$).

Producción de lodos

$$P_l = Y DQO_{\text{Aplicada}} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Dónde:

P_l es la Producción de sólidos en el sistema (kg SST/d).

Y es el Rendimiento o coeficiente de producción de sólidos (Kg SST/Kg DQO_{aplicada}). Los valores varían entre 0,1 y 0,20.

DQO_{aplicada} es la carga de DQO aplicada al sistema (Kg DQO/d).

Los criterios de diseño para reactores anaerobios y sus intervalos de valores se muestran en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5: Criterios de diseño para reactores anaerobios.

Criterio	Parámetro	Intervalo de Valores
Altura	Reactor	3,0-6,0 m
	Compartimiento del sedimentador	1,5-2,0 m
	Comportamiento del digestor	2,5 -3,5 m
Remoción de DQO esperada	Remoción esperada para agua residual diluida	60-70%
	Remoción esperada para agua residual concentrada	80-90%
Colector de biogás	Tasa de liberación mínima de biogás	1 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-h}$
	Tasa de liberación máxima de biogás	3,0-5,0
	Concentración de metano en el biogás (%)	70-80
Colector del efluente	Inmersión del deflector de nata en el perforado de turbos de recolección	0,2-0,3
	Número de vertedores triangulares	1-2 unidades/ m^2 del reactor

Producción y muestreo del lodo	Rendimiento de la producción de sólidos	0,1-0,2 Kg SST/Kg DQO _{aplicada}
	Rendimiento de la producción de sólidos en términos de DQO	0,11-0,23 Kg DQO lodo/Kg DQO _{aplicada}
	Concentración de sólidos esperado en el exceso de lodos	2%-5%
	Densidad del lodo	1 020-1 040 Kg/m ³
	Diámetro de las tuberías de descarga del lodo	100-150 mm
	Diámetro de las tuberías de muestreo del lodo	25-50 mm

Fuente: CONAGUA, 2015.

3.8 Operación y Mantenimiento

Los aspectos que influyen en la operación de los procesos anaerobios son el pH, cuyo rango aceptable de trabajo se encuentra entre 6,5 a 7,5, es decir un medio prácticamente neutro apto para las bacterias metanogénicas. La relación carbono-nitrógeno (C/N), pues la calidad y cantidad del biogás producido dependerá de la composición del desecho utilizado. El carbono y el nitrógeno son fuentes principales de alimentación de las bacterias formadoras de metano. La relación óptima de estos elementos en la materia prima debe ser aproximadamente de C/N = 30 (Montes, et.al., 2009).

- Nivel de carga: se calcula como la materia seca total (MS) o materia orgánica que es cargada diariamente por metro cúbico de volumen de digestor. Según los requerimientos operacionales el contenido de MS no debe exceder el 10% en la mayoría de los casos (Montes, et.al., 2009).
- Temperatura: se considera uno de los parámetros más importantes, dado que la misma establece el tiempo de retención, el tamaño del reactor, la producción de biogás y determina los niveles de reacción química y biológica (Groppelli, Giampaoli, 2001).
- El proceso se lleva a cabo satisfactoriamente en dos rangos bien definidos, entre 10 °C a 37°C, para la flora de bacterias mesofílicas, y entre 55°C a 60°C para el rango termofílico. Para que las bacterias trabajen en forma óptima, se requiere mantener la temperatura lo más constante posible (Groppelli, Giampaoli, 2001).

- Capacidad Buffer: En los procesos anaerobios es necesaria la adición de alcalinidad para la estabilización de pH en las reacciones de los procesos biológicos, basadas en el porcentaje de CO₂ en la fase gaseosa (Metcalf & Eddy, 2011):

Alcalinidad diaria necesaria en kg/d de CaCO₃ = (Alcalinidad Requerida – Alcalinidad Medida del Sistema [mg/L CaCO₃]) * Caudal [m³/d] * Factor de conversión [kg/g]

La operación de los reactores anaerobios es muy variable según su cumplimiento en el tipo de crecimiento microbiano ya que pueden ser; lecho fijo (forman biopelículas), crecimiento libre o suspendido. En los de lecho fijo la biomasa está constituida por bacterias formando una película sobre un soporte inerte, mientras que los suspendidos dependen de que los microorganismos formen gránulos o flóculos en el reactor. Las bacterias que crecen en suspensión deben de formar estructuras que les permitan permanecer en el reactor y no ser lavadas con el efluente, y la eficiencia del proceso depende en buena parte de la capacidad del inóculo (lodos/residuos) para formarlas.

En el mantenimiento el operador debe revisar diariamente que las tuberías de entrada al reactor y sus filtros no estén obstruidas por algún cuerpo extraño como plástico, madera o basuras. En caso de encontrar algún objeto debe proceder a retirarlo con una pala curva o con un rastrillo. El Operador lavará, la superficie del reactor y filtros una vez a la semana como mínimo con la misma agua tratada a presión.

El reactor se purgará cuando se encuentre saturado, esto lo indicará la excesiva salida de lodos en el área de efluentes. La purga consistirá en la extracción de lodos del registro del reactor tipo FAFA mediante una bomba especializada para lodos o un equipo Vactor, esta purga se realizará aproximadamente tres años después de la fecha de arranque. El lodo generado podrá ser succionado (bombeado) dejando un residuo de unos 0,15 a 0,20 m, ya que esta capa contendrá suficientes bacterias para iniciar una nueva colonia digestora (Escalante, et. Al, 2000).

Un reactor anaerobio requiere un periodo de puesta en marcha de seis a nueve meses para llegar a la capacidad de tratamiento total, ya que la biomasa anaerobia de crecimiento lento primero debe establecerse en el medio filtrante. Para reducir el tiempo inicial, el reactor puede ser inoculado con bacterias

anaerobias; por ejemplo, mediante la aspersión de lodos de la fosa séptica en el material del reactor, el flujo aumentará con el tiempo.

Debido a su delicado equilibrio biológico de funcionamiento, se debe tener cuidado de no descargar productos químicos fuertes en el reactor. Los niveles de espuma y lodo deben ser monitoreados para garantizar que el tanque esté funcionando bien. Con el tiempo, los sólidos obstruirán los poros del reactor. De la misma forma, la creciente masa bacteriana se espesará demasiado, se quebrará y llegará a obstruir los poros.

El reactor debe limpiarse cuando reduzca su eficiencia. Esto se logra poniendo el sistema en reversa (retrolavado) o al remover y limpiar el material del medio filtrante. Los tanques de reactores anaerobios deben revisarse periódicamente para garantizar que sigan siendo impermeables (Tilley, Ulrich, Lüthi, Reymond, Schertenleib, & Zurbrügg, 2018).

3.9 Evaluación de los Beneficios Ambientales, Técnicos, y Económicos

A inicios de los setentas hasta los ochentas, las aguas residuales y sus tratamientos tenían como objetivo primario el impacto ambiental ya que los procesos consistían en la reducción de la demanda biológica de oxígeno, sólidos suspendidos totales y los patógenos. Remover nutrientes como el nitrógeno y los fosfatos, también empezó a ser tema de conversación, particularmente en algunas de los llamados lagos en interiores, así como en algunas proximidades de bahías tal como Chesapeake Bay y Long Island Sound.

Ambos programas tenían como principal objetivo alcanzar una manera efectiva y reproducible para tratamientos de agua residual que lograrán mejorar la calidad de la superficie de las aguas, programas basados por partes (1) Elevar el entendimiento de la población de los efectos medioambientales causados por la descarga de aguas residuales; (2) Una precesión adversa a largo tiempo de los efectos causados por la depuración de constituyentes específicos de las aguas residuales y (3) El desarrollo nivel nacional para la protección del medio ambiente como resultado de estos programas.

El principal aporte ambiental que ha traído los tratamientos de agua residual es que a medida que los procesos fueron evolucionando, diferentes pruebas para el diagnóstico y prevención de componentes o constituyentes químicos que antes ni siquiera se monitoreaban, hoy se analizan de forma rutinaria como es el caso

de: n-nitrodimetilamina (ndma), y el metil tres butil éter (MTBE). Compuestos químicos que forman parte de aditivos altamente solubles provenientes de la gasolina, sustancias que, al activarse también reacción con plaguicidas, compuestos químicos industriales y compuestos fenoles.

En el aspecto económico hablar de tratamientos de agua residual es muy ambiguo, puesto que el impacto económico que se genera es de carácter potencial. Si una empresa tiene una planta de tratamiento de aguas residuales ésta puede originar subproductos aprovechables que pueden ser reutilizados como es el caso del metano como fuente de energía, también se bajarán los costos del servicio hídrico, ya que el agua saliente tratada puede ser utilizada para riego y para lavado (no de alimentos) Lo cual en el caso industrial son dos de las mayores fuentes de consumo.

Las plantas de tratamiento de aguas residuales también generan biomasa, la cual ha demostrado ser un excelente fertilizante sin aditivos químicos, puesto que el proceso es de carácter biológico (bacteriano).

Dicho esto, los beneficios que trae una planta de tratamiento de aguas residuales para una industria no sólo mejoran el aspecto financiero, sino que a su vez impacta de manera directa a la sociedad, una industria al invertir en un tratamiento y no tirar sus aguas residuales sin tratamiento, disminuye el riesgo de contaminación del sitio de vertido y como consecuencia la población aledaña no ve afectada su calidad de vida.

La comparación de costos-beneficio de los sistemas de tratamiento de aguas residuales son muy específicos, ya que los mismos subproductos y la calidad de agua tratada van en dependencia de la caracterización del agua residual y la línea de tratamiento que la empresa decide establecer, consecuentemente el aprovechamiento es variante.

4 DESCRIPCION DE LA EMPRESA KOLA SHALER Y DEL SISTEMA ANAEROBIO

Como estaba descrito en la página web de la empresa: “Kola Shaler cuenta con más de 100 años de ser la bebida que refresca y llena de tradición a los nicaragüenses. Nuestros años de experiencia en el mercado certifican la calidad y excelencia de todos nuestros productos y procesos.”

Kola Shaler S.A. es una empresa dedicada a la fabricación de bebidas para el consumo humano, con énfasis en bebidas gaseosas con más de un siglo de prestigio y con reconocimiento de marca en el mercado nacional, enfocada a satisfacer las necesidades de sus clientes y consumidores, mediante la entrega de productos de calidad y con un servicio personalizado.

Las instalaciones de la empresa tienen un área equivalente a 8 675,50 m², un terreno relativamente plano sin muchas variantes de nivel, ubicada en el Kilómetro 2 carretera hacia Sabana Grande (Figuras 4.1 y 4.2).



Figura 4.1: Macro localización de la Empresa Kola Shaler.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

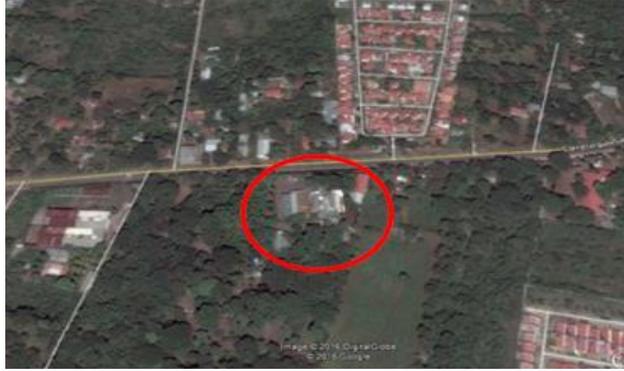


Figura 4.2: Micro localización de la Empresa Kola Shaler.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

Independientemente del tipo de bebida a elaborar, las siguientes etapas son comunes en el proceso productivo.

Preparación de jarabe

Una vez que la planta de producción cumple con los requerimientos de higiene e inocuidad y se encuentra en condiciones de preparar el jarabe, se procede de la siguiente forma:

- a. Se realiza requisición de materia prima, en donde el responsable de sala de jarabe o el auxiliar de sala de jarabe verifican que tanto la materia prima como el despacho de la misma cumpla con las condiciones y requerimientos que exigen las buenas prácticas de manufactura.
- b. La materia prima es transportada desde bodega de materia prima hasta sala de jarabe por el responsable de sala de jarabe o por el auxiliar de sala de jarabe.
- c. En el caso de la materia prima azúcar, los auxiliares de bodega asignados por el responsable de almacén garantizan el azúcar sobre los polines, conteniendo cada polín 19 quintales de la misma. Estos polines pasan a ser transportados con el montacargas hasta la tarima de preparación de jarabe en planta de producción

Toma de agua para preparación

- a. El responsable de sala de jarabe confirma con el responsable de tratamiento de agua si el agua cumple los parámetros requeridos para proceder a ser utilizada en la preparación del jarabe.
- b. Cuando el agua cuenta con las condiciones correctas para la preparación de bebida, el operador de sala de jarabe o el auxiliar garantizan la cantidad de agua a utilizar en el tanque de preparación del producto.
- c. Con el agitador en movimiento en el tanque de preparación conteniendo agua, el responsable de sala de jarabe y el auxiliar descargan los preservantes, acidulantes y el azúcar, este último se descarga por bandeja de descarga hasta el tanque de preparación dándole a esta actividad un tiempo de 40 minutos; posteriormente, se procede a dar lectura del brix del jarabe simple el cual se encuentra entre un rango de 58 – 60.
- d. Teniendo el brix entre los parámetros requeridos se procede a agregar esencia y caramulina, esta aplicación dura 10 minutos y se realiza con el agitador siempre en movimiento.
- e. Se verifica el color de la bebida según parámetros de muestra, para esto se realiza una comparación de la muestra actual, con dos muestras patrones almacenadas en el laboratorio de calidad y una vez comprobado el color adecuado se procede a filtrar la bebida hasta el tanque de almacenamiento.
- f. El responsable de calidad, el coordinador de producción y mantenimiento o el supervisor de producción y el operador de sala de jarabe proceden a firmar el formato de control para liberar el jarabe que luego será embotellado.

Embotellado

El coordinador de producción y mantenimiento o el supervisor de producción solicitan todos los materiales necesarios para el embotellado de la bebida: tapones, envases, plástico termo encogible, entre otros. Esto al igual que la materia prima se solicita por medio del formato de solicitud de requisición de materiales, basados en la orden de producción generada desde el sistema visual k. Todos estos materiales son entregados por los auxiliares de bodega asignados por el responsable de almacén, una vez que se reciben los materiales se procede a firmar en formato de requisición de materiales por las partes involucradas.

- a. El operador del carbocooler realiza en arranque en el compresor dejando cargar las presiones durante 20 minutos con la finalidad de circular el refrigerante en las redes. Este tiempo de 20 minutos permite que auxiliares alimenten de envase la mesa de acumulación, haciendo circular el envase hasta el enjuagador rinser, el envase ya enjuagado será transportado hasta la máquina de llenado (Llenadora Meyer).
- b. El operador de la llenadora y el operador del carbocooler en conjunto trabajan para sincronizar las presiones del tazón de la llenadora y las presiones del carbonatado, esto permite un arranque eficiente.
- c. Una vez llenas las primeras botellas, son analizadas en el laboratorio por el responsable de calidad donde se evalúan parámetros de brix, CO₂, y pruebas organolépticas (sabor, color y olor).
- d. El producto que sale de la llenadora pasa por el roscador donde son enroscadas con tapón pet, este proceso es controlado por proceso de control de calidad realizando pruebas cada treinta minutos de las ocho muestras que corresponden a los ocho cabezales del equipo roscador, con el objetivo de supervisar el cumplimiento del parámetro de torque.
- e. El producto embotellado pasa por el lente de observación, donde el auxiliar rota cada treinta minutos, el auxiliar mediante una pantalla iluminada inspecciona parámetros de llenado, envase sin defecto, calidad del roscado y que el producto no presente cuerpos extraños. El auxiliar debe anotarse en un formato de rotación del lente de observación.

Codificado (trazabilidad): en este punto se le imprime a la superficie del tapón el lote de producción y fecha de vencimiento del producto. Seguidamente las botellas pasan por el empaquetado donde se forman paquetes con plástico termoencogible que se expone a temperaturas altas para formar los paquetes finales.

Producción de bebida de sabores Kolitas

El asistente de producción y mantenimiento por medio del sistema visual k realiza la orden de producción para elaborar el jarabe de Kolita para solicitar los materiales a utilizar en el llenado y empaquetado de la bebida

- a. El coordinador de producción y mantenimiento o el supervisor de producción por medio del formato de requisición de materiales solicitan a bodega la materia prima para la producción de jarabe y los materiales requeridos para el empaque del producto.
- b. Una vez que el operador de la prepac garantiza las condiciones de inocuidad y ha realizado el lavado y desinfección del equipo debe dejar evidencia de esto en el control de operaciones para maquina prepac, este documento debe estar firmado por el coordinador de producción y mantenimiento o por el supervisor de producción.
- c. El producto pasa a ser llenado y empacado en bolsas plásticas 14" x 24" conteniendo 33 unidades cada bolsa, tres bolsas de 33 unidades por cajilla.
- d. Al finalizar la producción el operador del equipo prepac debe enjuagar y desinfectar la máquina, el producto terminado es transportado hasta bodega por el montacarga.
- e. La producción final es entregada por el coordinador de producción y mantenimiento o por el supervisor de producción mediante un formato de recibo de productos elaborados, el producto final es recibido por el responsable de bodega o por el asistente de bodega.

Cáceres (2016) comenta:

En el aspecto de manejo de aguas residuales, Kola Shaler S.A. trae una línea de proceso para la producción de gaseosas la cual es conducida por medio de tuberías hacia un pozo húmedo y luego es aplicado acciones de bombeo a dos pilas de sedimentación donde se retiene una importante fracción de sólidos sedimentables. Posteriormente las aguas se utilizan para riego de zonas verdes que son parte de la empresa también.

4.1 Etapas del Proceso de Tratamiento de la PTAR de la Empresa Kola Shaler Industrial S.A

El agua residual que produce Kola Shaler S.A. es generada por dos procesos macro (1) La fabricación de bebidas, (2) Lavados de pisos y equipos que se utilizan para la parte del envasado. La caracterización de las aguas realizada en un estudio de la empresa en el año 2016 muestra que el agua residual de la empresa posee un índice óptimo de biodegradabilidad, esto es un indicativo para la aplicación de procesos biológicos para el tratamiento de estas aguas.

Para Cáceres (2016):

La planta de tratamiento de agua residual que utiliza la Kola Shaler S.A. consiste en una etapa anaerobia, conformada por un tanque de hidrolisis (suplementa la función de homogenización de flujo en varga y caudal), un reactor tipo Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente (FAFA), un filtro descendente, finalizando así con una etapa facultativa compuesta por dos biofiltros de flujo horizontal en paralelo y como obra de apoyo para el manejo de los residuos sólidos se cuenta con una pila de secado de lodos. Este fue el diseño propuesto y aplicado por el Ing. Vidal Cáceres en su informe “Diseño de la planta de tratamiento de aguas residuales Industriales”.

El proceso de la planta de tratamiento de aguas residuales comienza con la estación de bombeo (Figura 4.3) que por de acuerdo al diseño a como se mostrara a continuación, es considera una “etapa previa” pero esta denominación no es correcta, ya que no hay ningún proceso químico o biológico ocurriendo en la etapa.

Una vez el agua llega a la pila de Hidrolisis el tipo de tratamiento que reciben es enzimático, ya que los compuestos de elevado peso molecular son transformados en compuestos que puedan ser fuente energética y de carbono celular. En dicha etapa también es fundamental la acción de homogenización de las aguas residuales ya que dependiendo el momento del día estas cuentan con diferentes valores de contaminantes.

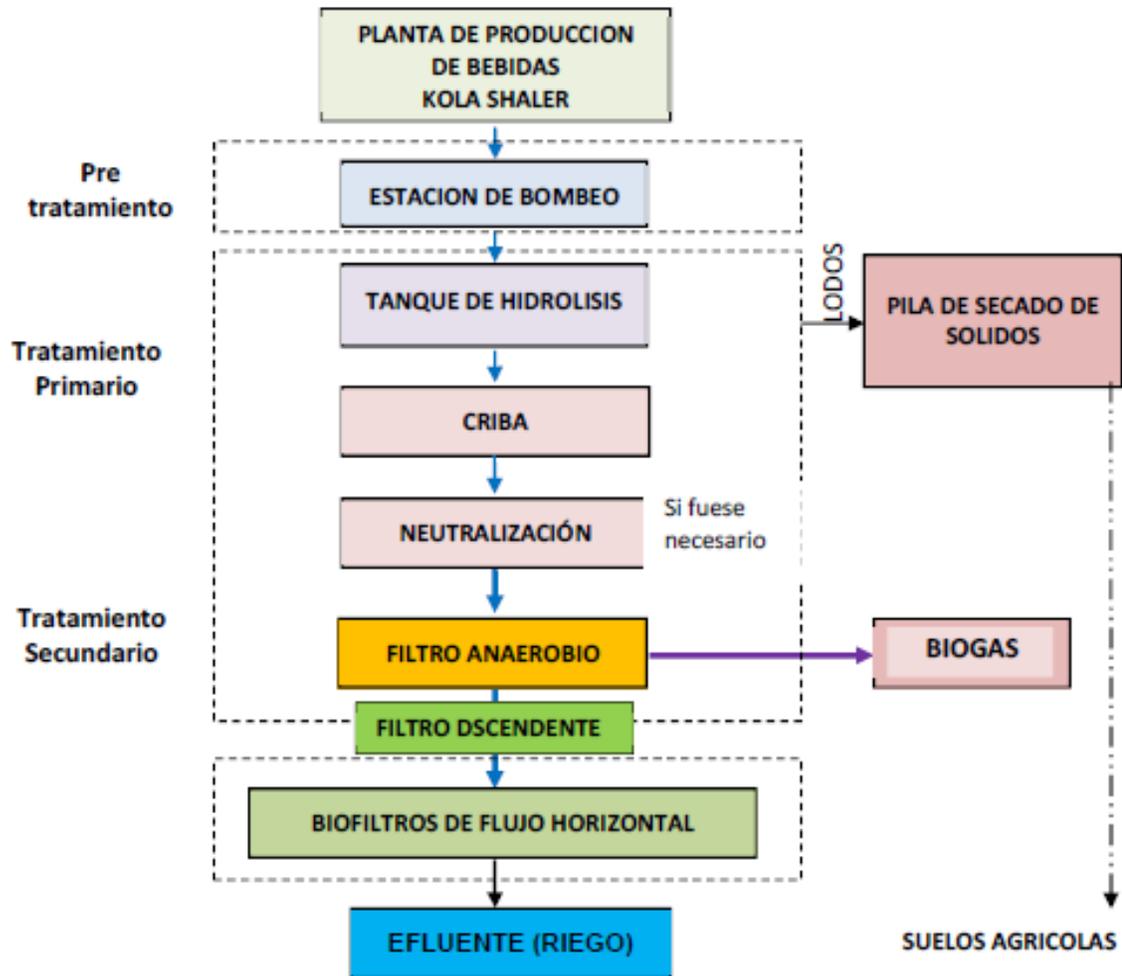


Figura 4.3: Tren de tratamiento de las aguas residuales de la empresa Kola Shaler.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

a. Estación de bombeo

Toda agua recolectada proveniente de la producción de las bebidas carbonatadas es conducida a partir de un tubo PVC hacia a un pozo húmedo destinado al almacenamiento de todas las descargas provenientes de la planta para luego ser enviada a partir de un sistema de bombeo (Figura 4.4) a la etapa principal del tratamiento, la cual empieza con la pila de Hidrólisis.



Figura 4.4: Estación de bombeo.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

b. Pila de hidrólisis y homogenización

La hidrólisis es necesaria debido a la dificultad con la que es procesada la materia orgánica polimérica por los microorganismos, es necesario que estos se hidrolicen a compuestos solubles, que puedan atravesar la membrana celular. La hidrólisis de estos materiales orgánicos complejos es llevada a cabo por enzimas extracelulares excretadas por las bacterias fermentativas, celulosa, amilasa, lipasa o proteasa, excretadas por las bacterias facultativas. La materia orgánica puede contener los tres tipos básicos de macromoléculas: carbohidratos, proteínas y lípidos (Gama, Adam, Martínez & Laguna, 2011).

La etapa hidrolítica puede ser la etapa limitante de la velocidad del proceso global, sobre todo tratando residuos con alto contenido en sólidos (Gama, Adam, Martínez & Laguna, 2011). Además, esta pila sirve como pila de igualación (homogeneización) de las aguas residuales, en vista de que éstas se generan durante el día en flujo y carga contaminante variables.

Asimismo, por el alto tiempo de retención, esta unidad funciona como sedimentador y separador de grasas y aceites, contribuyendo en gran medida a la reducción de la carga contaminante.



Figura 4.5: Pila de hidrólisis.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

c. Criba

Las aguas residuales procedentes de la pila de hidrólisis pasan a través de una criba de acero inoxidable (Figura 4.6), cuya función es retener sólidos que puedan obstruir el lecho filtrante del digestor anaerobio. Esta criba se limpia una o dos veces al día con agua a presión para eliminar los sólidos acumulados. En la construcción, se modificó esta etapa y se adosó una placa perforada a la tubería.



Figura 4.6: Criba.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016

d. Neutralización

Cuando se tiene un alto valor del pH en las aguas residuales producto de la adición de soda caustica, se hace necesaria una etapa inicial de neutralización mediante la adición de un ácido que lo reduzca a valores próximos a siete con el objetivo de facilitar las transformaciones que se llevan a cabo en la entrada al reactor tipo FAFA.



Figura 4.7: Neutralización.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

e. Reactor tipo FAFA

Las aguas residuales pretratadas provenientes de la neutralización son enviadas a un reactor tipo FAFA (Figura 4.8), donde continúa su proceso de tratamiento. La digestión anaerobia implica la descomposición de materia orgánica en ausencia de oxígeno.



Figura 4.8: Reactor tipo FAFA.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

También la etapa de digestión anaerobia produce lodos de carácter residual, estos lodos al ser provenientes de un proceso biológico Kola Shaler S.A los utiliza como abono para el mejoramiento de suelos.

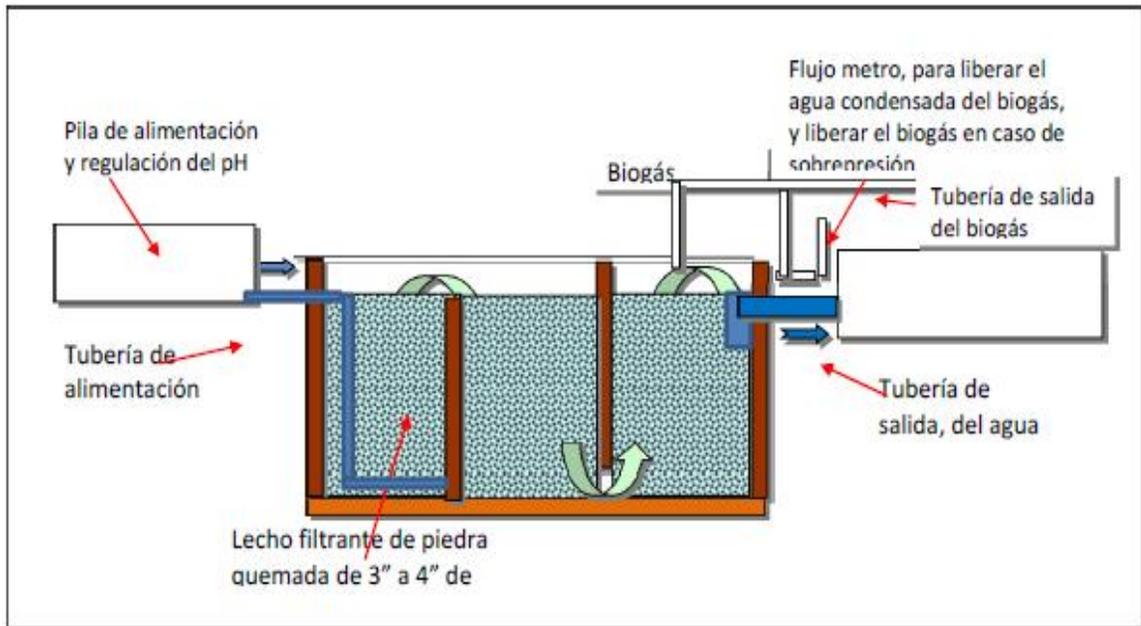


Figura 4.9: Reactor tipo FFA de la empresa Kola Shaler.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

De acuerdo al informe de diseño para la planta de tratamiento de agua residual de la empresa, elaborado por el ingeniero Vidal Cáceres (2016); el tiempo de residencia dentro del reactor será de un día, el cual consta de tres cámaras que juntas, incluyendo las dos paredes que las separan tienen un espacio total de 3,0 m de ancho y 5,5 m de largo, con una profundidad efectiva de 2,5 m.

La primera cámara del reactor no cuenta con ningún tipo de relleno de acuerdo al informe, solo sirve para la recepción del agua. Las otras dos que le siguen están compuestas por un "relleno" de piedra volcánica quemada con una porosidad del 60%.

Calculo del filtro de flujo descendente:

Datos básicos			
Caudal de diseño	"Qd"	20,00	m ³ /día
Caudal de diseño P/ un filtro descendente	"Qd"	20,00	m ³ /día
Concentración de materia orgánica (DQO)	"C _{DQO} "	1.581,16	mg/l
Concentración de materia orgánica (DBO ₅)	"C _{DBO} "	653,32	mg/l
Concentración de materia orgánica (S.Sup.)	"SS"	5,00	mg/l
Concentración de materia orgánica (G. A.)	"Ga"	1,96	mg/l
Remoción de DBO ₅	R _{DBO}	40,00%	
Remoción de DQO	R _{DQO}	40,00%	
Remoción de S. Sup.	R _{S.Sup.}	70,00%	
Remoción de G. A.	"R _{GA} "	70,00%	
Concentración subordinaria de DBO ₅	C	3,00	mg/l
Constante específica de la biodegradación	kt	0,85	-
Ancho del filtro	B	3,00	m
Profundidad del Filtro	H	1,20	m
Porosidad del lecho filtrante	p	60,00%	
Dimensionamiento			
Area del filtro	A	12,06	m ²
Longitud	L	4,02	m
Asumido	L	4	m
Volumen útil	V _u	20,00	m ³
Volumen ocupado por el lecho filtrante	V _l	8,00	m ³
Altura del filtro	H	1,39	m
Asumiendo altura útil	H _u	1,39	m
Altura total del filtro	H _t	1,2	m
Volumen total del lecho filtrante	V _{LF}	16,8	m ³
Remoción de la carga contaminante			
Concentración de DQO en la salida	"C _{S_{DQO}} "	948,70	mg/l
Concentración de DBO ₅ en la salida	"C _{S_{DBO}} "	391,99	mg/l
Concentración de S. Sup. en la salida	"C _{S_{SS}} "	1,50	mg/l
Concentración de G. A. en la salida	"C _{S_{GA}} "	0,59	mg/l

Se construirán una unidad de 4 m de largo, 1.2 de altura y 3 m de ancho, con un relleno de 1.1 m de altura, por lo que se necesitarán 17.00 m³ de lecho filtrante

Figura 4.10: Variables de diseño propuestas.

Fuente: "Diseño de la planta de tratamiento de aguas residuales Industriales" (2016).

Acidogénesis

Las moléculas orgánicas solubles son fermentadas por varios organismos fermentativos formando compuestos que pueden ser utilizados directamente por los microorganismos metanogénicos (acético, fórmico, H₂) y compuestos orgánicos más reducidos (láctico, etanol, propiónico, butírico) que tienen que ser oxidados por bacterias acetogénicas a sustratos que puedan utilizar los metanógenos.

Las proporciones entre los productos de la fermentación varían en función del consumo de H₂ por parte de los microorganismos que utilizan hidrógeno cuando el H₂ es eliminado de forma eficiente las bacterias fermentativas no producen compuestos reducidos como el etanol, favoreciendo a la producción de H₂ y la liberación de energía química en forma de ATP (Gama, et. al. 2011). El ATP es conocido como adenosín trifosfato, principal fuente de energía que utilizan las células para realizar sus actividades (Gabinete de Botánica del CNBA, s.f).

La fermentación de azúcares se realiza por diversos tipos de microorganismos, siguiendo diferentes rutas metabólicas, en función del organismo responsable, y obteniendo productos finales diferentes. Los principales microorganismos son los que producen ácido butírico o butanol, básicamente del género *clostridium* que convierten la glucosa y algunos aminoácidos en ácido butírico y acético, CO₂ e H₂.

La glucosa se convierte en piruvato mediante la ruta Embden-Meyerhof, y el piruvato se desdobla a Acetil-CoA y CO₂. El Acetil-CoA se reduce en los productos de fermentación empleando como transportador de electrones el NADH derivados de las reacciones glucolíticas de la ruta Embden-Meyerhof.

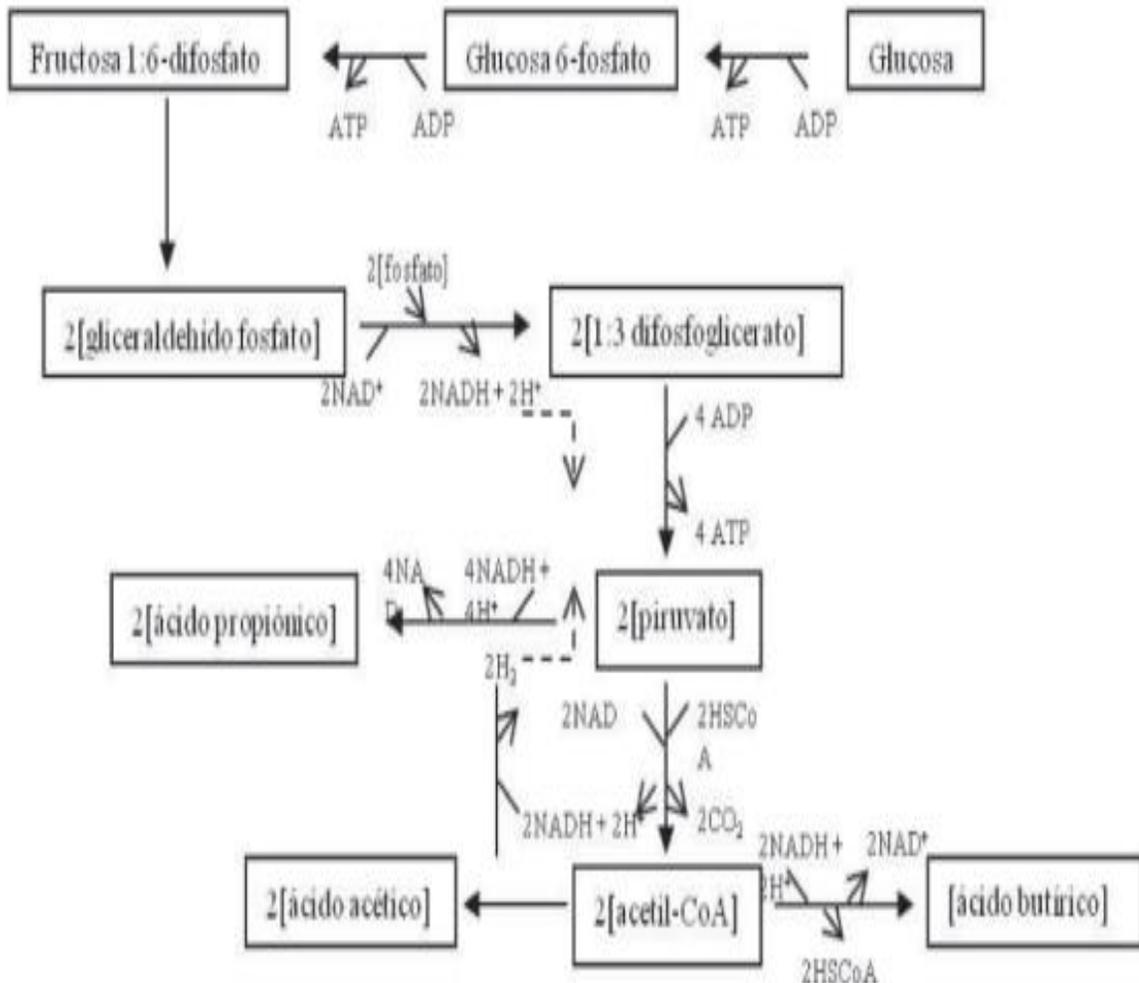


Figura 4.11: Simplificación de las rutas metabólicas de degradación de la glucosa por bacterias acidogénicas.

Fuente: Gama, Adam, Martínez, & Laguna, (2011).

Las bacterias ácido-propiónicas, del género *Propionibacterium*, llevan a cabo un proceso distinto, conocido como fermentación ácido-propiónica, en el que se produce la fermentación del ácido láctico, carbohidratos y polihidroalcoholes, produciendo principalmente, ácido propiónico, succínico, acético y CO₂. Las diferencias en el metabolismo respecto a las del género *Clostridium* se produce a partir de la formación del piruvato por la ruta Embden-Meyerhof.

La base de la fermentación ácido-propiónica es la conversión del piruvato a oxalacetato por carboxilación y la conversión ulterior, a través de succinato y succinilCoA a metilmalonil-CoA y propionil-CoA. Con objeto de que la oxidación- reducción en el ciclo de Krebs resulte equilibrada dos tercios de glucosa se transforman en propionato y un tercio en acetato.

Los principales productos de la fermentación de aminoácidos y de otras moléculas nitrogenadas son ácidos grasos de cadena corta, ácido succínico, aminovalérico e H₂. La fermentación de aminoácidos se considera un proceso rápido y en general no limita la velocidad de degradación de compuestos proteicos (Gama, et. al. 2011).

Acetogénesis

Los productos generados en la etapa anterior son transformados en sustrato para las bacterias metanogénicas. En la Tabla 4.1 se pueden observar con mayor precisión las reacciones que se llevan a cabo.

Tabla 4.1: Reacciones acetogénicas.

Reacciones Acetogénicas
Etanol y ácido láctico
$\text{Etanol} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Acetato}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
$\text{Lactato}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Acetato}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2 + \text{HCO}_3^-$
Ácidos grasos
$\text{Acetato}^- + 4\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}^+ + 4\text{H}_2 + 2\text{HCO}_3^-$
$\text{Propionato}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Acetato}^- + \text{H}^+ + 3\text{H}_2 + \text{HCO}_3^-$
$\text{Butirato}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Acetato}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
$\text{Valerato}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{Acetato}^- + 2\text{H}^+ + 4\text{H}_2$
Aminoácidos
$\text{Alanina} + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Acetato}^- + \text{HCO}_3^- + 4\text{NH}_4^+ + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
$\text{Aspartato} + 4\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Acetato}^- + 2\text{HCO}_3^- + \text{NH}_4^+ + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
$\text{Leucina}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Isovalerato}^- + \text{HCO}_3^- + \text{NH}_4^+ + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
$\text{Glutamato}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Propionato}^- + 2\text{HCO}_3^- + \text{NH}_4^+ + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
$\text{Glutamato}^- + 7\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Acetato}^- + 2\text{HCO}_3^- + 3\text{H}^+ + 5\text{H}_2$

Fuente: Gama, Adam, Martínez, & Laguna, (2011).

Metanogénesis

Los microorganismos metanogénicos pueden ser considerados como los más importantes dentro del consorcio de microorganismos anaerobios, ya que son los responsables de la formación de metano y de la eliminación del medio de los productos de los grupos anteriores. Las bacterias metanogénicas son las responsables de la formación de metano a partir de sustratos monocarbonados

o con dos átomos de carbono: acetato, H₂, CO₂, formato metanol y algunas metilaminas.

En el método del desplazamiento de líquido para determinar la cantidad de metano producida por metanogénesis, el biogás pasa por una solución NaOH 10% en donde el CO₂ es absorbido por dicha solución y el metano que no se absorbe desplaza el NaOH a otro recipiente en donde se determina que el líquido desplazado es el equivalente al volumen de metano producido en un periodo de tiempo. En la siguiente tabla se muestran las reacciones.

Tabla 4.2: Reacciones hidrogenotróficas.

Reacciones Hidrogenotróficas
$4\text{H}_2 + \text{H}^+ + 2\text{HCO}_3^- \rightarrow \text{Acetato}^- + 4\text{H}_2\text{O}$
$4\text{H}_2 + 4\text{S} \rightarrow 4\text{HS}^- + \text{H}^+$
$4\text{H}_2 + 2\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$
$4\text{H}_2 + 4\text{SO}_4^{2-} + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$
$4\text{H}_2 + 4\text{fumarato} \rightarrow 4\text{succinato}$
$4\text{H}_2 + \text{NO}_3^- + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{NH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$
Interconversiones formiato-hidrógeno
$\text{H}_2 + \text{HCO}_3^- \rightarrow \text{Formiato}^- + \text{H}_2\text{O}$
Metanogénesis acetoclástica
$\text{Acetato}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 4\text{CO}_3^- + \text{CH}_4$
Metanogénesis a partir de otros sustratos
<ul style="list-style-type: none"> • Fórmico $4\text{HCOOH} \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
<ul style="list-style-type: none"> • Dióxido de carbono $\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$
<ul style="list-style-type: none"> • Metanol $4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
<ul style="list-style-type: none"> • Trimetil-amina $4(\text{CH}_3)_3\text{N} + 6\text{H}_2 \rightarrow 9\text{CH}_4 + 3\text{CO}_2 + 4\text{NH}_3$
<ul style="list-style-type: none"> • Dimetil-amina $2(\text{CH}_3)_2\text{NH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{NH}_3$
<ul style="list-style-type: none"> • Monometil-amina $2(\text{CH}_3)\text{NH}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 4\text{NH}_3$

Fuente: Gama, Adam, Martínez, & Laguna, (2011).

f. Pila de efluente

El agua tratada después del reactor se dispone en esta pila de captación que a su vez contiene un baffle de fibrocemento, colocado transversalmente antes de la salida y sumergida en el agua, con el fin de retener las cantidades considerantes de sólidos flotantes y sedimentables que provienen del lecho filtrante (Figura 4.12).



Figura 4.12: Pila de efluente.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

g. Filtro de flujo descendente

Es necesario retener algunas ciertas cantidades de partículas que lograron traspasar la pila de efluente. Este tipo de filtro debido a sus tiempos de retención tan bajos se caracteriza por reducir considerablemente la materia orgánica carbonácea y de esta manera lograr que el agua tratada quede completamente libre de sólidos suspendidos que puedan afectar al tratamiento

Este filtro está constituido principalmente por piedra volcánica con diámetros que varían entre 3 – 6 pulgadas, en donde a lo largo de la sección longitudinal de este se encuentran 4 tubos de PVC que contienen algunos cortes para que el agua logre caer sobre el material filtrante. Posteriormente el agua es recolectada por medio de otros tubos perforados, los cuales se conectan a una sola tubería de salida dirigida a la caja de recolección del caudal.

En la caja de recolección se instalaron algunos accesorios y un niple el cual permite la regulación del nivel de las aguas dentro de ambos filtros, con el propósito de variar la altura del lecho filtrante que se desee mantener y de igual

manera, se instaló una tubería de salida que dirige las aguas de la caja hacia los biofiltros de flujo horizontal (Figura 4.13).



Figura 4.13: Filtro de flujo descendente.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

h. Biofiltros de flujo horizontal

El biofiltro es un filtro biológico de grava o arena, sembrado con plantas de pantano y atravesado de forma horizontal con aguas residuales pre-tratadas. Las bacterias, responsables para la degradación de la materia orgánica, utilizan la superficie del lecho filtrante para la formación de una película bacteriana y de esta manera existe una población bastante estable que no puede ser arrastrada hacia la salida (Figura 4.14).

El tratamiento biológico dentro de este lecho filtrante es del tipo facultativo, lo que significa que en el cuerpo del filtro hay microzonas sin y con oxígeno. Las aguas residuales crudas tienen una concentración de oxígeno disuelto entre 0,8 y 1,2 mg/L, y las aguas que pasaron por un pre-tratamiento anaeróbico son completamente libres de oxígeno disuelto.

Esto conlleva a la necesidad de agregar oxígeno al agua, ya sea de forma artificial o natural, con el fin de establecer una población de bacterias aeróbicas que no solamente puedan contribuir de esta manera en la descomposición de la materia orgánica, sino también en la nitrificación del nitrógeno amoniacal a nitrato.

El suministro del oxígeno dentro del biofiltro se efectúa a través de las raíces de plantas de pantano, las cuales permiten el paso de aire de la atmósfera al

subsuelo, formándose alrededor de las raíces una población de bacterias aerobias (Kola Shaler S.A, 2019).

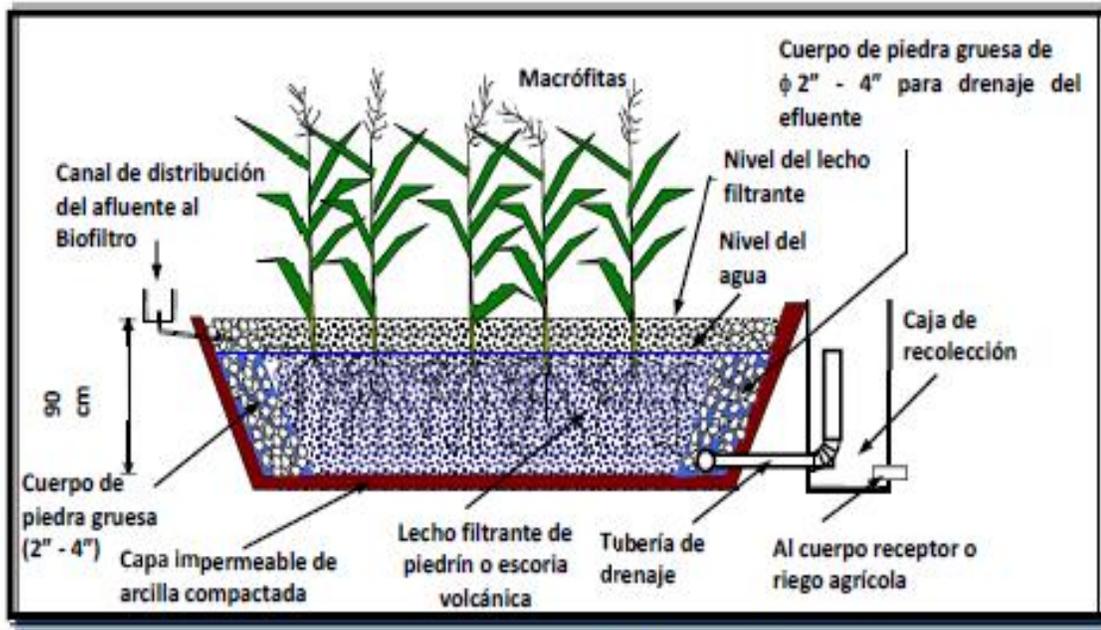


Figura 4.14: Esquema de biofiltro.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

Una vez instalado y operado adecuadamente, el biofiltro tiene una vida útil de más de veinte años, ya que es un ciclo de vida renovable, donde existe un equilibrio entre el crecimiento y muerte de las plantas y la reproducción de la masa bacteriana. Los biofiltros del sistema de tratamiento de las aguas residuales de la empresa Kola Shaler se muestran en las Figuras 4.15 y 4.16.



Figura 4.15: Biofiltro 1.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.



Figura 4.16: Biofiltro 2.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

En esa pila se mezclan los efluentes provenientes de ambos biofiltros.

i. Punto de vertido

El punto de vertido consiste en el descarte de las aguas tratadas para ser destinadas a riego y así, contribuir a la recarga natural de las aguas subterráneas de la zona. La longitud total de la tubería de descarga es de 66,5 m con un diámetro de 2 pulgadas, y elaborada de PVC. Esta tubería transporta el efluente desde la pila donde se mezclan los efluentes de los biofiltros por bombeo hasta el punto de vertido. La bomba tiene una potencia de 5 HP (Kola Shaler S.A, 2016).



Figura 4.17: Punto de vertido.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

j. Pila de secado de lodos

Las etapas anteriores del sistema de tratamiento, en especial la pila de hidrólisis y el digester anaerobio, generan residuos sólidos (lodos) con alto contenido orgánico, tanto sedimentables como flotantes. Estos residuos deberán ser retirados durante el mantenimiento rutinario y permanecer en una unidad de tratamiento que permita su estabilización antes de su disposición al ambiente, como es la pila de secado de lodo.

Con este propósito, se diseñó una pila de secado en donde se depositan los sólidos extraídos de las unidades de tratamiento antes mencionadas. Una vez secados, estos sólidos son incorporados en el sitio para aprovechar los nutrientes residuales en ellos contenidos (Kola Shaler S.A, 2016).



Figura 4.18: Pila de secado de lodos.

Fuente: Kola Shaler S.A, 2016.

5 METODOLOGIA

Las metodologías implementadas para cumplir con los objetivos propuestos en este trabajo monográfico se muestran en este capítulo. También se presentan los pasos adoptados para la evaluación del reactor tipo FAFA abarcando el muestreo en las diferentes etapas del proceso de tratamiento, las evaluaciones de diseño, operación y mantenimiento del mismo, se termina con la propuesta de mejoramiento del sistema de tratamiento del agua residual industrial de la empresa Kola Shaler S.A.

5.1 Tipo de Estudio

El tipo de investigación que se llevó a cabo es de carácter aplicada ya que la evaluación del reactor tipo FAFA y la propuesta de mejora se realizó por medio de la recopilación de información de las diversas etapas del tren de tratamiento de agua residual de Kola Shaler S.A. que afectan al proceso anaerobio, dicha recopilación de información se hizo por medio de libros, documentos de tesis, guías, normas y páginas web.

5.2 Tipo de Universo

El tipo de universo fueron las aguas residuales de entrada y salida del reactor tipo Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente (FAFA).

5.3 Población

El reactor que fue seleccionado para este estudio es también conocido como reactor tipo Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente (FAFA), que formaba parte de la planta de tratamiento de aguas residuales de la empresa Kola Shaler S.A., el cual cumplía la función de los procesos biológicos correspondientes a la acidogénesis y metanogénesis. El reactor poseía una capacidad de carga 20 m³/d de agua residual pretratada.

5.4 Muestra

Para la toma de muestras de agua se utilizaron envases de plástico, previamente esterilizados y rotulados. Se garantizó la preservación de las muestras para obtener resultados confiables. Los análisis de laboratorio se realizaron a través de los métodos establecidos por Standard Methods for the

Examination of Water and Wastewater (Baird, Eaton, Cleceri & Rice, 2002) y el Manual de Procedimientos HACH (2000).

5.5 Tipo del Muestreo

El método de muestreo fue de tipo no probabilístico dirigido, debido a que la selección de la población (reactor tipo FAFA) se realizó de acuerdo a la disponibilidad de la Empresa Kola Shaler S.A., además se utilizó factores de diseño obtenidos mediante los informes, reportes y planos que fueron facilitados por la empresa misma.

5.5.1 Criterios de muestreo

De acuerdo a las recomendaciones en la literatura por Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (Baird, Eaton, Cleceri & Rice, 2002) y el Manual de Procedimientos HACH (2000), el muestreo se efectuó a repetidas horas durante el día y múltiples días a la semana, en lapsos continuos de días ya que si el muestreo se hacía con días intermedios en los cuales la planta de tratamiento se le daba mantenimiento o aseo los resultados hubiesen sido demasiado variables.

Debido a la disponibilidad de la empresa los muestreos se hicieron con una semana de diferencia, pero no hubo paro ni mantenimiento en el interludio.

5.5.2 Sitios de muestreo

Los puntos de muestreo fueron seleccionados a la entrada y salida de la pila de hidrolisis y salida del reactor tipo FAFA, ambas etapas de la planta para procesar las aguas residuales. Los puntos de muestreos que se seleccionaron contribuyeron a entender los problemas del reactor.

5.5.3 Recolección, preservación e identificación de muestras

Para la toma de las muestras se utilizaron envases de polipropileno de 2 000 mL (para las caracterizaciones fisicoquímicas del agua cruda) y envases de vidrio de 500 mL (para la determinación de la producción de metano en los Lodos) previamente rotulados. Se lavo todos los envases y recipientes con agua potable y tres veces más con agua desionizada. Finalmente, antes del muestro se enjuago con el agua por analizar.

La preservación de las muestras se realizó en termos con hielo y refrigeradas con rangos de temperatura de 2°C a 6°C, esto permitió que las muestras conservaran sus propiedades. Debido a la sensibilidad de ciertos parámetros, se realizó las pruebas con un rango de 24 horas para mayor veracidad en los valores medidos.

5.6 Métodos Generales y Particulares Empleados

Se encontró entre los métodos necesarios para llevar a cabo la investigación, la recopilación de documentación referente a la PTAR que poseía la empresa Kola Shaler Industrial S.A., se revisó los datos proporcionados por la empresa, se recopiló información, instrumentación legal, el uso de manuales e instrumentos de medición en laboratorios, reactivos, equipamiento para muestreos, etc. Para obtener los resultados que conllevaron a cumplir cada uno de los objetivos específicos se tuvo que seguir diferentes métodos que se explicarán a continuación.

5.6.1 Caudales

Para la cuantificación de los volúmenes de entrada hacia la pila de hidrólisis, se monitoreo los niveles de aguas que se acumulaban en esta, siendo 18 m³ el volumen máximo de la pila. El volumen total del reactor era de 47,92 m³ con un volumen útil de 25 m³ y un volumen del medio filtrante de 16,67 m³. Además, el reactor contaba con un largo de 6,50 m y ancho de 3,50 m. El caudal que entra a esta etapa se regulo por medio de válvulas con las cuales se mantuvo caudales que varían entre 0,5-1 m³/h.

Para la medición de los caudales de entrada a la pila de hidrólisis y la salida del reactor se realizó el método volumétrico, en donde se calculó el tiempo que tomaba en llenarse un contenedor de volumen específico. En el caso de la entrada a la PTAR, se realizó al tomar tiempos de 1 minuto, dado la variación del caudal, y luego se midió el volumen llenado en ese tiempo. En el caso de la salida del reactor se tomó el tiempo que tomaba en llenarse un contenedor con un volumen de 1 L.

Para el caso de la entrada al reactor dado que el método volumétrico no daba resultados reales, este valor se cuantificó con ecuaciones hidráulicas para el cálculo del caudal de una tubería, en ese caso parcialmente llena. Para esto

primeramente se midió el diámetro de la tubería (D) en m, la altura del flujo de agua (h) en m y la velocidad del flujo de agua (v) en m/s.

Se introdujo los valores de D y h en la Ecuación 12 para determinar el ángulo de la sección transversal circular. Se calculó el área hidráulica (A) de la sección a como se muestra en la Figura 5.1, posteriormente con el valor de A se calculó el caudal de la tubería (Q) con la Ecuación 13.

$$\theta = 2 \arccos (1 - 2h/D) \quad (\text{Ec. 5.1})$$

$$Q = v \times A \quad (\text{Ec. 5.2})$$

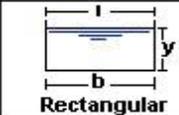
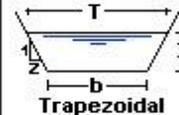
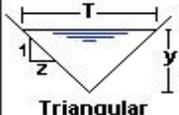
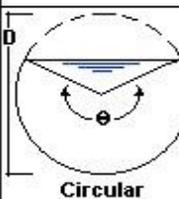
Sección	Area hidráulica A	Perímetro mojado P	Radio hidráulico R	Espejo de agua T
 Rectangular	by	$b+2y$	$\frac{by}{b+2y}$	b
 Trapezoidal	$(b+zy)y$	$b+2y\sqrt{1+z^2}$	$\frac{(b+zy)y}{b+2y\sqrt{1+z^2}}$	$b + 2zy$
 Triangular	zy^2	$2y\sqrt{1+z^2}$	$\frac{zy}{2\sqrt{1+z^2}}$	$2zy$
 Circular	$\frac{(\theta - \text{sen}\theta)D^2}{8}$	$\frac{\theta D}{2}$	$(1 - \frac{\text{sen}\theta}{\theta}) \frac{D}{4}$	$(\text{sen}\frac{\theta}{2}) D$ ó $2\sqrt{y(D-y)}$
 Parabólica	$2/3 Ty$	$T + \frac{8y^2}{3T}$	$\frac{2T^2y}{3T+8y^2}$	$\frac{3A}{2y}$

Figura 5.1: Ecuaciones hidráulicas de secciones transversales.

Fuente: *Hidráulica de los canales abiertos* (Ven Te Chow. 1982. ISBN 968-13-1327-5).

Se realizaron las mediciones en intervalos de una hora, durante toda la jornada de producción en la que la PTAR estuvo activa, al final del día con los valores de caudal obtenido se calculó el caudal promedio del día. Una vez ya se obtuvo los valores de los volúmenes y caudales, se calculó la carga hidráulica superficial (CHS) entrante al reactor, con el fin de conocer la cantidad de aguas negras aplicadas diariamente al reactor por unidad de área de este. Esta carga se obtuvo mediante la siguiente fórmula:

$$CHS = \frac{Q}{A} \quad (\text{Ec. 5.3})$$

Dónde:

CHs es la carga hidráulica superficial en $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-d}$.

Q es el caudal en m^3/d .

A es el área en m^2 .

5.6.2 Caracterización fisicoquímica

Se realizaron muestreos en la entrada y salida del reactor, así mismo en la entrada de la pila de hidrólisis, para determinar la eficiencia del reactor y sus valores actuales de porcentajes de remoción de diferentes contaminantes.

Las variaciones de resultados entre cada día se pueden haber presentado por las diferentes dinámicas que sucedieron en el lapso, ya sea desde elaboración de distintos productos, variación en el tiempo del proceso de producción, si tocó limpieza o no, ya que esto pudo haber aumentado la concentración de detergentes los cuales impactan la eficiencia en la digestión anaerobia (Metcalf & Eddy, 2011).

Se efectuó la toma de muestras por cada etapa de tratamiento de interés, siendo estas: entrada a la pila de hidrólisis, entrada al reactor tipo FAFA y salida del reactor. Se dividieron los parámetros entre los que se evaluaron in situ y los evaluados en laboratorio. Se recolectaron las muestras para las pruebas in situ en intervalos de una hora, durante todo el día de producción; en el caso de los sólidos sedimentables se tomó una cantidad de muestra (1 L) para su medición a través del método del cono Imhoff.

Se recolectaron las muestras para las pruebas ex situ en galones de plástico (3 785 mL de muestra por etapa) que fueron almacenados a 4°C mediante neveras portátiles con hielo. Se tomaron muestras puntuales en intervalos de una hora desde el inicio de la jornada laboral (8.00AM) hasta el final de esta (5.00PM), con el fin de haber obtenido una muestra compuesta al final del día de trabajo (9 horas de trabajo para el reactor). El volumen de cada muestra variaba en dependencia del tiempo de los procesos productivos de la empresa, a menor tiempo de producción mayor el volumen de las muestras puntuales tomadas a cada hora. Es decir, se dividió el volumen total de la muestra compuesta (3 785 mL) entre el tiempo esperado de producción de bebidas carbonatadas.

Los parámetros evaluados in situ fueron caudal (como ya se ha mencionado anteriormente), pH, temperatura, oxígeno disuelto, conductividad eléctrica, potencial redox, sólidos sedimentables y sólidos disueltos totales. Para esto se utilizó el equipo multiparamétrico, el oxígenómetro, el medidor de sólidos disueltos totales (SDT), conos Imhoff, regla, pizetas con agua destilada, papel toalla, beakers y probetas de diferentes volúmenes.

Los parámetros evaluados ex situ fueron DBO₅, DQO, aceites y grasa (A&G), ácidos grasos volátiles (AGV), sólidos suspendidos totales (SST), sólidos totales (ST), sólidos disueltos (SD), sólidos volátiles (SV), sólidos fijos (SF), nitrógeno total, fósforo total, producción de metano en los lodos, sulfatos, sulfuro de hidrógeno, sulfuros y alcalinidad.

En la Tabla 5.1 se muestran la forma de preservación y métodos empleados en los análisis de los parámetros medidos in situ o ex situ. Los protocolos de análisis usados para la determinación de los parámetros listados en la tabla de abajo son del Standard Method (SM) y HACH.

Tabla 5.1: Métodos y preservación de los parámetros de análisis.

Parámetro	Unidad de Medida	Lugar de Medición	Acondicionamiento	Tiempo Máximo de preservación	Método de Análisis
Temperatura	°C	In situ	In situ	In situ	SM 2550
pH		In situ	In situ	In situ	pH metro
Oxígeno Disuelto	mg/L	In situ	In situ	In situ	SM 2810
Conductividad Eléctrica	µS/cm	In situ	In situ	In situ	SM 2510
Potencial Redox	mV	In situ	In situ	In situ	SM 2580
Sólidos Sedimentables (SS)	mg/L	In situ	In situ	In situ	SM 2540
Sólidos Suspendidos Totales	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	SM 2540
Sólidos Volátiles	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	SM 2540
Sólidos Disueltos	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	SM 2540
Sólidos Fijos	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración a 5 °C	24 horas	SM 2540
Sólidos Totales	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	SM 2540
Demanda Biológica de Oxígeno	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	Respirómetro
Demanda Química de Oxígeno	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	HACH 8000
Aceites y Grasas	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	HACH 10248
Ácidos Grasos Volátiles	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	HACH 8196
Nitrógeno Total	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24/48 horas	HACH 10072

Parámetro	Unidad de Medida	Lugar de Medición	Acondicionamiento	Tiempo Máximo de preservación	Método de Análisis
Fósforo Total	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	HACH 8190
producción de metano respecto a los Lodos	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24/48 horas	SM 2720
Sulfatos (SO ₄ ²⁻)	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	1 semana	HACH 10248
Sulfuro de Hidrógeno(H ₂ S)	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	1 semana	HACH 10278
Sulfuros (S ⁻)	mg/L	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	1 semana	HACH 10254
Alcalinidad	mg/L CaCO ₃	Laboratorio	Muestra en refrigeración de 4 a 5 °C	24 horas	SM 2320

Teniendo los valores de los parámetros de calidad de entrada y salida de la pila de hidrolisis y del reactor se calcularon los porcentajes de remoción para cada parámetro siendo comparados con los porcentajes de remoción reportados por la literatura. Analizando los diferentes resultados, en función de si cumple con el comportamiento esperado y en dado caso que no, determinar a qué se debe este comportamiento inusual.

$$\text{Porcentaje de Remocion} = \frac{C_{inicial} - C_{final}}{C_{inicial}} \times 100 \quad (\text{Ec. 5.4})$$

Donde:

$C_{inicial}$ es la concentración inicial o de la entrega al reactor

C_{final} es la concentración final o de salida del reactor

5.6.3 Evaluación de parámetros de diseño, operación y mantenimiento

Además. se determinaron los valores de los parámetros de operación, diseño y mantenimiento del reactor para determinar la eficiencia de este. Esto también se realizó en laboratorio siguiendo diferentes métodos de análisis en correspondencia con el parámetro a analizar descritos en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2: Parámetros evaluados para el diseño, operación y mantenimiento.

Parámetro	Forma de Evaluación o Medición	Ecuación	Observación
Diseño			
Caudal	Medirlo y comparar con el manual del diseño		
Longitud (L)	Medición Física del Reactor		Tabla 3.5
Ancho (a)	Medición Física del Reactor		Tabla 3.5
Profundidad (h)	Medición Física del Reactor		Tabla 3.5
Área del Reactor (A)		$A = L \times a$	
Volumen (V)		$V = A \times h$	
Tipo de Medio Filtrante	Especificaciones técnicas del Manual de Diseño		
Diámetro del Medio Filtrante	Revisión del Manual de Diseño		
Carga Orgánica Volumétrica		$COV = \frac{Q \times S_0}{V}$	
Remoción de DQO esperada	Revisión del Manual de Diseño		Tabla 3.5
Colector de biogás	Revisión del Manual de Diseño		Tabla 3.5
Colector del efluente	Revisión del Manual de Diseño		Tabla 3.5
Operación			
Caudal	Bitácora de registros para conocer las fluctuaciones del caudal		Figura 5.1
Análisis de la Calidad del Afluente y Efluente	Medición in situ y ex situ		Tabla 5.1

Parámetro	Forma de Evaluación o Medición	Ecuación	Observación
Producción de Metano	Medición de producción de metano en Lodos del reactor		
Tiempo de retención Hidráulica		$TRH = \frac{V}{Q}$	
Producción de Lodos		$P_l = Y DQO_{Aplicada}$	
Producción de biogás		$DQO_{CH_4} = Q(S_o - S) - Y_{obs}QS_o$	
Mantenimiento			
Extracción de Lodos	Revisión del Manual de Diseño		
Análisis de Calidad de Lodos	Revisión del Manual de Diseño		

Así mismo con los resultados obtenidos de la entrada al reactor se determinó la carga orgánica volumétrica conforme al DBO₅ o al DQO, en función del volumen total del reactor o al volumen del medio filtrante.

$$COV = \frac{Q \times S_o}{V} \quad (\text{Ec. 5.5})$$

Dónde:

COV es la carga orgánica expresada en Kg DBO o DQO/m³-d

S_o es la concentración de DBO₅ o DQO en el afluente expresados en Kg/m³

Q es el caudal en m³/d

V es el volumen ya sea del reactor o del medio filtrante expresado en m³

Finalmente, es necesario el cálculo de la alcalinidad requerida para la regulación del pH, que permita una correcta cinética de reacción para los procesos biológicos, esto basado en las concentraciones porcentuales de CO₂ y se estima por medio de adición diaria de CaCO₃. Dicha alcalinidad requerida es también conocida como Capacidad Buffer (Metcalf & Eddy, 2011).

Debido a que los resultados varían acorde a los parámetros de operación, se han tomado en cuenta y todas las condiciones que ameritan arreglos y adecuación de las ecuaciones, están expresadas en el Anexo A (A.1).

5.7 Beneficios Técnicos, Ambientales y Económicos

Los beneficios económicos y ambientales se lograron expresar por medio de la utilización del producto central del reactor tipo FAFA, el metano que es generado durante el proceso degradativo de las aguas residuales, el cual debe de ser aprovechado como fuente de energía para reducir su impacto como gas de efecto invernadero (GEI).

También se calculó una cantidad aproximada de producto para ser utilizado en la empresa o vendido como un productor crudo a una planta de tratamiento, No obstante, las correlaciones de precio y viabilidad de planta complementaria de tratamiento de gas natural, debe ser evaluado de manera independiente en un estudio adicional.

Se evaluó la calidad del procesamiento de lodos y la manera en la cual se estaban caracterizando, analizando si se el lodo seco puede ser utilizado como fertilizante.

Una opción adicional que fue considerada es la de vender los lodos una vez caracterizados a una planta de tratamiento o a personas naturales, pero esta opción dependerá de las características resultantes del lodo.

6 RESULTADOS Y DISCUSION

En este acápite se muestran los resultados obtenidos in situ y en el laboratorio de los dos muestreos realizados el 11 y 26 de marzo del 2021 para determinar las concentraciones de los parámetros de calidad y de operación en la entrada y salida de la pila de hidrólisis y del reactor tipo FAFA, ambas etapas del tren de tratamiento de la PTAR de la Empresa Kola Shaler Industrial S.A. Además, se muestran a continuación los cálculos y los resultados obtenidos en el presente trabajo monográfico.

6.1 Calidad Fisicoquímica y Microbiológica

6.1.1 Pila de hidrolisis

Previo a evaluar los resultados del reactor tipo FAFA se analizó la calidad del agua cruda que sale directamente de la planta de producción de la empresa, siendo esta la que entra a la pila de hidrólisis. En la Tabla 6.1, se muestran los resultados obtenidos, así mismo los valores de remoción reales y los esperados teóricamente. Los valores de salida de la pila de hidrólisis son los mismos de la entrada al reactor.

De acuerdo con el reporte de diseño, la pila de Hidrolisis debe contar con un caudal de 25 m³/d y un volumen de diseño de 29,05 m³ (Cáceres, 2016).

Se verificó que los compuestos orgánicos complejos del agua cruda sean degradados a moléculas más simples que puedan ser usadas en la digestión anaerobia, disminuyendo así el trabajo del reactor. Lo que dio oportunidad para la obtención de mejores remociones de cada parámetro. De haber complicaciones en este proceso esto afectaría de forma directa el proceso dentro del reactor.

Tabla 6.1: Resultados parámetros de calidad del agua cruda (entrada y salida de la pila de hidrólisis).

Datos Básicos	Símbolo	Valores de los muestreos (Salida)				Remoción		Remoción Esperada
		1 ^{er} Muestreo	2 ^{do} Muestreo	1er Muestreo	2do Muestreo	1 ^{er}	2 ^{do}	
Caudal (m ³ /d)	Q	6,39	6,81	2,76	3,92	na	na	na
Temperatura (°C)	T	26,60	27,50	27,51	27,71	na	na	na
Potencial de Hidrógeno	pH	9,07	7,48	9,01	7,22	na	na	na
Oxígeno Disuelto (mg/L)	OD	5,45	3,55	2,33	3,21	57,30%	9,70%	Disminuye (CONAGUA, 2015)
Demanda Biológica de Oxígeno (mg/L)	DBO	1 100,00	2 653,00	734,00	2 004,00	33,00%	24,00%	30% (Vidal, 2016)
Demanda Química de Oxígeno (mg/L)	DQO	1 552,00	3 366,00	1 233,00	2 745,00	21,00%	18,00%	30% (Vidal, 2016)
Aceites y Grasas (mg/L)	A&G	80,00	58,30	9,85	5,49	87,70%	90,60%	10-30% (Vidal, 2016)
Nitrógeno Total (mg/L)	N _T	22,23	22,51	3,90	8,57	82,50%	61,90%	45-75% (CONAGUA, 2015)
Nitrógeno Orgánico (mg/L)	N _{Org}	18,22	18,31	1,00	5,99	94,50%	67,30%	60-85% (CONAGUA, 2015)
Nitrógeno Amoniacal (mg/L)	N _{N-NH₃}	2,40	3,25	2,00	1,70	16,70%	47,70%	10-50% (CONAGUA, 2015)
Nitratos (mg/L)	NO ₃ ⁻	1,60	0,95	0,90	0,88	43,80%	7,40%	Disminuye (CONAGUA, 2015)
Fósforo Total (mg/L)	P _T	0,75	0,21	0,47	0,19	37,20%	+	Disminuye (CONAGUA, 2015)
Sólidos Suspendidos Totales (mg/L)	SST	720,00	800,00	120,00	670,00	83,30%	16,20%	40% (Vidal, 2016)
Sólidos Sedimentables (mg/L)	SS	1,31	0,51	0,11	0,24	92%	53%	90-100% (Vidal, 2016)
Sólidos Disueltos (mg/L)	SD	12 270,00	18 230,00	7 900,00	6 160,00	35,60%	66,20%	Disminuye (CONAGUA, 2015)

a. Caudal

Los caudales permanecieron bastante similares en ambos muestreos, lo cual permitió una carga hidráulica estable de aproximadamente $0,15 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-d}$ esto expresa la velocidad superficial que tiene el agua residual al pasar por el área plana del corte transversal de la pila de hidrólisis (Metcalf & Eddy, 2011). Sin embargo, el caudal de diseño es de $25 \text{ m}^3/\text{d}$ (Cáceres, 2016).

b. Temperatura y oxígeno disuelto

El rango de temperatura necesario en esta etapa era el mesofílico, siendo este de 20°C - 45°C , las temperaturas fueron de $26,6^\circ\text{C}$ y $27,5^\circ\text{C}$ para ambos muestreos valores que se encuentran en dicho rango mesofílico. A la vez estas aguas debían salir de la pila con temperaturas mayores debido a la naturaleza de las reacciones químicas (exotérmicas), lo cual también se cumple (Metcalf & Eddy, 2011).

Aunque el oxígeno disuelto no se esperaba como tal que se removiera en su totalidad, si se esperó una disminución significativa en esta etapa. En el primer muestreo se tuvo una disminución del 57,3% y de 9,7% en el segundo muestreo.

c. pH

El pH de entrada en el primer muestreo fue de 9,07 y de 7,48 para el segundo muestreo, resultado de los procesos productivos para la elaboración de bebida carbonatadas.

A la salida de esta pila, los valores del pH se mantuvieron relativamente iguales, las variaciones al ser menores de un 5% no se consideraron como variaciones estrictas de proceso ni considerables para afectaciones del tren de tratamiento.

d. Demanda química de oxígeno (DQO)

Las remociones esperadas de acuerdo con la literatura de DQO era alrededor del 30% mínimo (Cáceres,2016), obteniéndose remociones de 21% en el primer muestreo y 18% en el segundo muestreo, diferencias causadas por las variaciones de flujo en el proceso ya que la actividad de producción de la empresa impacta directamente en el tren de tratamiento. De manera que, los productos elaborados durante la jornada de muestreo, y la naturaleza de estos altera la composición y caracterización de las aguas residuales entrantes a la Planta de Tratamiento,

destacando que la Hidrolisis es el proceso por el cual la materia orgánica polimérica es transformada a través de procesos biológicos. Al tener variaciones en la composición del agua, llevaría a cambios en los tiempos y resultados de estos procesos (Gama, Adam, Martínez & Laguna, 2011).

e. Demanda biológica de oxígeno (DBO)

En el primer muestreo se obtuvieron remociones del 33% y en el segundo de 24%, con concentraciones de 734 y 2 004 mg/L, respectivamente, lo cual cumple parcialmente con la remoción esperada en los criterios de diseño (solo para el primer muestreo) planteados por la literatura, con un valor estimado de remoción del 30% mínimo (Cáceres,2016).

Diferencia esperada por las mismas variaciones de acuerdo con los productos elaborados por la empresa en los momentos cuando las mediciones fueron elaboradas, y los valores tomados como base para el diseño en 2016.

f. Aceites y grasas

En ambos muestreos se observaron una remoción constante en cada etapa evaluada, teniendo valores iniciales de 80 mg/L y 58,38 mg/L respectivamente en la etapa de hidrólisis y concentraciones finales de 9,85 mg/L y 5,49 mg/L, significando una reducción del 87,68% y 90,60% respectivamente. Estas remociones son consecuencia del proceso de hidrólisis y bacterias reductoras, quienes se encargan de descomponer la materia orgánica entrante a la etapa para transformarlo en ácidos grasos volátiles.

g. Nitrógeno total

Para conocer la cantidad de nitrógeno necesaria como nutriente para las bacterias se utilizó la relación recomendada de DQO/N menor a 70 (CONAGUA, 2015). Se cumple dicha relación en el primer muestreo con un valor de 69,8 a la entrada.

En el primer muestreo el nitrógeno disponible como nutriente fue consumido por las bacterias de la pila de hidrólisis, reduciendo la concentración de 22,73 mg/L a 3,90 mg/L y de 22,51 mg/L a 8,57 mg/L en el segundo muestreo. Asimismo, el nitrógeno orgánico, el nitrógeno amoniacal y nitratos disminuyeron en sus concentraciones a la salida de la pila de hidrolisis. Lo que significa la necesidad de adicionar nitrógeno para llevar a cabo las reacciones dentro del reactor tipo FAFA.

El nitrógeno sufrió una reducción en la pila de hidrolisis debido al consumo de las bacterias reductoras que se encuentran en esta etapa, dejando sin los suficientes nutrientes a las bacterias desnitrificantes en las fases posteriores de la planta de tratamiento.

h. Fósforo total

La relación DQO/P que debe ser inferior a 350 (CONAGUA, 2015) el valor fue mayor en los dos muestreos, con resultados en 2 074,87 y 2 623,40 respectivamente, por lo que se debe adicionar este nutriente previo a entrar al reactor debido a que las concentraciones de fósforo de entrada a la pila fueron menores a 1 mg/L y se reducen a la salida a una concentración menor a 0,5 mg/L.

i. Sólidos suspendidos totales (SST)

La concentración de solidos suspendidos totales a la entrada de la pila de hidrolisis para el primer y segundo muestreo fueron 720 mg/L y 800 mg/L, respectivamente; concentraciones que disminuyen a la salida de la pila a 120 mg/L y 670 mg/L.

Para los sólidos suspendidos totales se esperaban remociones del 40% (Cáceres, 2016). Sin embargo, las remociones fueron 83,3% y 16,2%. La remoción baja de los SST en el segundo muestreo puede deberse a un tiempo de retención menor que se explicaría por las diferencias en los valores del Caudal a la salida de la pila, lo cual no permitió la reducción adecuada de los sólidos.

j. Sólidos sedimentables

Las concentraciones de SS del agua cruda fueron de 0,11 mg/L y 0,24 mg/L para el primer y segundo muestreo, respectivamente. Como antes se mencionó esta pila funciona como sedimentador, por lo que se esperaba la remoción de estos casi en su totalidad, sin embargo, estos en vez de verse removidos aumentaron en ambos casos (1,31 y 0,51 mg/L respectivamente). Esto se pudo deber a que la velocidad de sedimentación es menor que la velocidad de arrastre lo que causa que los sólidos no logren llegar al fondo de la pila de hidrolisis y ocurre una resuspensión de los sólidos.

k. Sólidos disueltos

Las concentraciones de SD fueron de 12 270 y 18 230 mg/L en el primer y segundo muestreo reduciéndose a 7 900 mg/L y 6 160 mg/L respectivamente. Con remociones de 35,6% y 66,2% respectivamente.

6.1.2 Reactor tipo FAFA

En la Tabla 6.2, se presentan los resultados de los parámetros de calidad en el afluente y efluente del reactor tipo FAFA, así mismo se encuentran las remociones obtenidas y las esperadas teóricamente. Los datos en verde corresponden a los de la entrada al reactor, los datos en rojo son los de la salida del reactor.

a. Caudal

Los caudales de ambos muestreos variaron, debido a que el medio filtrante cuenta con obstrucciones generadas por la alta cantidad de lodos no regulados por el lavado de los elementos microbiológicos que no representan una razón de adherencia óptima con dicho medio en el cual son depositados. Un factor a consideración adicional es la carga irregular por parte de la actividad diaria de trabajo en la empresa, esto afecta al flujo de entrada y trabajo de todo el tren de tratamiento ya que esto no está normalizado.

b. Temperatura

En esta etapa el proceso necesito temperaturas mesofílicas para funcionar, estando este en rangos de 20°C-45°C, teniendo que el rango de 33°C-45°C son temperaturas óptimas para la metanogénesis.

La temperatura de entrada era de 27,51°C y la de salida de 29,90°C para el primer muestreo. Ambas temperaturas entraban en el rango mesofílico, sin embargo, no en el rango optimo, por lo cual no se obtendrían las mejores remociones posibles ni la mayor producción de biogás.

Se presentaban las mismas condiciones en el segundo muestreo, aunque las temperaturas esta vez fueron un poco más altas igual no entraban en el rango óptimo, pero si en el recomendado. Estas eran de 27,7°C la temperatura de entrada y 31,04°C la de salida.

Tabla 6.2: Resultados parámetros de calidad del reactor tipo FAFA. (usar Tabla 6.1 para valores de entrada).

Datos Básicos	Símbolo	1 ^{er} Muestreo	2 ^{do} Muestreo	Remoción		Remoción Esperada*
				1 ^{er}	2 ^{do}	
Caudal (m ³ /d)	Q	2,76	3,92	na	na	na
		2,58	3,62			
Temperatura (°C)	T	27,51	27,71	na	na	na
		29,90	31,04			
Potencial de Hidrógeno	pH	9,01	7,22	na	na	na
		8,00	7,12			
Oxígeno Disuelto (mg/L)	OD	2,33	3,21	55,79%	55,76%	Disminuye (CONAGUA, 2015)
		1,03	1,42			
Demanda Biológica de Oxígeno (mg/L)	DBO	734,00	2004,00	23,02%	22,50%	60% (Vidal, 2016)
		565,00	1553,00			
Demanda Química de Oxígeno (mg/L)	DQO	1233,00	2745,00	23,03%	4,95%	60% (Vidal, 2016)
		949,00	2609,00			
Aceites y Grasas (mg/L)	A&G	9,85	5,49	69,95%	61,02%	70% (Vidal, 2016)
		2,96	2,14			
Nitrógeno Total (mg/L)	N _T	3,90	8,57	36,15%	8,05%	Disminuye (CONAGUA, 2015)
		2,49	7,88			
Nitrógeno Orgánico (mg/L)	N _{Org}	1,00	5,99	25,00%	23,87%	Disminuye (CONAGUA, 2015)
		0,75	4,56			
Nitrógeno Amoniacal (mg/L)	N _{N-NH3}	2,00	1,70	25,00%	na	Disminuye (CONAGUA, 2015)
		1,50	2,75			
Nitratos (mg/L)	NO ₃ ⁻	0,90	0,88	73,33%	35,23%	Disminuye (CONAGUA, 2015)
		0,24	0,57			
Fósforo Total (mg/L)	P _T	0,47	0,19	na	na	Disminuye (CONAGUA, 2015)
		4,80	4,54			
Sólidos Suspendidos Totales (mg/L)	SST	120,00	670,00	33,33%	56,72%	60% (Vidal, 2016)
		80,00	290,00			
Sólidos Sedimentables (mg/L)	SS	0,11	0,24	na	na	90-100% (Vidal, 2016)
		0,12	0,30			
Sólidos Disueltos (mg/L)	SD	7900,00	6160,00	75,32%	87,66%	70% (CONAGUA, 2015)
		1950,00	760,00			

Nota: Celda superior = Valor de entrada Celda inferior = Valor de salida

En ambos casos se vio un aumento de las temperaturas lo cual es lo esperado, por la misma cinética de las reacciones presentadas con una predisposición exotérmica por ser un proceso digestivo anaerobio.

c. Oxígeno disuelto

En esta etapa por ser anaeróbica se espera una reducción significativa del oxígeno disuelto. Las concentraciones de oxígeno disuelto a la entrada del reactor fueron 2,33 mg/L y 3,21 mg/L, valores que disminuyen a 1,03 mg/L y 1,42 mg/L a la salida del reactor. Las disminuciones del oxígeno disuelto fueron 55,8% y 55,7% para cada uno de los. Si bien las remociones no eran altas a como se esperaría, más de la mitad del oxígeno disuelto fue removido.

d. pH

Los pH medidos a la entrada del reactor son muchos más elevados que los reportados en la literatura, se llegó hasta valores de 11,67 en el primer muestreo con un promedio de 9,01 al día. Con este pH, el reactor estaba expuesto a un gran peligro con respecto a su eficiencia debido a la predisposición de la cinética para las reacciones Acidogénicas, Acetogénicas y Metanogénicas (ATDSR,2016).

En cambio, en el segundo muestreo se obtuvo mejores resultados en el comportamiento del pH. Teniendo a la entrada del reactor un pH promedio de 7,22, siendo el adecuado para la correcta funcionabilidad del tratamiento.

Después de todos los procesos internos del reactor en el primer muestreo se obtuvo un pH promedio final de 8,00 debido a la inclinación de naturaleza básica que sufre el agua dentro del reactor. En cambio, en el segundo muestreo se obtuvo un valor final de 7,12 provocado por la misma razón anteriormente mencionada.

Es importante mencionar que ambos pH de salida comprueban que hay metanogénesis, debido a que estos son casi neutros facilitando el proceso para las bacterias metanogénicas.

e. Demanda biológica de oxígeno (DBO)

Las concentraciones en el afluente fueron 734 mg/L y 2 004 mg/L y en el efluente de 565 mg/L y 1 553 mg/L, respectivamente, teniendo una remoción alrededor del 23%, lo cual no cumplió con la remoción esperada que debe estar en un rango entre 80% y 90%.

Esas remociones tan bajas se pudieron deber a factores que afectaron la remoción de DBO tal como las concentraciones tan bajas de nutrientes o los valores de pH altos que inhibieron a las bacterias para llevar a cabo las reacciones de las distintas etapas del proceso anaerobio para convertir la materia orgánica a metano y compuestos orgánicos más pequeños.

Tabla 6.3: Eficiencia del reactor tipo FAFA.

Datos Básicos	Símbolo	1 ^{er} Muestreo	2 ^{do} Muestreo	Formula
Concentración DBO ₅ en el afluente (mg/L)	S _o	734	2 004	
Caudal (m ³ /d)	Q	2,76	3,92	
Horas trabajadas del día (h/d)	t	8	8	
Volumen útil (m ³)	V	25	25	
Tiempo de Retención Hidráulica (h)	TRH	81,52	57,40	TRH = (V/Q)
Eficiencia %	E	90,36	88,52	$E = 100[1-0,87(TRH^{-0,5})]$
Concentración Teórica de DBO ₅ en el efluente (mg/L)	DBO _{ef.}	75	261	$DBO_{ef} = S_o - (E \times S_o)/100$
Concentración real DBO ₅ en el efluente (mg/L)	DBO _{ef}	565	1 553	

De acuerdo al informe de diseño para la planta de tratamiento de agua residual de la Empresa Kola Shaler S.A, elaborado por el Ingeniero Vidal Cáceres (2016); el TRH debía encontrarse en un rango de 4,08 días. Sin embargo, con el volumen y los caudales medidos, se determinó que los TRH en ambos muestreos fueron de 10,19 días y 7,18 días respectivamente, debido a que la jornada laboral diaria es de 8 horas de trabajo para el reactor (9.00 AM a 5.00

PM), esto haría que los TRH sean equivalentes a 81,52 h y 57,40 h respectivamente. Valores que exceden lo recomendado por la literatura de un TRH esperado de 4 días. Así mismo en la literatura se recomendó que los reactores tipo FAFA trabajen por un tiempo mínimo de 10 horas continuas, en vez de 8 horas (Metcalf & Eddy, 2011).

Las remociones de DBO encontradas en ambos muestreos fueron cercanas al 23%, muy debajo de lo estimado teóricamente o de lo que indica la literatura, con valores esperados alrededor del 60% (Cáceres,2016), esto se debe a la falta de nutrientes para que las bacterias lleven a cabo los procesos de degradación de la materia orgánica.

e. Demanda química de oxígeno (DQO)

Para el reactor se esperó remociones de DQO que fuesen mayores al 60% (Cáceres,2016). Teniendo remociones de 23% en el primer muestreo y 5% en el segundo muestreo. Dado que la remoción de DQO en el segundo reactor fue alta, se pudo determinar que el reactor tipo FAFA tampoco tiene la capacidad de la remoción de DQO.

f. Aceites y grasas

Las concentraciones de aceites y grasas en el afluente del reactor fueron 9,85 mg/L y 5,49 mg/L para ambos muestreos respectivamente. Dentro del reactor había una serie de etapas (Acidogénesis, acetogénesis, metanogénesis), las cuales se encargaban de seguir reduciendo la materia orgánica restante en el agua, provocando que los valores iniciales disminuyeran hasta 2,96 mg/L y 2,14 mg/L, con remociones de 69,98% y 60,98%.

g. Nitrógeno total

La relación DQO/N a la entrada fue mayor a 70 en ambos muestreos (316,15 y 320, 31 respectivamente), lo que definió que no se tenía suficiente nutriente para que las bacterias llevaran a cabo las reacciones anaerobias.

Las concentraciones de nitrógeno total en el afluente fueron 3,90 mg/L y 8,57 mg/L, que disminuyen a 2,49 mg/L y 7,88 mg/L a la salida del reactor respectivamente. CONAGUA (2015) recomienda que se necesita mantener una concentración de 50 mg/L para disponer de un correcto crecimiento bacteriano

dentro del proceso anaerobio, lo que incidió en que las remociones fueron tan bajas de 36,2% y 8,1% respectivamente.

Con respecto al nitrógeno orgánico, las concentraciones en el afluente del reactor fueron de 1,0 mg/L y 5,99 mg/L respectivamente. Estos valores se redujeron a 0,75 y 4,56 mg/L en el efluente del reactor. Los porcentajes de remoción calculados han sido 25,0% y de 23,9% en el primer y segundo muestreo.

Cabe mencionar que, en el segundo muestreo, se agregó 10 libras de abono compuesto, lo que influyó en el aumento del amonio en el segundo muestreo de 1,70 mg/L a 2,75 mg/L. En cambio, para el primer muestreo el comportamiento fue diferente, reduciéndose en 25% la concentración de amonio de 2,0 mg/L a 1,50 mg/L.

Los nitratos también sufrieron reducciones a la salida del reactor, siendo la disminución menor (35,25%) en el segundo muestreo con respecto al primero (73,3%) debido al aumento del amonio.

h. Fósforo total

Este es altamente conocido como un tipo de nutriente esencial para el crecimiento y funcionabilidad de las bacterias. Para determinar las cantidades necesarias de fósforo en la biomasa entrante, se necesitaba hacer uso de la relación DQO/P, la cual indica que esta debía tener un valor inferior a 350 de acuerdo con CONAGUA (2015).

La relación a la entrada del reactor para el primer muestreo fue de 2 623 (1 233/0,47) y de 14 447,37 (2 745/0,19) para el segundo muestreo, relaciones superiores a 350, lo que explica las bajas remociones de la materia orgánica medida como DBO y DQO.

Asimismo, se puede decir que el reactor no se encuentra funcionando adecuadamente porque en vez de reducirse la concentración de fósforo como debía de ocurrir al ser consumida por las bacterias para que estas lleven a cabo las reacciones, las concentraciones de fósforo aumentan a 4,80 mg/L y 4,54 mg/L respectivamente a la salida del reactor.

i. Sólidos suspendidos totales (SST)

Las concentraciones de SST en la entrada de reactor fueron 120 mg/L y 670 mg/L para el primer y segundo muestreo respectivamente. A la salida del reactor para el primer muestreo, los SST disminuyeron a 80 mg/L, y a 290 mg/L para el segundo muestreo.

j. Sólidos sedimentables

Las concentraciones de SS del afluente fueron de 0,11 y 0,24 mg/L para el primer y segundo muestreo respectivamente, se tuvo concentraciones de efluente de 0,124 y 0,300 mg/L, se consiguió aumentos no considerables en ambos muestreos, dichos aumentos pueden ser haber sido provocados por la presencia de la adición de nutrientes no controlados (abono compuesto) dentro del reactor presenciada por el bajo factor de adherencia con el medio filtrante.

k. Sólidos disueltos (SD)

Las concentraciones de SD en el afluente han sido de 7 900 y 6 160 mg/L en el primer y segundo muestreo, respectivamente. Estas concentraciones disminuyen significativamente a 1 950 mg/L y 760 mg/L en el efluente. Las remociones fueron 75,3% y 87,7%, porcentajes que exceden el 70% indicado por Cáceres (2016) para el reactor tipo FAFA.

6.2 Operación y Mantenimiento del Reactor tipo FAFA

6.2.1 Carga hidráulica y orgánica

Para evaluar la operación y mantenimiento del reactor tipo FAFA se necesitó conocer la carga hidráulica superficial, la carga orgánica volumétrica y los resultados de los parámetros de operación y de calidad. Estos últimos ya fueron analizados, por lo que se procede a analizar los parámetros de operación.

Tabla 6.4: Carga hidráulica y carga orgánica a la entrada del reactor tipo FAFA.

Datos Básicos	Símbolo	1 ^{er}	2 ^{do}	Criterio de Diseño
		Muestreo	Muestro	
Carga Hidráulica Superficial (m ³ /m ² -d)	CHS	0,23	0,33	6-15
Caudal Afluyente (m ³ /d)	Q	2,76	3,92	
Área del Reactor (m ²)	A			12,06
Volumen del Reactor (m ³)	V _f	25		
Volumen del Medio Filtrante (m ³)	V _{mf}	16,67		
DBO en el Afluyente (Kg/m ³)	S _o	0,734	2,004	
DBO en el Efluente (Kg/m ³)	S _f	0,565	1,553	
DQO en el Afluyente (Kg/m ³)	DQO _{af}	1,233	2,745	
DQO en el Efluente (Kg/m ³)	S _f	0,949	2,609	
Carga Orgánica Volumétrica del Reactor (Kg DBO/m ³ -d)	COV _R	0,081	0,314	0,15 – 0,50
Carga Orgánica Volumétrica del Medio Filtrante (Kg DBO/m ³ -d)	COV _{mf}	0,122	0,471	0,25 – 0,75
Carga Orgánica en función de la DQO (Kg/d)	DQO _{aplicada}	3,403*	10,760*	

* Siendo la DQO_{aplicada} el resultado de la multiplicación de la DQO afluyente y del caudal. Criterio de diseño tomados de CONAGUA, 2015 y Cáceres, 2016.

Las CHS de ambos muestreos fueron 0,23 y 0,33 (m³/m²-d) valores por debajo del valor mínimo recomendado por CONAGUA (2015) de 6 m³/m²-d, lo que significa que los tiempos de remoción no se pueden ejecutar de manera óptima, la CHS es la implicación de la velocidad del agua tratada por medio del filtro, si estos valores están debajo de la normal puede generar flotabilidad. Importante destacar que en el reporte de diseño (Cáceres, 2016) no hay valor esperado para CHS en el reactor.

En el caso de la COV del reactor (COV_R) y COV respecto al medio filtrante (COV_F) se pudo determinar que solo en una instancia el valor cumple con el rango indicado por la literatura de 0,15 – 0,50 Kg DBO/m³-d (para COV_R) y de 0,25 – 0,75 Kg DBO/m³-d (para COV_F) (CONAGUA, 2015). Si se utiliza la fórmula para ser aplicada con respecto a la DQO, se encuentra un COV_R de 0,136 y 0,4630 respectivamente, y para el COV_F se obtuvo 0,204 y 0,645 siguiendo la

misma lógica. Ninguno de los parámetros en ambos escenarios cumple con el 3,18 Kg DQO/ m³ d esperado en el reporte de diseño de Cáceres (2016).

6.2.2 Parámetros de operación

En las Tablas 6.5 y 6.6 se muestran los resultados obtenidos de la determinación de los diferentes parámetros de operación, con los cuales se evalúan en conjunto para la evaluación de la operación y mantenimiento del reactor tipo FAFA.

Tabla 6.5: Resultados parámetros de operación 1^{er} muestreo.

Parámetros	Entrada Pila de Hidrólisis	Entrada al Reactor	Salida del Reactor
Ácidos Grasos Volátiles (mg/L)	210,995	615,963	89,731
Sólidos Totales (mg/L)	14 310	8 700	2 180
Sólidos Volátiles (mg/L)	750	240	550
Sulfatos (mg/L)	39,398	49,830	5,085
Sulfuro de Hidrógeno (mg/L)	0,203	1,171	0,255
Sulfuros (mg/L)	25,2	32,8	26,2
Alcalinidad Total (mg CaCO ₃ /L)	225,396	492,532	312,72

Tabla 6.6: Resultados parámetros de operación 2^{do} muestreo.

Parámetros	Entrada Pila de Hidrólisis	Entrada al Reactor	Salida del Reactor
Ácidos Grasos Volátiles (mg/L)	287,877	498,629	130,213
Sólidos Totales (mg/L)	23 860	8 420	1 870
Sólidos Volátiles (mg/L)	1 950	440	1 940
Sulfatos (mg/L)	40,557	41,484	8,099
Sulfuro de Hidrógeno (mg/L)	0,633	0,614	0,826
Sulfuros (mg/L)	28,0	56,8	52
Alcalinidad Total (mg CaCO ₃ /L)	542,620	563,490	476,540

a. Ácidos grasos volátiles (AGV)

En la etapa de hidrólisis las bacterias hidrolíticas se encargaron de descomponer las moléculas orgánicas complejas en monómeros de menor peso molecular, entre estos productos de la hidrólisis se encontró los ácidos grasos volátiles.

En el agua cruda se encontraron concentraciones de ácidos grasos volátiles de 210,995 mg/L para el primer y de 287,877 mg/L en el segundo muestreo. Las concentraciones de los AGV incrementan a la salida de la pila de hidrólisis (entrada al reactor) a 615,963 mg/L en el primer muestreo y a 498,629 mg/L para el segundo muestreo. Por lo que se pudo apreciar como en el primer muestreo se hidrolizo más moléculas orgánicas complejas, mientras que, en el segundo muestreo, aunque si sucedió lo esperado esto fue en menor cantidad. Pudo adjudicarse al rápido paso de las aguas por la pila de hidrólisis en este muestreo.

La concentración de ácidos grasos volátiles a la salida del reactor fue de 89,731 mg/L en el primer muestreo (85,43% de remoción) y de 130,213 mg/L (73,89% de remoción) para el segundo muestreo, si bien la reducción de los ácidos fue menor, los valores se encuentran en el rango de 50-300 mg/L CONAGUA (2015) La disminución significativa de este compuesto se debe a que las bacterias acetogénicas se encargaron de transformar parte de los ácidos grasos volátiles en acetatos.

b. Sólidos

Los sólidos totales se removieron a la salida de la pila de hidrolisis y del reactor. Las concentraciones de los sólidos en el agua cruda, es decir a la entrada de la pila de hidrólisis eran de 14 310 mg/L y 23 860 mg/L, en el primer y segundo muestreo. Donde se pudo observar una mayor concentración de ST en las aguas del segundo muestreo en comparación con las del primer muestreo.

A la salida de la pila de hidrolisis, es decir la entrada al reactor, los sólidos totales presentan una concentración de 8 700 mg/L (39,20% de reducción) y 8 420 mg/L (64,71%) para los dos muestreos. A la salida del reactor, los sólidos fueron de 2 180 mg/L (74,94% de remoción) para el primer muestreo, y 1 870 mg/L (77,91% de remoción) en el segundo muestreo.

c. Sólidos volátiles (SV)

Los sólidos volátiles medidos fueron 750 mg/L y 1 950 mg/L en el agua cruda, para el primer y segundo muestreo respectivamente, parte de estos se removieron en la pila de hidrólisis a 240 mg/L (68,0% de remoción) y 440 mg/L (77,43% de remoción). Sin embargo, a la salida del reactor estos tienen un aumento en ambos muestreos (550 mg/L, 1 940 mg/L). Los sólidos volátiles equivalían a la biomasa contenida en una muestra de agua por lo tanto hay una

mayor cantidad de biomasa en efluente, posiblemente biomasa arrastrada del fondo del reactor.

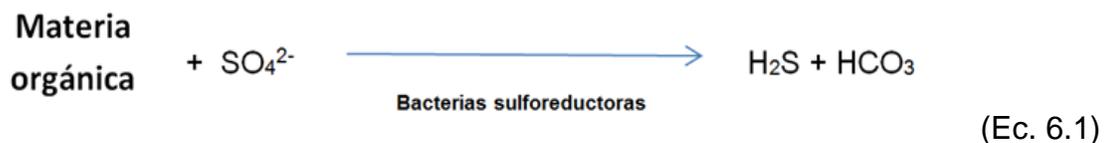
d. Sulfatos

En la pila de hidrólisis se observó constantemente un pequeño aumento de los sulfatos de 39,398 mg/L (entrada) a 49,830 mg/L (salida) (26,48% de aumento) para el primer muestreo. En el segundo muestreo, la concentración de sulfatos incremento de 40,557 mg/L a 41,484 mg/L (2,29% de aumento), los cuales entraban inmediatamente al reactor una vez pasado el proceso de neutralización.

En la etapa del reactor tipo FAFA se obtuvo un valor final de 5,085 mg/L en el primer muestreo, con una remoción del 89,79%; el segundo muestreo con 8,009 mg/L, teniendo una disminución del 80,03%. Estos valores demostraron que las bacterias sulfato-reductoras del reactor estaban removiendo grandes cantidades de sulfatos mejorando la producción de metano.

e. Sulfuro de hidrógeno

A la salida de la pila de hidrólisis en el primer muestreo había una variación de la concentración inicial de 0,203 mg/L a 1,171 mg/L. En cambio, en el segundo muestreo, hubo una ligera reducción de los H₂S de 0,633 mg/L a 0,614 mg/L. Con respecto a la salida del reactor en el primer muestreo se obtuvo una reducción a 0,255 mg/L (78% de remoción), mientras que el segundo se presentó un aumento a 0,826 mg/L (Incremento del 34,52%). Este aumento indica que hubo mayor eficiencia de remoción de sulfatos en el muestreo 1 a causa del aumento de concentración de H₂S_{aq} por a la acción de las bacterias sulfato reductoras, dando como resultado mejor producción de metano.



f. Sulfuros

A la entrada de la pila de hidrólisis se determinó una concentración inicial de sulfuro en el primer muestreo y segundo muestreo de 25,2 mg/L y 28,0 mg/L respectivamente, incrementando a la salida de la misma etapa, siendo los

valores de salida 32,8 mg/L y 56,8 mg/L. Estos incrementos se debieron al proceso de hidrólisis, donde los sulfatos sufren una reducción transformando cierta parte a sulfuros.

A la salida del reactor, las concentraciones de sulfuro disminuyeron a 26,2 mg/L (20,12%) y 52,0 mg/L (8,45%) para el primer y segundo muestreo respectivamente. Según la CONAGUA (2015) se recomienda mantener las concentraciones de sulfuros menores a 200 mg/L para evitar inhibir el proceso de metanogénesis, siguiendo esta referencia como guía, se afirma que el reactor se encuentra en concentraciones seguras para la producción de metano.

g. Alcalinidad

Primer muestreo

En la entrada de la pila de hidrólisis se conoció que la alcalinidad total estaba constituida por bicarbonatos (HCO_3^-) siendo la concentración de 225,396 mg CaCO_3/L . En cambio, la alcalinidad total a la entrada del reactor fue de 492,532 mg CaCO_3/L debido al pH básico. La alcalinidad se reduce en el reactor tipo FAFA donde paso a ser 312,72 mg CaCO_3/L .

Segundo muestreo

De igual manera en la pila de hidrólisis se obtuvo una concentración de 542,62 mg CaCO_3/L de alcalinidad total en forma bicarbonatada. En la entrada del reactor se obtuvo una alcalinidad total en forma carbonatada de 563,49 mg CaCO_3/L y teniendo un aumento del 3,84%. Este incremento se debe al pH de 7,224 generado por el proceso de neutralización, facilitando la producción de carbonatos que son originados a partir de los bicarbonatos provenientes de la pila de hidrólisis. A la salida del reactor, la alcalinidad total encontrada fue de 476,54 mg CaCO_3/L . Con ayuda de la siguiente Figura 6.1 se puede observar el comportamiento de la alcalinidad con respecto al pH.

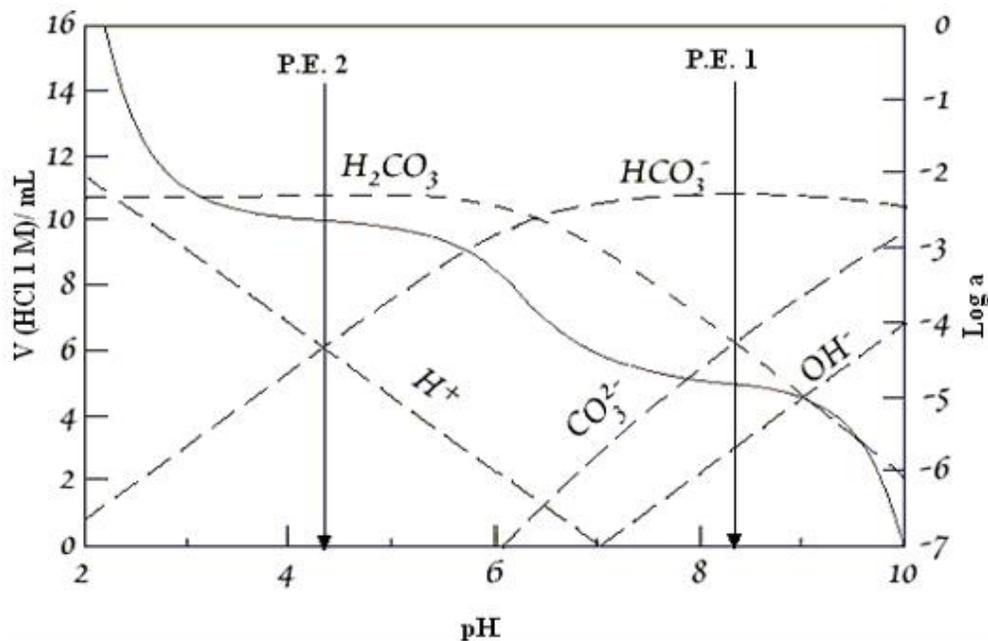


Figura 6.1: Curva de valoración de alcalinidad.

Fuente: CIDTA (s.f.)

h. Producción de metano en lodos

Con la producción de metano generada por los lodos se midió la capacidad del sistema de producir metano en un período de tiempo. Es decir, que se evaluó la actividad de las bacterias metanogénicas y se determinó si el proceso de metanogénesis se estaba llevando a cabo de forma adecuada. Los resultados de las pruebas de laboratorio se muestran a continuación en la Tabla 6.7.

Tabla 6.7: Producción de metano respecto a los Lodos de muestra.

Datos Básicos	Experimentos		
	1	2	3
DQO removida (g/L)	0,492		
Temperatura digestión (°C)	35	45	45
NaOH 10% usado total (L)	2	1	1
NaOH 10% desplazado (L)	1,70	0,50	0,55
Tiempo (h)	6	5	5
Porcentaje de metano del biogas (%)	85	50	55
Metano producido en un día (L CH ₄ /d)	2,24	0,80	0,88
Metano producido por lodo (L CH ₄ /L lodo)	3,4	1,0	1,1
Temperatura de operación del reactor (°C)	27,71		
Coefficiente de producción de sólidos (Kg SST/Kg DQO _{aplicada})	0,15*		

Datos Básicos	Experimentos		
	1	2	3
DQO _{aplicada} (Kg/d)		3,035	
Producción de lodos, Ec. 3.9. (Kg SST/d)		0,455	
Constante de los gases (atm-L/mol-K)		0,08206	
DQO correspondiente a un mol de CH ₄ (g DQO/mol)		64	
Presión atmosférica (atm)		1	
Factor de corrección, Ec. 3.8. (Kg DQO/L)		2,592	
Caudal del afluente (m ³ /d)		3,338	
DQO en el afluente (Kg DQO/m ³)		0,870	
DQO en el efluente (Kg DQO/m ³)		0,378	
Coefficiente de producción de lodos (Kg DQO _{lodo} /Kg DQO _{aplicada})		0,17*	
Porción de DQO convertida a metano, Ec. 3.6. (Kg DQO _{CH₄} /d)		1,148	
Producción de metano, Ec. 3.7. (L CH ₄ /d)		0,443	

* Estos valores fueron asumidos del rango promedio que se establece para las Ecuaciones 3.10 y 3.11.

Se obtuvieron porcentajes de metano en el biogás de 85%, 50% y 55% para los experimentos 1, 2 y 3, el restante mayormente CO₂. Sin embargo, de acuerdo con el criterio de diseño de Cáceres (2016) el porcentaje de obtención de metano en el biogás debería haber estado entre 70%-80%, caso que no se cumplió al realizar la digestión controlada a 45°C de los lodos, únicamente se cumplió al realizarla a 35°C. Lo cual pudo explicar una ligera inhibición de las bacterias metanogénicas en el proceso anaerobio a temperaturas de 45°C.

La producción de metano es un proceso rápido ya que al cabo de 5 horas se obtuvo en promedio 0,525 L de metano producidos en los dos últimos experimentos, es decir, los lodos al haberse expuesto a una digestión anaerobia controlada a 45°C en el laboratorio empezó a producir metano rápidamente lo cual determino la riqueza de estos lodos. Sin embargo, a 35°C esta producción era aún mayor, produciendo 1,70 L en solo una hora, cantidad mayor a los resultados de los otros dos experimentos.

Así mismo se calculó una aproximación de metano que se podría producir diariamente en la Empresa Kola Shaler S.A., obteniéndose 2,24 L CH₄/d en el caso del primer experimento y 0,84 L CH₄/d para los dos últimos experimentos. Tomando para esto que el día de trabajo de la PTAR es de 8 horas y con los valores obtenidos de DQO afluente, efluente y removido, y sabiendo la

temperatura del reactor se pudo determinar que la cantidad de metano producido por cada litro de lodo producido es de 1,05 L CH₄/L lodo base de 35 °C.

Con las Ecuaciones 3.8, 3.9, 3.10 y 3.11 se realizaron los cálculos necesarios para determinar la producción de metano al día en función de la temperatura medida en los muestreos, se tomó para esto la temperatura de mayor valor medida en el muestreo para la entrada del reactor tipo FAFA. Para esto se tuvo que a 27,71°C se produjo teóricamente 0,443 L CH₄/d, por lo tanto, se pudo determinar que para una mayor producción de metano la temperatura debía ser mayor, siendo lo óptimo 35°C.

i. Capacidad Buffer

Con la Capacidad Buffer, se encontró el valor necesario de adición diaria en CaCO₃ en Kg/D para la regulación de pH del sistema. Se hicieron adecuaciones de la formula respecto a la temperatura de trabajo de la digestión anaerobia para ambos muestreos (29,9 °C y 31,04 °C respectivamente, ver detalle de ecuaciones Anexo A: A.1):

Tabla 6.8: Alcalinidad requerida diaria en el reactor tipo FAFA.

	1er Muestreo	2do Muestreo
A	1 012,4	
B	6,606	
T (K)	303,05	304,19
H	1 842,03	1 895,91
Fracción Molar H₂CO₃	1,63x10 ⁻⁴	1,58x10 ⁻⁴
[H₂CO₃] (mol/L)	9,06x10 ⁻³	8,80x10 ⁻³
K	3,43x10 ⁻⁷	3,71x10 ⁻⁷
[HCO₃⁻] (mol/L)	0,0311	0,03264
HCO₃⁻ (mg/L)	1 897,2	1 991,09
Alcalinidad Total Necesaria (mg/L de CaCO₃)	1 555,08	1 632,04
Alcalinidad Requerida (mg/L de CaCO₃)	1 062,55	1 068,55
Adición diaria necesaria (Kg/d de CaCO₃)	2,93	4,19

El factor negativo de mayor importancia que puede afectar los costos y requerimientos económicos de tratamientos aerobios versus anaerobios es la necesidad de agregar alcalinidad. Las concentraciones de alcalinidad están de 2 000 a 3 000 mg/L como CaCO_3 , para rangos aceptables en la regulación del pH teniendo CO_2 con alta concentración de la fase gaseosa. Si la alcalinidad requerida, no es suficiente en los componentes del agua residual, o no puede ser producida por la degradación de proteínas y amoniacal, un costo considerable será necesario para comprar alcalinidad, de esto dependerá la sustentabilidad económica de un proceso anaerobio (Metcalf & Eddy, 2011).

6.3 Beneficios Técnicos, Ambientales y Económicos

De acuerdo con los resultados obtenidos de la producción de metano de los lodos (Tabla 6.7) la producción de biogás por día es alrededor de medio litro a 45°C contando con un porcentaje de metano de 80% a 85%. La producción de biogás a pesar de ser mínima debe ser tomada en consideración porque demuestra una eficiencia muy pobre del sistema. Un biogás que es liberado a la atmosfera impactando al medio ambiente de manera negativa.

Kola Shaler S.A. tendría 2 opciones para la utilización del biogás. Se puede crear el sistema de recolección y almacenaje de biogás en tanques y vender los litros generados de biogás a una empresa que haga el proceso de tratamiento ya que el biogás producido es la mezcla de metano, dióxido de carbono y subproductos.

Mensualmente esto generaría una ganancia entre 8 dólares hasta 12 dólares máximo (lo cual no es una ganancia considerable) pero si se puede solicitar una licencia de suministro de, importante destacar que estos valores son asumiendo que el rendimiento se mantiene en los valores mínimos de eficiencia actual (Global Petrol Price, 2021).

Adicionalmente, los lodos digeridos del reactor tipo FFA, no están caracterizados y se realiza una operación de secado ineficiente, ya que sin la composición del lodo digerido no se puede saber un tiempo ni temperaturas óptimas para secado (Metcalf & Eddy, 2011). Si el secado no es óptimo el lodo tiene porcentajes altos de humedad y esto en la empresa, lo vierten en los humedales generando un impacto ambiental negativo porque la composición del suelo no va a tomar los nutrientes del lodo y solo crea una capa semipermeable sobre el suelo.

No hay en este momento beneficios ambientales ni económicos generado por la etapa del reactor tipo FAFA, si bien la PTAR cumple con los valores estipulados por la ley respecto a contaminantes en el agua esto no es suficiente, porque el objetivo de una etapa anaerobia es la utilización energética del biogás y el uso de los lodos digestados.

7. PROPUESTA DE MEJORA

Para realizar una propuesta de mejora adecuada a los requerimientos y limitantes técnicos, económicos y ambientales que tenga un trasfondo concreto, real y delimitado respecto al reactor tipo FAFA instalado en la empresa Kola Shaler SA, primeramente, se debe reconocer los parámetros que destacan por un mayor sentido de urgencia en los muestreos, y de qué manera impactan estos valores con la eficiencia, operación y mantenimiento del reactor.

Comenzando la propuesta de mejora se debe realizar la correcta adición de alcalinidad requerida diariamente (Tabla 6.8), esto hará que el pH busque la neutralidad, ergo la actividad bacteriana aumentara, el consumo de nutrientes se elevara y la producción de H₂ en la etapa acidogénica incrementara, creando una limitante para la creación de subproductos como Acido propiónico y Butírico (Metcalf & Eddy, 2011). De igual manera la alcalinidad requerida puede ser cubierta por medio de bicarbonato de sodio para escatimar costos.

Limitar los subproductos de las etapas de digestión anaerobia impactan directamente la eficiencia del proceso, puesto que, la carencia de subproducto permite el aumento en la producción de Metano y esto provoca un aumento en la temperatura de trabajo del reactor, destacando que el gasto energético para elevar 10 °C requiere un consumo de $2,1 \times 10^7$ kJ/d. Si la temperatura de trabajo del reactor logra aumentar por la producción de metano llegando a los 35 °C se puede esperar valores de aprovechamiento energético de al menos $10,4 \times 10^6$ kJ/d (Metcalf & Eddy, 2011), es debido a esto que la propuesta de mejora se inclina buscar la neutralidad del pH y no en aumentar la temperatura de trabajo haciendo uso de una fuente externa.

Se debe aumentar el caudal de entrada al reactor, el caudal para el cual el reactor fue diseñado es de 25 m³/d (Cáceres, 2016), si los caudales del reactor no son cercanos a los de diseño, esto afecta al trabajo de las bacterias Acidogénicas, generando que la razón de flujo disminuye la creación de AGV, creando deficiencias en las concentraciones de H₂ y generando irregularidades en el pH (Metcalf & Eddy, 2011).

La propuesta es aumentar el caudal de la entrada al reactor, pero utilizando una recirculación del agua a la salida del mismo, esto también se conoce como caudal de reciclaje (Metcalf & Eddy, 2011).

Se utiliza de base al requerimiento de nutrientes respecto a la DBO. Para saber las dosis necesarias por nutriente y como la adición de los mismos debe ser calculada con valores reales respecto a sus caudales de trabajo y caracterización de aguas residuales industriales que se tengan por muestreo.

Cuando el TRH es mayor a 7 días (en ambos muestreos es mayor, debido a que 1 día es 8 horas de trabajo del reactor), es aplicable la relación de que, por cada 100 g de DBO entrante, 5 g de Nitrógeno y 1 g de Fosforo son esperados a ser consumidos para un óptimo desempeño en los procesos biológicos (Metcalf & Eddy, 2011).

Tabla 7.1: Parámetros de consumo de nutrientes respecto a la DBO.

	1er Muestro	2do Muestreo
TRH (d)	10,19	7,18
DBO (g/L)	0,734	2,004
Consumo de Nitrógeno Esperado (mg/L)	36,7	100,2
Consumo de Fosforo Esperado (mg/L)	7,34	20,04

Una vez encontrado el requerimiento diario de nutrientes respecto a la DBO, dependerá de los resultados de la caracterización de aguas residuales industriales, el caudal de reciclaje o recirculación para la entrada del reactor.

A pesar de la diferencia significativa entre ambos muestreos, generada por; diferencia de caudales, TRH y DBO en cada muestreo. La alternativa de un caudal de recirculación también abre la puerta al uso necesario de NPK como aditivo, pero esta vez controlado respecto a los valores requeridos, la ventaja es que se puede usar urea para escatimar costos en la adición de nutrientes.

Al lograr regular el pH utilizando la alcalinidad y al aumentar el caudal entrante al reactor utilizando la recirculación de agua saliente del reactor y la adición de NPK, se obtendrá; mayor concentración de H₂, mayor concentración de AGV, mayor producción de metano, eliminación de subproductos (Acido propiónico y butírico), aumento de temperatura sin necesidad de fuente externa, menor producción de lodos, remoción efectiva de DBO y DQO. Los sistemas anaerobios son de rápida regulación para adiciones (variaciones) de sustrato una vez ya se encuentran en marcha (Metcalf & Eddy, 2011).

De acuerdo con la literatura, la producción de lodos en un reactor tipo FFA es menor a medida que el proceso aumenta su eficiencia, esto se debe a que el consumo de nutrientes se da en la materia biológica y valores menores al 10% llegan a los lodos como materia en suspensión. Sin embargo, los lodos digeridos tienden a ser 90% agua, y para un correcto almacenamiento (en caso de no aplicarse una etapa de tratamiento de lodos), deben haber contado con un tiempo de retención de 20 días a 30 °C (Metcalf & Eddy, 2011).

Los lodos digeridos cuentan con una concentración de metano elevada, una vez pasan a ser secados, estos deben asemejarse a tierra seca y agrietada. De contar con valores de 3,3% en nitrógeno, 2,3% fósforo y 0,3% en potasio, mientras que los fertilizantes comerciales cuentan con 5% en nitrógeno, 10% en fósforo y 10% en potasio (Metcalf & Eddy, 2011).

Respecto a una propuesta de mejora relacionada a los lodos digeridos, la literatura sugiere que si bien las opciones varían, todos los procedimientos dictan que antes de tratar el lodo, se debe tener un objetivo en mente para la utilización del mismo (Metcalf & Eddy, 2011), en caso de Kola Shaler SA, no hay reportes donde se muestre un fin para usar los lodos del reactor, y sin esto no se puede hacer una recomendación para un tratamiento de lodos ya que cada tratamiento afectará a los lodos de manera distinta.

Actualmente los lodos son “secados” en una pila, y luego son depositados en el mismo punto de vertido del agua que es tratada en la PTAR. La propuesta de mejora respecto al aprovechamiento de los lodos debe comenzar siendo un estudio donde se tome la decisión si los lodos serán tratados y utilizados, o únicamente almacenados o descartados. Esto debe de ser definido puesto que los lodos no deben ser mezclados en espacios de vertido de agua tratada, y donde los lodos sean depositados debe haber una previa evaluación técnica basada en muestreos de los nutrientes y composición del suelo (Metcalf & Eddy, 2011).

En el caso de la empresa Kola Shaler SA. debido a la limitante económica, se sugiere que, una vez realizado el estudio, y se tenga previsto un área de vertido o un propósito para los lodos digestados, se mantenga el procedimiento de secado pero que es necesario hacer una caracterización de los lodos, esto en consecuencia a que los lodos digestados cuentan con una temperatura y tiempo de secado específica respecto a su composición. Además de que, si los lodos no llegan a los 80 °C en el secado, la humedad no lograra ser menos de 10%, y no llegara a ser útiles ni generar un aporte ambiental (Metcalf & Eddy, 2011).

No se recomienda otro plan de tratamiento de lodos digestados porque los más comunes son; digestión de lodos, deshidratación activa de lodos, secado por inyección de vapor, incineración, secado por prensa, compostaje, que además de involucrar un coste muy alto, están pensados para el control de patógenos en lodos de aguas residuales sanitarias domesticas (no en lodos de agua residual de la industria de bebidas carbonatadas), y ese lodo tratado es depositado en áreas donde nutren el suelo y la presencia de dicho lodo es necesaria (Metcalf & Eddy, 2011).

Finalmente, se recomienda la creación de una bitácora de trabajo que permita llevar un registro de los parámetros que pueden llegar afectar la eficiencia del reactor; temperatura, pH, DQO, DBO, nutrientes, producción de biogás y lodos. Esto será de utilidad ya que permite crear un historial de funcionamiento en el reactor, y si la empresa llega a realizar nuevos productos que alteran la composición del agua residual, las variaciones ya podrán ser esperadas, y se podrá trabajar en modificaciones preventivas que alarguen la vida útil de la PTAR.

8. CONCLUSIONES

La evaluación fisicoquímica y microbiológica del efluente producido en el reactor anaerobio, muestra que, éste presenta porcentajes de remoción por debajo de los valores recomendados en la literatura; lo que significa, que el reactor es ineficiente en su operación al no reducir la carga contaminante orgánica entrante, la presencia de nutrientes, y los sólidos.

Las deficiencias en operación del reactor anaerobio, se debe a problemas de diseño que no estaban considerados; como el uso de un caudal de entrada al reactor mucho menor al recomendado por la literatura. Entre otros factores se encuentran, la adición no controlada de nutrientes, como Nitrógeno y Fosforo, lo que ocasiona gastos no justificados ya que no hay cálculos que los sustente. El lavado de los microorganismos del medio filtrante hacia los lodos. Además, no existe un mantenimiento preventivo que corrija el malfuncionamiento actual del reactor anaerobio.

Dichas consecuencias generadas porque luego del 2018, la empresa altero su volumen de producción y línea de productos, generando así grandes cambios que no estaban presentes en 2016 con un contexto que el diseño en aquella época si era acertado y funcional.

Por los problemas antes mencionados, no existe actualmente, beneficios ambientales, técnicos y económicos, debido a que el poco metano producido es liberado a la atmosfera, contribuyendo a la contaminación de la atmosfera. Sin embargo, si los problemas técnicos y de mantenimiento fuesen superados, se estima una producción de biogás y biosólidos que podría ser vendido (o utilizados) como fuente de energética y los lodos como abono orgánico.

9. LISTA DE REFERENCIAS

- Agencia para Sustancias Tóxicas y el Registro de Enfermedades, ATSDR. (2016). Recuperado de: https://www.atsdr.cdc.gov/es/phs/es_phs6.html
- Agua, (2018). FAO - Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura. Recuperado de: <http://www.fao.org/water/es/>
- Agua, (2016). World Health Organization – WHO. Recuperado de: <https://www.who.int/es/news-room/fact-sheets/detail/drinking-water>
- Alberto, M.G. (2011). *Contaminación del agua potable: problemas microbiológicos*. Recuperado de: <https://www.interempresas.net/Agua/Articulos/50288-Contaminacion-del-agua-potable-problemas-microbiologicos.html>
- American Public Health Association. (2012). *Standard Methods for the examination of water and wastewater*. Washington: APHA.
- Amílcar, M.C. (2008). *Caracterización y tratamiento de aguas residuales*. Recuperado de: <http://dgsa.uaeh.edu.mx:8080/bibliotecadigital/bitstream/handle/231104/514/?sequence=1>
- Asamblea Nacional. (2014). *Ley 217, Ley general del medio ambiente y los recursos naturales con sus reformas incorporadas*. Publicada en La Gaceta, Diario oficial No. 20 del 31 de enero del 2014. Nicaragua.
- Baird, C. (2001). *Química Ambiental*. Barcelona: REVERTÉ S.A.
- Baird, R., Eaton, A., Cleceri, L., & Rice, E. (2002). *Standard Metodods for the examination of Water and Wastewater* (22 ed.). American Cublic Health Association, Water Environment Federation (WEF) & American Water Works Association.
- Beneficios del tratamiento de Aguas Residuales*, (2017). BioRem. Recuperado de: <https://solucionesbiorem.com/beneficios-del-tratamiento-de-aguas-residuales/>

Blázquez, P & Montero, M. (2010). *Reutilización de agua en bahía blanca plata 3era cuenca (seminario)*. Recuperado de: http://www.edutecne.utn.edu.ar/agua/agua_reutilizacion.pdf

Características y Desventajas de las Plantas de Tratamiento de Agua Residual. (2018). Plantas de Tratamiento ASAJET, Recuperado de: <https://plantasdetratamiento.com.mx/caracteristicas-y-ventajas/>

Cáceres, Vidal. A. (2016) *Informe de Diseño de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Industriales de la empresa Kola Shaler S.A.* Managua, Nicaragua.

Cárdenas, Y. (2000). *Evaluación de Platas y Desarrollo Tecnológico: Tratamiento de agua*, Recuperado de: http://www.sedapal.com.pe/c/document_library/get_file?uuid=2792d3e3-59b7-4b9e-ae55-56209841d9b8&groupId=10154

Causas y consecuencias de la contaminación del agua. (2017). Revista Aguas Residuales. Recuperado de: <https://www.aguasresiduales.info/revista/noticias/causa-y-consecuencias-de-la-contaminacion-del-agua-JNEEY>

Comisión Nacional del Agua (CONAGUA 2015). *“Manal De Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento”, Tomo numero 29; Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Filtros Anaerobios de Flujo Ascendente*.

Contaminación por aguas residuales domésticas, en las Riveras de Lago TITICACA en el Distrito de Tilali, (2012). Recuperado de: <https://www.monografias.com/trabajos94/monografia-medio-ambiente/monografia-medio-ambiente.shtml>

Félix, D. A. (2014), *Microbiología del agua*. Recuperado de: [https://www.cff.org.br/userfiles/file/Pasta%20-%20Costa%20Rica/_XVI%20Congreso%20Farmac%20Nacional%20\(PDF\)/Clase%20M%20fisicoqu%20admic%20y%20microbiol%20c3%b3gicos%20para%20garantizar%20la%20calidad%20del%20agua.pdf](https://www.cff.org.br/userfiles/file/Pasta%20-%20Costa%20Rica/_XVI%20Congreso%20Farmac%20Nacional%20(PDF)/Clase%20M%20fisicoqu%20admic%20y%20microbiol%20c3%b3gicos%20para%20garantizar%20la%20calidad%20del%20agua.pdf)

Gama, L., Adam, R., Martínez, J., & Laguna, C. (2011). *La Digestión Anaerobia y la Bioquímica*. KUXULBAB Revista de Divulgación. División Académica de Ciencias Biológicas, 12.

Giovanny, S. (s,f). *Contaminantes físicos y químicos de las aguas*. Recupero de: <https://fnca.eu/phocadownload/P.CIENTIFICO/inf.lcontaminacion.pdf>

Importancia de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales en México. (2018). DOMOS AGUA. Recuperado de: <https://www.domosagua.com/blog/importancia-plantas-tratamiento-aguas-mexico>

Las aguas residuales y sus efectos contaminantes, (2017). Recuperado de: <https://www.iagua.es/blogs/hector-rodriguez-pimentel/aguas-residuales-y-efectos-contaminantes>.

Manual de Laboratorio STAR, (2015). LABORATORIOS STAR. Recuperado de: <file:///C:/Users/Dell/Downloads/Manual%20de%20Analisis%20de%20Parametros%20de%20Calidad.pdf>

Martínez, M. V. (2011), *Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente (RAFA's o UASB)*. Recuperado de: http://aula.aguapedia.org/pluginfile.php/11619/mod_resource/content/0/RAFA.pdf

Martínez, S. (2016) *Desempeño de un Sistema de tratamiento de efluentes*. editorial Santiago, D.F, México.

Marsilli, A. (2005). *Tratamiento de aguas residuales*. Recuperado de: <http://www.tierramor.org/Articulos/tratagua.htm>

Méndez, G (2000). *Composición de las aguas residuales*. Recuperado de: <https://estrucplan.com.ar/category/articulos/>

Metcalf & Eddy INC (2011). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*.

Microbiología en los sistemas de tratamiento de aguas residuales. (2013). Recuperado de: <https://www.oocities.org/edrochac/residuales/microbiologia1.pdf>

Miriam G. & Rodríguez R. (2016) *Sistemas de tratamiento de aguas residuales*. Universidad Autónoma Metropolitana de Azcapotzalco, México.

Moro, A. (2011). La contaminación de las aguas. Recuperado de: <http://www.scielo.org.co/pdf/pml/v7n2/v7n2a05.pdf>

Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura, FAO (2015). Recuperado de: <http://www.fao.org/3/a-i4560e.pdf>

Orozco, V. P. & Soza, E. C. (2017). *Implementación del modelo matemático predictivo para la determinación del riego en la salud producido por trihalometanos (THM) y ácidos haloacéticos (HAA), durante el proceso de potabilización de las aguas superficiales provenientes del lago Cocibolca y el río Dipilto*. Managua, Nicaragua.

Pinto & Chernicharo (1996). *Viabilidad del sistema uasb/ af para el tratamiento de aguas residuales domesticas en país en desarrollo*. Recuperado de: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0273122398007082>

Ramos, J. F. (2016). *Diseño Inicial de la Planta de Tratamiento de Agua Residual de una Industria Láctea*. Managua, Nicaragua.

Tratamiento de Aguas Residuales y su Impacto Ambiental, (2018). Boss Tech. Recuperado de: <https://bosstech.pe/blog/tratamiento-de-aguas-residuales-y-su-impacto-ambiental/>

Tilley, E., Ulrich, L., Lüthi, C., Reymond, P., Schertenleib, R., & Zurbrügg, C. (2018). *Filtro Anaerobio de Flujo Ascendente*. Recuperado de *Sustainable Sanitation and Water Management Toolbox*. Recuperado de <https://sswm.info/es/gass-perspective-es/tecnologias-de/tecnologias-de-saneamiento/recoleccion-y-almacenamiento/filtro-anaerobio-de-flujo-ascendente>

Torres, A. (2016), *Análisis de Aguas Residuales*. Recuperado de: http://a21-granada.org/red-gramas/images/Presentacion_ANTONIO.pdf

Torres, P. (2012) *Perspectivas del tratamiento anaeróbico de aguas residuales domesticas en países en desarrollo*. Recuperado de: <file:///C:/Users/Marvely/Downloads/149225098009.pdf>

Ventrat, A. (2010). *Plantas de tratamiento de aguas residuales*. Recuperado de:
<https://ventrat.com.mx/pag/plantas/industriales.html>

ANEXOS

ANEXO A: METODOS PARA LA EVALUACION DE PARAMETROS

A.1 Métodos para la Evaluación de Características Físicas, Químicas y de la Materia Orgánica

- **Temperatura**

Este parámetro se midió en el momento de la toma de las muestras. Se usó un termómetro o leyendo el valor en el pH metro HACH previamente calibrada.

- **Acidez (pH)**

Este parámetro se midió al momento del muestreo o en un período menor a 12 horas. Esta variable se analizó usando la combinación del método pH-metro HACH. La calibración se realizó cada día antes de realizar las lecturas de las muestras. El procedimiento fue el siguiente:

- a. Presionar el botón de encendido. Enjuagar bien y secar el electrodo. Introduzca el electrodo en el contenedor. Asegurando que la parte final esté bien sumergida.
- b. Apuntar el valor del pH cuando la pantalla esté estable.
- c. Enjuagar el electrodo completamente con agua desmineralizada y secarlo bien.

- **Conductividad**

Este parámetro se determinó usando el Conductímetro 2010P HACH y se midió en el momento que la muestra fue tomada. El procedimiento fue el siguiente:

- a. Presionar el botón on/off una vez.
- b. Enjuagar con agua destilada el electrodo y secar bien.
- c. Introducir el electrodo dentro del contenedor de muestra, asegurando que esté bien sumergido y presione READ.
- d. Anotar el valor de conductividad cuando la pantalla es estable.
- e. Enjuagar el electrodo completamente y secar.

- **Potencial Redox**

Este parámetro se midió en el momento de la toma de las muestras. Se usó un “medidor de redox” o bien se pudo calcular en base al pH haciendo uso de la presión parcial del oxígeno expresado en atmósferas, pero este método es comúnmente empleado por medio de una ecuación empírica así que se realizará haciendo uso del dispositivo directamente.

- **Actividad Metanogénica**

Se tomó las muestras de lodo digestado en envases de 500 mL (los que se logró obtener del muestreo) se llevó a un agitador magnético con calentamiento continuo por 24 horas a 35°C.

La muestra se colocó en un envase de 1 L, se les añadió 500 mL de agua destilada a la vez que fue agitado en otro agitador magnético. Mientras en una probeta se midió 1,22 mL de Ácido Acético Glacial (AAG) y se adicionó al envase que estaba siendo mezclado, posteriormente se agregó NaOH a 1,0 N hasta que la muestra se neutralizó (pH = 7,0).

Una vez que la mezcla se neutralizó se separó en dos envases de 500 mL, también se colocó en otros dos envases de 500 mL de NaOH 1,0 N, se tapó los envases de las muestras con un tapón de hule aforado para poder montar la prueba de la siguiente manera:

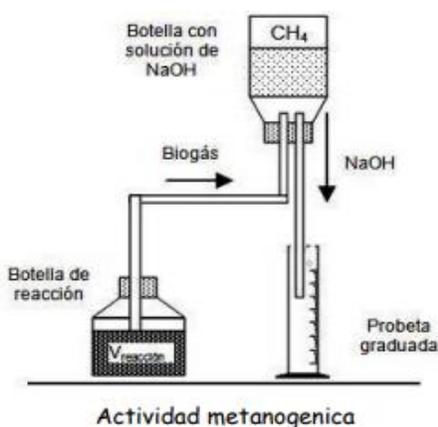


Figura A.1 Esquema de la Actividad metanogénica.

Fuente: Manual de Laboratorio STAR, 2015.

De esta manera lo que pasó es que la muestra comenzó a liberar CH_4 y este gas desplazó al NaOH del recipiente y se midió la cantidad de NaOH desplazado para hacer la relación directa del volumen desplazado como actividad metanogénica presente en la muestra.

Se repitió este proceso mínimo dos tiempos y se sacó valores promedios de tiempo de recolección, Temperatura optima de trabajo.

- **Nitrógeno**

Se tomó las muestras en recipientes de vidrio o plástico, se ajustó el pH debajo de 2 con H_2SO_4 (2mL/L) y se refrigeró a 4°C por un periodo máximo de 28 días.

Se tomó 40 mL de muestra y se colocó en un erlenmeyer de 125 mL, se adicioneo 5 mL de H_2SO_4 concentrado, 10 mL de H_2O_2 al 50%, y 10 perlas de ebullición. Se repitió el mismo procedimiento con agua desionizada. Se colocó la muestra y el blanco en una plancha de calentamiento a 400°C hasta que se redujo el volumen en ambos erlenmeyer a 15 mL aproximadamente.

- **Nitrógeno Kjeldahl**

Se tomó 10 mL de muestra digestada y 10 mL del blanco digestado con las pipetas volumétricas y se colocó los volúmenes en dos probetas de 25 mL cada uno. Se adicionó a cada probeta una gota de indicador de nitrógeno Kjeldahl. Se adicionó cinco gotas de KOH 8 N a cada probeta hasta la aparición de un color celeste.

Se llenó ambas probetas con agua desionizada hasta la marca de 20 mL. Se adicionó tres gotas de estabilizador mineral a cada probeta. Se tapó e invirtió cada una de las probetas para mezclar bien. Se adicionó tres gotas de alcohol polivinílico a cada probeta, tapó e invirtió varias veces para obtener una solución homogénea. Se aforó cada probeta hasta 25 mL con agua desionizada. Se tapó e invirtió nuevamente ambas probetas.

Se adicionó 1 mL de reactivo Nessler a cada probeta, Se tapó e invirtió repetidamente ambas probetas. Se espero dos minutos de reacción, cuando el tiempo expiró se colocó el contenido de cada probeta en dos celdas cuadradas de 10 mL cada una.

Se encendió el espectrofotómetro y seleccionó el programa, se limpió con el papel toalla la celda que contiene el blanco y colocó en el espectrofotómetro HACH, se presionó la tecla ZERO. Se limpió la celda que contiene la muestra y se colocó en el espectrofotómetro HACH, se presionó la tecla READ, los resultados se expresaron en mg/L de TKN.

Se calculó la concentración de TKN utilizando:

$$\text{ppm TKN} = \frac{75 * A}{B * C} \quad (\text{A.1})$$

Donde:

A son los mg/L leídos en la pantalla del espectrofotómetro.

B es el volumen de la muestra de agua residual tomados para la digestión (40 mL).

C es el volumen del agua residual ya digestada tomada para el análisis (10 mL).

- **Nitrógeno Amoniacal**

Se tomó 25 mL de muestra sin digerir y de agua desionizada y se colocó en probetas de 25 mL cada una, se adicionó tres gotas de estabilizador mineral a cada probeta, Se tapó e invirtió varias veces. Se adicionó tres gotas de alcohol polivinílico a cada probeta, Se tapó e invirtió varias veces, adicionar 1 mL de reactivo Nessler a cada probeta, Se tapó e invirtió varias veces, se esperó por un minuto de reacción.

Cuando el tiempo expiró se colocó el contenido de cada probeta en dos celdas cuadradas de 10 mL cada una. Se encendió el espectrofotómetro HACH y seleccionó el programa almacenado 380 N-NH₃. Se limpió con el papel toalla la celda que contiene el blanco y se colocó en el espectrofotómetro HACH, se presionó la tecla ZERO. Se limpió la celda que contiene la muestra y se colocó en el espectrofotómetro HACH, se presionó la tecla READ, los resultados se expresaron en mg/L de N-NH₃.

- **Nitrógeno Orgánico**

La concentración de nitrógeno orgánico se obtuvo de restar la concentración del nitrógeno amoniacal del nitrógeno Kjeldahl:

$$N_{\text{org}} = N_{\text{Kjeldahl}} - N_{\text{N-NH}_3} \quad (\text{A.2})$$

- **Determinación de Fósforo Total por el Método del Ácido Fosfovanadomolibdico**

Todos los recipientes tanto para la toma de muestra como para el análisis fueron lavados con HCl diluido, Si el análisis no se realizaba inmediatamente, se preservaba la muestra con 40 mg de HgCl_2 por litro de muestra.

En una solución diluida de ortofosfato, el molibdato amónico reaccionó en condiciones ácidas para formar un heteropoliácido, ácido molibdofosfórico. En presencia de vanadio forma ácido vanadomolibdofosfórico amarillo. La intensidad del color amarillo fue proporcional a la concentración de fosfatos. Los reactivos se prepararon de la siguiente forma:

- a. Reactivo Vanadato-Molibdato: Para este reactivo compuesto se preparó dos soluciones:
 - Solución A: Disolver 25 g de molibdato amónico, $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, en 300 mL de agua destilada.
 - Solución B: Disolver 1,25 g de metavanadato de amonio, NH_4VO_3 , calentar hasta ebullición en 300 mL de agua destilada, enfriar y añadir 330 mL de HCl concentrado.

Una vez enfriada la solución B a temperatura ambiente, se vertió la solución A sobre la B, mezclar y diluir a 1 L.

- b. Reactivo para Curva de Fósforo: Disolver 219,5 mg de dihidrógeno fosfato de potasio, KH_2PO_4 anhidro en agua desionizada y diluir a 1 000 mL, donde 1 mL equivale a una concentración de $50,0 \mu\text{g}$ de $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$.

Solución de Fenolftaleína al 0,25%: Disolver 0,25 g de fenolftaleína en 100 mL de etanol al 50%.

Procedimiento:

Se ajustó el pH de la muestra si el pH de la muestra es mayor de 10, se añadió 0,05 mL (una gota) de indicador de fenolftaleína a 50,0 mL de muestra y decoloró el color rojo con HCl 1+1 antes de diluir a 100 mL. Se eliminó el color de la muestra agitando unos 50 mL con 200 mg de carbón activado en un erlenmeyer durante 5 minutos y se filtró para eliminar el carbón, se comprobó los fosfatos de cada lote de carbón porque algunos producen blancos con mucho reactivo. Se puso 35 mL de muestra o menos que tenía de 0,05 a 1,0 mg P, en un matraz aforado de 50 mL.

Se adicionó 10 mL de reactivo vanadato-molibdato y se diluyó hasta la marca de 50 mL con agua destilada. Se preparó un blanco con 35 mL de agua destilada en lugar de la muestra, al cabo de 10 minutos o más, se midió la absorbancia de la muestra frente a un blanco a longitud de onda de 400 nm a 490 nm en función de la sensibilidad deseada. El color fue estable durante días y su intensidad no era afectada por las variaciones de la temperatura ambiente.

Se preparó una curva de calibrado utilizando volúmenes adecuados de solución patrón de fosfato y procediendo como el apartado anterior, cuando el ion Fe^{+3} fue suficientemente bajo para no interferir, se elaboró un conjunto de rectas de calibrado de una serie de soluciones patrón para varias longitudes de onda, esta acción permitió una amplia gama de concentraciones en una serie de determinaciones. Se analizó, al menos, un patrón con cada juego de muestras, para determinar la concentración de P expresados en mg/L se aplica el siguiente cálculo:

$$\frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ P} = \frac{\text{mg de P (en 50 mL de volumen final)} * 1000}{\text{mL de muestra}} \quad (\text{A.3})$$

Solución Patrón de Fósforo: 50 mg/L		
mL	P (μ g)	P (mg)
0	0	0
2	100	0,1
4	200	0,2
6	300	0,3
8	400	0,4
10	500	0,5
12	600	0,6
14	700	0,7
16	800	0,8
18	900	0,9
20	1 000	1,0
22	1 200	1,1
25	1 250	1,25

La digestión con persulfato amónico de la muestra convirtió la mayoría de los compuestos orgánicos de fósforo, polifosfatos, hexametafosfatos y fosfitos inorgánicos en ortofosfatos susceptibles en las determinaciones colorimétricas explicadas en los puntos anteriores.

Las soluciones de reactivos para determinar fósforo total fueron las siguientes:

- a. Solución de Ácido Sulfúrico 0,5 M: Adicionar sobre 100 mL de agua destilada, 31 mL de ácido sulfúrico concentrado comercial.
- b. Solución de NaOH 1 M: Disuelve 40 g de sólido en agua destilada, enrasando a 1 000 mL.

Se tomó 50 mL de muestra en un recipiente termo resistente y se adicionó 0,05 mL de fenolftaleína; si el color rojo se desarrollaba, se agregaba ácido sulfúrico concentrado hasta que desapareciera el color. Posteriormente, se adicionó 1 mL más de ácido sulfúrico y 0,4 g de persulfato de amonio sólido se llevó a ebullición en la plancha de calentamiento de 30 a 40 minutos, se redujo su volumen hasta unos 10 mL. Se enfrió y diluyó a 30 mL con agua destilada, se adicionó 0,05 mL de fenolftaleína y se alcalinizó la muestra, con NaOH 1 M hasta pH 7,5-8,0.

Se ajustó el pH, si es necesario, con ácido sulfúrico 0,5 M, se enrasó la muestra a un total de 100 mL con agua destilada, una vez realizada la digestión se analizó la muestra usando el método del ácido fosfovanadomolibdico.

- **Determinación de Sólidos**

Se determinó el contenido de Sólidos Totales (ST), Sólidos Totales Volátiles (STV) y Sólidos Totales Fijos (STF), Sólidos Disueltos (SD), Sólidos Suspendidos Totales (SST), Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV) y Sólidos Sedimentables (SSed) en una muestra de agua residual.

Sólidos Sedimentables (Método del Cono Imhoff)

Los sólidos sedimentables pueden ser determinados y expresado en función de un volumen (mL/L) o de un peso de mg/L. La prueba volumétrica requería solamente de un cono de Imhoff y una probeta de 1 000 mL de plástico o vidrio según el tipo de agua analizada, en este caso se usó una probeta plástica.

Procedimiento:

1. Con una probeta se medirá 1 000 mL de muestra de agua residual.
2. Se llenará un cono de Imhoff hasta la marca de 1 000 mL con la muestra del agua residual bien mezclada.
3. Se dejará sedimentar durante 45 minutos.
4. Con una varilla de vidrio suavemente se frotará (no agitar ni revolver bruscamente) la pared interna del cono para desprender aquellas partículas adheridas.
5. Se dejará la muestra sedimentar nuevamente por 15 minutos.
6. Se registrará el volumen de sólidos sedimentables como mL/L.

Sólidos Totales, SM 2540-B

Se evaporó 10 mL de una muestra bien mezclada en una cápsula pesada y secada, el aumento de peso sobre la cápsula vacía representó los sólidos totales.

Procedimiento:

a) Análisis de la muestra:

1. Se lavará, secará la capsula y se colocará en un desecador hasta que se necesite. Se pesará inmediatamente antes de usar.
2. Con una probeta se medirá 10 mL de muestra.
3. Se transferirá el volumen medido de muestra bien mezclada en una cápsula pesada previamente.
4. Con una pinza se tomará la cápsula con la muestra y se colocará en el horno a 103°C-105°C por lo menos por una hora hasta que la muestra se evapore.
5. Se retirará la cápsula del horno con una pinza metálica y se llevará al desecador (10 minutos) para equilibrar la temperatura.
6. Se pesará la cápsula en la balanza analítica.

Cálculo: Se registró los Sólidos Totales usando la siguiente ecuación:

$$mg \text{ de Sólidos Totales/L} = \frac{(A-B) \times 1000}{\text{volumen de la muestra, mL}} \quad (A.4)$$

Dónde:

A: Peso de residuo seco + cápsula, mg

B: Peso de la cápsula de porcelana, mg

Sólidos Suspendidos Totales, SM 2540-D

Se filtró una muestra bien mezclada con un filtro estándar de fibra de vidrio 934 - AH de 47 mm de diámetro, y el residuo retenido en el mismo se secó a un peso constante en una cápsula a 103°C-105°C. En aumento de peso del filtro representó los sólidos totales en suspensión.

Procedimiento:

a) Preparación del disco de filtrado de fibra de vidrio:

1. Se insertará el filtro de fibra de vidrio de 47 mm de diámetro con la cara rugosa hacia arriba en el sistema de filtración al vacío.
2. Se efectuará el vacío con la bomba y se lavará el disco con tres volúmenes sucesivos de 20 mL de agua desionizada.
3. Se desechará el agua de lavado, y se ensamblará nuevamente el sistema de filtración al vacío.

b) Selección del filtro en dependencia del tamaño de la muestra: Para muestras no homogéneas como agua residual no tratada, se utilizará un filtro ancho para permitir el filtrado de una muestra representativa.

c) Análisis de la muestra:

1. Se hará pasar 10 mL de muestra y se retirará el filtro.
2. Se colocará el filtro en una cápsula de porcelana previamente preparada y pesada.
3. La cápsula conteniendo el filtro con la muestra se secará en un horno a 103°C-105°C, durante una hora, hasta peso constante.
4. Se retirará la cápsula del horno y se colocará en el desecador por 10 minutos.
5. Se pesará la cápsula junto con el filtro que contiene el residuo seco.

d) Si se va a medir sólidos volátiles.

1. Se incinerará el filtro seco a 550°C en horno de mufla.
2. Se enfriará en desecador para equilibrar la temperatura y se procederá a pesar.

Cálculo:

Los Sólidos Suspendidos Totales se registraron en mg/L, usando la siguiente ecuación:

$$\text{mg de Sólidos Totales en Suspensión/L} = \frac{(A-B) \times 1000}{\text{volumen de la muestra, mL}} \quad (\text{A.5})$$

Dónde:

- A: Peso del papel filtro + residuo seco, mg
- B: Peso del papel filtro, mg

Para registrar los Sólidos Volátiles en mg/L se calculó de la siguiente manera;

$$\text{SV} = \text{SST} - \text{STF} \quad (\text{A.6})$$

Donde:

- SST: Sólidos Suspendidos Totales
- STF: Sólidos Totales Fijos (los que se detallan más adelante).

Sólidos Disueltos, SM 2540-C

Se filtró una muestra bien mezclada con un filtro de vidrio de 47 mm de diámetro; posteriormente, el filtrado se evaporó hasta que se secó en una cápsula, pesada y secada previamente. El aumento de peso de la cápsula representó los sólidos totales disueltos.

Procedimiento:

a) Preparación del disco de filtrado:

1. Se insertará el filtro con la cara rugosa hacia arriba en el sistema de filtración al vacío.
2. Se realizará el vacío y se lavará el disco con tres volúmenes sucesivos de 20 mL de agua desionizada.
3. Continuar la succión hasta eliminar todo vestigio de agua y se ensamblará nuevamente el sistema de filtración al vacío.

b) Preparación de la cápsula de porcelana:

1. Se lavará, limpiará y se secará la cápsula de porcelana, se conservará en un desecador hasta que se utilice.
2. Se pesará inmediatamente antes de usar.

c) Análisis de la muestra:

1. Se filtrarán 10 mL de la muestra bien mezclada, en un filtro de fibra de vidrio de 47 mm de diámetro.
2. Se transferirá el filtrado a una cápsula de porcelana previamente pesada.
3. Se introducirá la cápsula en un horno a 103°C - 105°C hasta que se evapore, al menos durante una hora.
4. Se retirará la capsula del horno, se enfriará en un desecador para equilibrar la temperatura y procederá a pesar.

Calculo:

Para registrar los Sólidos Disueltos, se usó la siguiente ecuación:

$$\text{mg de Sólidos Totales Disueltos/L} = \frac{(A-B) \times 1000}{\text{volumen de la muestra, mL}} \quad (\text{A.7})$$

Dónde:

A: Peso de residuo seco + cápsula, mg

B: Peso de la cápsula, mg

Sólidos Totales Fijos, SM2540-E (Diferencia de peso)

El residuo que se obtuvo en cualquiera de los métodos B, C o D se incineró, a peso constante, a una temperatura de 550°C. Los sólidos remanentes representaron los sólidos totales fijos, disueltos o en suspensión, mientras que la pérdida de peso por ignición representó los sólidos volátiles.

Procedimiento:

1. Se incinera cualquiera de los residuos de los métodos 2 540B, 2 540C y 2 540D a peso constante, en un horno de mufla a una temperatura de 550°C (se deberá elevar la mufla a esta temperatura antes de introducir la muestra).
2. La incineración solo precisará de 15 a 20 minutos.
3. Se retirará y se enfriará la cápsula en un desecador y luego se procederá a pesar en una balanza analítica.

Calculo:

Para registrarán los Sólidos Totales Fijos se usó la siguiente ecuación:

$$mg \text{ de Sólidos Totales Fijos/L} = \frac{(A-B) \times 1000}{\text{volumen de la muestra, mL}} \quad (\text{A.8})$$

Dónde:

A: Peso de residuo + peso de la cápsula después de la incineración, mg

B: Peso de la cápsula o filtro, mg

- **Alcalinidad**

Bajo ciertas condiciones las aguas naturales pueden contener cantidades apreciables de alcalinidad en forma de carbonatos e hidróxidos. Estas condiciones suelen suceder en aguas superficiales donde florecen las algas debido a que éstas remueven el dióxido de carbono de las aguas, tanto libre como combinado, a tal grado que el valor de pH puede llegar hasta alcanzar valores de nueve o diez unidades de pH.

El dióxido de carbono y las tres formas de alcalinidad forman parte de un sistema que existe en equilibrio, en el cual se involucra al ión bicarbonato en todas las reacciones. Un cambio de la concentración de cualquiera de los miembros del sistema causará un cambio en el equilibrio, alterando las concentraciones de los otros iones y por lo tanto un cambio de pH y viceversa.

Interferencias:

En muestras fuertemente coloreadas o turbias puede enmascarse el cambio de color en la titulación del punto final, para evitar esta interferencia se realizará una filtración de cada muestra con carbón activado.

1. Se colocó 50 mL de muestra de agua residual en un erlenmeyer.
2. Se agregó 0,05 g de carbón activado.
3. Se agitó y dejó reposar al menos 30 minutos.
4. Se filtró la mezcla en una bomba de vacío.

Preparación de reactivos:

Solución de Carbonato de Sodio 0,05 N:

1. Se dejó secar de 3 a 5 g de estándar primario de Na_2CO_3 a 25°C por 4 horas y luego se enfrió en un desecador.
2. Se pesó 2,5 g de estándar primario de Na_2CO_3 y se transfirió a un matraz volumétrico de un litro.

3. Se diluyó hasta la marca con agua desionizada. Se disolvió y mezcló el reactivo. No se guardó por más de una semana.

Ácido Sulfúrico 0,1 N:

1. Se diluirá 3 mL de H_2SO_4 concentrado a un litro con agua desionizada.
2. Se valorará el ácido con 40 mL de Na_2CO_3 0,05 N más 60 mL de agua (mezcladas en un beaker).
3. Se adicionará fenolftaleína hasta el vire de rosa a incoloro,
4. Se calcula la normalidad con la siguiente ecuación:

$$N = \frac{A \times B}{53 \times C} \quad (\text{A.9})$$

Dónde:

- A: gramos de Na_2CO_3 pesados en un litro
- B: mL de solución de Na_2CO_3 usados en la valoración
- C: mL de ácido utilizados

Ácido Sulfúrico 0,02 N:

1. Se diluyó 200 mL de la solución valorada de ácido 0,1 N a un (1) litro de agua desionizada.
2. Se valoró potenciométricamente contra 15 mL de Na_2CO_3 (no agregar agua) de acuerdo al procedimiento anterior. 0,02 N = 1 mg de CaCO_3 .

Solución Indicadora de Fenolftaleína Alcohólica:

1. Se preparó disolviendo 0,5 g de fenolftaleína en 50 mL de alcohol etílico o isopropílico al 95%.
2. Se agregó 50 mL de agua desionizada.
3. Si es necesario se agregó una gota de NaOH 0,02 N gota a gota, hasta la aparición de una coloración rosa.

Solución Indicadora de Anaranjado de Metilo:

1. Se preparó disolviendo 0,05 g de anaranjado de metilo en agua desionizada.
2. Se diluyó con agua a 100 mL.

Solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, 0,1 N:

1. Se preparó disolviendo 2,5 g de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$.
2. Se diluyó a 100 mL con agua exenta de CO_2 .

Procedimiento:

1. Se llenó una bureta con solución tituladora de ácido sulfúrico 0,02 N.
2. Se registró el nivel del líquido en la bureta, se leyó en el fondo del menisco, se tuvo cuidado que no existieran fugas en la válvula de pase de la bureta.
3. Se colocó 50 mL de muestra con una probeta en un erlenmeyer.
4. Si había presencia de cloro residual libre se agregó una gota de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, 0,1 N, todos los reactivos se adicionaron en presencia de agitación.
5. Se añadió cinco gotas de fenolftaleína.
6. Se colocó el Erlenmeyer sobre una superficie blanca y se comenzó a titular con el ácido sulfúrico hasta el cambio de color característico del punto de equivalencia ($\text{pH} = 8,3$). El color cambia de un rojizo violeta o rosa a incoloro.
7. Se registró el volumen gastado de ácido. (Alcalinidad a la fenolftaleína, P).
8. Se agregó dos gotas de indicador de anaranjado de metilo a la muestra incolora anterior.

9. Se tituló nuevamente con ácido sulfúrico. La titulación terminó cuando se presentó el cambio de color de amarillo a canela, característico del pH 3,7. (Alcalinidad Total, T).

Cálculos:

La titulación hasta pH del punto final para alcalinidades altas se calculó con la siguiente fórmula:

$$mg(CaCO_3)/L = \frac{A \times N \times 50.000}{mL \text{ de muestra}} \quad (A.10)$$

Dónde:

A: mL de ácido normalizado gastado.

N: normalidad del ácido normalizado.

Cálculos por relaciones de alcalinidad:

Los resultados que se obtuvieron en la determinación anterior son un medio para clasificar las tres formas principales de alcalinidades en el agua: carbonatos, hidróxidos y bicarbonatos. Estos tipos de alcalinidades se determinaron de la siguiente manera:

Alcalinidad por Carbonatos: está presente cuando la alcalinidad por fenolftaleína no es cero, pero es menor que la alcalinidad total.

Alcalinidad por Hidróxido: está presente si la alcalinidad por fenolftaleína es más que la mitad de la alcalinidad total.

Alcalinidad por Bicarbonatos: está presente si la alcalinidad por fenolftaleína es menos que la alcalinidad total.

Según los resultados de la titulación, el tipo de alcalinidad de la muestra de agua residual se clasificará de acuerdo a las relaciones establecidas en la siguiente tabla:

Resultado de la titulación	Alcalinidad por Hidróxidos (CaCO ₃)	Alcalinidad Carbonatada (CaCO ₃)	Alcalinidad Bicarbonatada (CaCO ₃)
$P = 0$	0	0	T
$P < \frac{1}{2}T$	0	2P	T-2P
$P = \frac{1}{2}T$	0	2P	0
$P > \frac{1}{2}T$	2P-T	2(T-P)	0
$P = T$	T	0	0

- **Sulfatos (SO₄⁻²)**

La turbiedad del precipitado de BaSO₄ formado luego de la adición del reactivo BaCl₂ a una muestra de agua residual, fue directamente proporcional al nivel de SO₄⁻²-S de la muestra.

Reactivos

Solución buffer A:

Se diluyó 30 g de cloruro de magnesio MgCl₂•6H₂O, 5 g de acetato de sodio CH₃COONa•3H₂O, 1,0 g de nitrato de potasio KNO₃ y 20 mL de ácido acético, CH₃COOH (99%), en 500 mL de agua destilada y se aforo a 1 000 mL.

Solución buffer B (Esta era requerida cuando las muestras tenían una concentración de SO₄⁻² > 10 mg/L):

Se diluyó 30 g MgCl₂•6H₂O, 5 g CH₃COONa•3H₂O, 1,0 g KNO₃, 0,111 g sulfato de sodio, Na₂SO₄, y 20 mL de CH₃COOH (99%), en 500 mL de agua destilada y se aforó a 1 000 mL.

Cloruro de bario: BaCl₂, 20 a 30 cristales

Solución estándar de sulfato:

Se preparó la solución estándar de sulfato, 1,0 mL = 100 µg SO₄⁻²: Se disolvió 0,1479 g de Na₂SO₄ anhidro en agua destilada y se diluyó a 1 000 mL.

Procedimiento:

Se medirán 100 mL de muestra en un Erlenmeyer de 250 mL y posteriormente se medirá la turbiedad (A).

Se adicionarán 20 mL de solución buffer A y se mezclará con un aparato de agitación. Mientras se agita, se adicionará una cucharada de cristales de BaCl₂ y se comenzará a medir el tiempo. Se mezclará por 60 ± 2 s a una velocidad constante y posteriormente medir la turbiedad (B). Luego con el uso de un turbidímetro se medirá la turbiedad (A-B) a 5±0,5 mL.

La concentración del sulfato será estimada comparando la lectura con la curva de calibración preparada llevando a cabo estándares SO₄⁻² a través de todo el procedimiento. Los estándares se separarán por incrementos de 5 mg/L en el rango 0 a 40 mg/L SO₄⁻².

- **Sulfuro de Hidrogeno**

El H₂S fue oxidado a S mientras el gas burbujea en una solución de I₂. El I₂ fue reducido a I. El I₂ no reducido pudo ser titulado utilizando Na₂S₂O₃.

Reacciones:



Reactivos

Solución I₂ 0.1 N: El I₂ no se disuelve en agua. Por tanto, se utilizó una solución de yoduro para formar un complejo de color marrón I₃ (I₂ + I). Se disolvió ± 20 a 24 g de KI en 100 mL de agua destilada y lentamente se adicionó 12,7 g de I₂. Se agitó la solución completamente hasta que se diluyó y colocó en un matraz de 1,0 L. Se diluyó a 0,1 L con agua destilada.

Solución de almidón: Se disolvió 1 g de almidón en 100 mL de agua destilada. Esta solución no se pudo preservar y debió ser preparada previa a su uso.

Solución de $K_2Cr_2O_7$ 0,1 N: Se secó el $K_2Cr_2O_7$ a $105^\circ C$ por 4 horas antes de su uso. Se pesó 9,806 g en una balanza analítica y se diluyó con agua destilada. Se diluyó a 1,0 L con agua destilada después de completar la disolución.

Solución de $Na_2S_2O_3$ 0,1 N: Se disolvió ± 25 g de $Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O$ en 1,0 L de agua hirviendo. Después de la cocción, la solución se colocó en un recipiente oscuro. La normalidad de la solución cambió constantemente; por tanto, se monitoreó previo a cada determinación de H_2S .

Determinación de la Normalidad del $Na_2S_2O_3$:

En un medio ácido, el I^- se oxida a I_2 utilizando $Cr_2O_7^{2-}$. El I_2 libre es titulado con $Na_2S_2O_3$.



Procedimiento

a. Se colocará en un Erlenmeyer de 500 mL:

2 g KI disuelto en ± 100 mL de agua destilada
20 mL de solución $K_2Cr_2O_7$ 0.1N
25 mL de H_2SO_4 2N

b. Se mezclará apropiadamente para luego colocar el Erlenmeyer en un lugar oscuro por 5 minutos y diluirla a ± 400 mL con agua destilada. Después, se titulará la solución con $Na_2S_2O_3$ hasta que aparezca un color amarillo.

c. Adicionar 2 mL de solución de almidón, se obtendrá una solución azul. Titular hasta que la solución sea incolora (alrededor de 1 mL). La normalidad del $Na_2S_2O_3$ puede ser calculada como:

$$X \text{ mL Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \times t \text{ Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 = 20 \text{ K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 \text{ mL} \times 0.1 \text{ N} \quad (\text{A.15})$$

- **Determinación de H₂S**

Se realizó una prueba en blanco con 100 mL de una solución de I₂ 0,1 N y tituló con Na₂S₂O₃ y la solución de almidón como indicador. La cantidad de Na₂S₂O₃ necesaria fue A mL. Se mezcló alrededor de (V) de una muestra que contenía H₂S a través de una solución de 100 mL de I₂, titular con Na₂S₂O₃ (B mL).

- **Determinación de Sulfuros (S²⁻)**

Reactivos

Ácido clorhídrico, HCl 6 N

Solución estándar de yodo, I₂ 0,025 N: Se disolverá 20-25 g de KI en una pequeña cantidad de agua destilada y se adicionará 3,2 g de I₂, luego se aforará a 1,0 L luego esta solución se almacenará en un lugar oscuro.

Solución estándar de tiosulfato de sodio: Na₂S₂O₃, 0,025 N: Se disolverá 6,205 g de Na₂S₂O₃·5H₂O en agua destilada. Se adicionará 1,5 mL de NaOH 6 N o 0,4 g de NaOH sólido y se diluirá a 1 000 mL.

Indicador de almidón: Se diluirán 2 g de almidón grado de laboratorio y 0,2 g de ácido salicílico en 100 mL de agua destilada caliente.

Procedimiento

1. Se colocará una cantidad conocida de solución de I₂ en un Erlenmeyer.
2. Se adicionará, si es necesario, agua destilada hasta obtener 20 mL.
3. Se agregarán 2 mL de HCl 6 N y 200 mL de la muestra.
4. Si el color del I₂ desaparece, se deberá agregar nuevamente una cantidad conocida de solución de I₂.

5. Posteriormente se titulará con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ y unas cuantas gotas de indicador de almidón.
6. Se continuará titulado hasta que el color azul desaparezca.

- **Ácidos Grasos Volátiles (AGV)**

Este análisis proporcionó información sobre la degradación anaeróbica de la materia orgánica y las condiciones ambientales más adecuadas para la actividad óptima de las bacterias productoras de metano.

Procedimiento:

1. Se depositó un volumen determinado (V) de muestra de agua residual (usualmente 100 mL) en un vaso de precipitado de 250 mL.
2. Se colocó el electrodo de pH en la muestra. Se tituló la muestra con HCl 0,1 N hasta alcanzar un pH de 3. Se anotó los mL de solución utilizados (A mL).
3. Se transfirió la muestra a un balón de destilación de 500 mL y se mezcló cuidadosamente para asegurar que el ácido permanezca en el fondo del balón.
4. Se conectó el balón a un condensador y se adaptó el tubo.
5. Se colocó el balón de destilación en un calentador para destilación. Se destiló la muestra por aproximadamente 3 minutos.
6. Se enfrió la muestra a temperatura ambiente para posteriormente llevarla a un vaso de precipitado de 250 mL.
7. Se colocó el electrodo de pH en la muestra enfriada y se mezcló cuidadosamente mientras se tituló lentamente con NaOH 0,1 N hasta alcanzar un pH de 6,5.
8. Se anotó el volumen de NaOH utilizado (B mL).

- **Demanda Biológica de Oxígeno (DBO)**

Procedimiento

1. Se encendió el equipo Oxitop y se ajustó la temperatura a 20°C.
2. Se removió las cabezas amarillas y el tapón de hule color negro del cuello de las botellas oscuras para DBO.
3. Se determinó el volumen a utilizar usando la tabla de abajo y midiendo éste en el balón, se procuró que se forme un menisco convexo.

Volumen de Muestra (mL)	Rango de Medición (mg/L)	Factor
432	0 - 40	1
365	0 - 80	2
250	0 - 200	5
164	0 - 400	10
97	0 - 800	20
43,5	0 - 2 000	50
22,7	0 - 4 000	100

4. Se adicionó cinco gotas de inhibidor de nitrógeno (0,5 g) y se introdujo un magneto.
5. En el tapón de hule color negro se colocó dos pastillas de NaOH con una pinza. Evitando el contacto con las manos.
6. Se colocó la cabeza amarilla y se cerró la botella.
7. Se puso la botella dentro del equipo Oxitop.
8. Para iniciar las cabezas, se encendió el controlador del Oxitop presionando la tecla ON/OFF.

9. Se presionó la tecla donde aparece un icono del controlador enviando señal a la cabeza. El controlador fue colocado a una distancia máxima de 40 cm de cada cabeza.
10. Se presionó la tecla RUN/ENTER, para iniciar la cabeza.
11. Se seleccionó el rango de medición y se presionó nuevamente RUN/ENTER.
12. Con las flechas direccionales del controlador se cambió el número de cabeza e inicio la activación presionando nuevamente RUN/ENTER.
13. Después que la temperatura de incubación se haya alcanzado, el equipo inició automáticamente la medición de consumo de oxígeno (tardó dos horas).
14. Para realizar las mediciones primero, se encendió el controlador del Oxitop presionando la tecla ON/OFF.
15. Al transcurrir cinco días, se pudo leer la lectura final y esta se multiplicó por el factor de dilución que aparece en la tabla.

- **Demanda Química de Oxígeno (DQO)**

1. Se homogenizó 100 mL de muestra por 30 segundos en una licuadora, si la muestra no contenía sólidos suspendidos no era necesario hacer este paso.
2. Se colocó la muestra homogenizada en un beaker de 250 mL con un magneto y se agitó.
3. El aparato de digestión debía estar a una temperatura de 150°C y ser programado para un periodo de dos horas.
4. Se destapó los viales que debían estar colocados en una rejilla, la concentración de los viales debería ser de 2 mg/L a 1 500 mg/L.

5. Se colocó cada vial en un ángulo de 45°. Usando una pipeta volumétrica de 2 mL para adicionar la muestra del efluente industrial al primer vial. Este Se tapó e invirtió de arriba hacia abajo varias veces de manera suave. La reacción fue exotérmica y por tanto el vial se calentó.
6. Se repitió el mismo paso para el segundo vial.
7. Se repitió el mismo paso, pero con agua desionizada, este vial fue el blanco o testigo.
8. Se rotuló bien cada vial.
9. Se activó el proceso de digestión por dos horas a 150°C.
10. Pasadas las dos horas, se apagó el equipo.
11. Se sacaron los viales y se colocaron en una rejilla por 20 minutos hasta que se enfriaron.
12. Se encendió el espectrofotómetro HACH DR 5000 y se seleccionó el programa 430 CD LR.
13. Se limpió el vial llamado blanco con un papel toalla suave y se tomó de la tapa. Se colocó en el espectrofotómetro y se presionó la tecla zero, en la pantalla apareció 0,00 mg/L.
14. El vial que contenía la muestra se limpió, se tomó de la tapa y se colocó en el espectrofotómetro. Se presionó la tecla read, en la pantalla apareció el valor de DQO en mg/L.

- **Aceites y Grasas**

Procedimiento:

1. Se midió 200 mL de muestra en una probeta graduada y se colocó en un vaso de precipitado de 250 mL. Se hervirá por 50 minutos.
2. Se adicionó dos gotas de indicador rojo de metilo y se acidificó con solución 1:1 H₂SO₄ hasta tener un pH de 2 y se adicionó 2 mL en exceso. Se enfrió y transfirió a un embudo de separación de 125 mL.
3. Se agregó 20 mL de éter de petróleo y se agitó por 2 minutos.
4. Se permitió que la capa orgánica se separó y se descartó la capa de agua.
5. Se filtró la capa orgánica a través de un papel filtro #40 y se colectó en un vaso de precipitado de 100 mL. Se colocó 2 cucharaditas de sulfato de sodio anhidro en el papel filtro para retener el agua de la porción emulsificada del líquido.
6. Se evaporó el éter en baño de agua caliente.
7. Se removió del baño una vez que el éter se haya evaporado y se colocó en un horno caliente, a 100°C, por alrededor de 30 minutos.
8. Posteriormente se removió del horno, y se enfrió en un desecador y se pesó.

- **Capacidad Buffer**

Para el cálculo adecuado de la alcalinidad requerida en el sistema de digestión anaerobia para un pH cercano a 7.0, se realizan las siguientes consideraciones (Metcalf & Eddy, 2011):

1. Arreglo de la constante de Henry.

$$\text{Log}_{10} H = (-A/T) + B$$

Donde:

H es la constante de Henry en función de la temperatura en K.

T es la temperatura de trabajo (Salida) en grados Kelvin.

A y B coeficientes en función de la temperatura a 20 °C.

2. Se determinó la concentración de HCO_3^- requerida para mantener un pH cercano a 7.0 de la siguiente manera:

$$X_{\text{H}_2\text{CO}_3} = \frac{Pg}{H}$$

Donde:

$X_{\text{H}_2\text{CO}_3}$ = Fracción molar de H_2CO_3 .

Pg = Constante de presión.

3. Ya que 1 L de agua contine 55.6 mol [1000g / (18 g/ mol)], tendríamos que $X_{\text{H}_2\text{CO}_3}$ será:

$$X_{\text{H}_2\text{CO}_3} = \frac{\text{Moles de Gas (Ng)}}{\text{Moles de Gas (Ng)} + \text{Moles de Agua (Nw)}} = \frac{[\text{H}_2\text{CO}_3]}{[\text{H}_2\text{CO}_3] + \left[\frac{55.6 \text{ mol}}{\text{L}}\right]}$$

Obteniendo así,

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] = (X_{\text{H}_2\text{CO}_3}) * [55.6 \text{ mol/L}]$$

$$[\text{HCO}_3^-] = \frac{\left[4.85 * 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{L}}\right] * [\text{H}_2\text{CO}_3]}{[10^{-7} \text{ mol/L}]}$$

$$\text{HCO}_3^- = [\text{HCO}_3^-] * (61 \text{ g/mol})(10^3 \text{ mg/g})$$

4. Ya que es necesario expresar la alcalinidad requerida en CaCO_3 , se realizan las siguientes consideraciones:

$$\text{Equivalentes de HCO}_3^- = \frac{\text{HCO}_3^-}{\left(61 \frac{\text{g}}{\text{eq}}\right)}$$

$$1 \text{ eq CaCO}_3 = 50 \text{ g CaCO}_3/\text{eq}$$

5. Siendo así, que la cantidad diaria necesaria de Alcalinidad se expresa:

$$\text{Alcalinidad CaCO}_3 = (\text{Equivalentes de HCO}_3)(50 \text{ g/eq})(10^3 \text{ mg/g})$$

$$\text{Alcalinidad Requerida} = (\text{Alcalinidad CaCO}_3 - \text{Alcalinidad de Muestreos})$$

[mg/L]

$$\text{Adición diaria de Alcalinidad} = (\text{Alcalinidad Requerida} [\text{g/m}^3])(Q$$

[m³/d])(kg/10³g)

**ANEXO B:
BITACORA Y HOJAS DE CALCULOS**

B.1 Cálculo de Caudal a la Entrada del Filtro Anaerobio

Tabla B.1.1: Cálculo de caudal de entrada al filtro anaerobio.

Muestreo 1						
Hora	D (m)	h (m)	v (m/s)	θ (radianes)	A_h (m²)	Q (m³/h)
09:00 a.m.	0.113	0.0475	0.0188	2.8216	0.0040	0.2701
10:00 a.m.	0.113	0.0400	0.0191	2.5489	0.0031	0.2183
11:00 a.m.	0.113	0.0425	0.0280	2.6408	0.0034	0.3476
12:00 p.m.	0.113	0.0455	0.0200	2.7497	0.0038	0.2721
01:00 p.m.	0.113	0.0735	0.0183	3.7528	0.0069	0.4539
02:00 p.m.	0.113	0.0650	0.0188	3.4436	0.0059	0.4030
03:00 p.m.	0.113	0.0545	0.0210	3.0708	0.0048	0.3620
04:00 p.m.	0.113	0.0450	0.0323	2.7316	0.0037	0.4330
Q (m³/d)						2.7602
Muestreo 2						
Hora	D (m)	h (m)	v (m/s)	θ (radianes)	A_h (m²)	Q (m³/h)
10:00 a.m.	0.113	0.0245	0.0525	1.9374	0.0016	0.3028
11:00 a.m.	0.113	0.0205	0.1050	1.7599	0.0012	0.4693
12:00 p.m.	0.113	0.0260	0.0840	2.0011	0.0017	0.5272
01:00 p.m.	0.113	0.0280	0.1050	2.0842	0.0019	0.7319
02:00 p.m.	0.113	0.0235	0.0840	1.8941	0.0015	0.4566
03:00 p.m.	0.113	0.0260	0.1050	2.0011	0.0017	0.6590
04:00 p.m.	0.113	0.0290	0.1050	2.1249	0.0020	0.7689
Q (m³/d)						3.9158

B.2 Resultados de Laboratorio

a. Sólidos

Tabla B.2.1: Cálculo de sólidos totales primer muestreo.

CALCULO DE SOLIDOS TOTALES (ST)			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Peso Capsula Vacía (mg)	26362.50	27228.6	26166.2
Peso Residuo seco + capsula, (mg)	26505.6	27315.6	26188
Volumen de muestra (mL)	10	10	10
mg Sólidos Totales / L, (mg/L)	14310	8700	2180

Tabla B.2.2: Cálculo de sólidos totales segundo muestreo.

CALCULO DE SOLIDOS TOTALES (ST)			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Peso Capsula Vacía (mg)	26360.2	27229.8	26161.5
Peso Residuo seco + capsula, (mg)	26598.8	27314	26180.2
Volumen de muestra (mL)	10	10	10
mg Sólidos Totales / L, (mg/L)	23860	8420	1870

Tabla B.2.3: Cálculo de sólidos suspendidos totales primer muestreo.

CALCULO DE SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES (SST)			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Peso Capsula Vacía (mg)	29471.4	20918	48501.5
Peso filtro (mg)	105.4	105.4	105.4
Peso Residuo seco + capsula + filtro, (mg)	29584	21024.6	48611.7
Volumen de muestra (mL)	10	10	10
mg Sólidos Suspendidos Totales / L, (mg/L)	720	120	480

Tabla B.2.4: Cálculo de sólidos suspendidos totales segundo muestreo.

CALCULO DE SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES (SST)			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Peso Capsula Vacía (mg)	95378.3	97330.5	96481.5
Peso filtro (mg)	105.4	105.4	105.4
Peso Residuo seco + capsula + filtro, (mg)	95491.7	97442.6	96589.8
Volumen de muestra (mL)	10	10	10
mg Sólidos Suspendidos Totales / L, (mg/L)	800	670	290

Tabla B.2.5: Cálculo de sólidos disueltos primer muestreo.

CALCULO DE SOLIDOS DISUELTOS (SD)			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Peso Capsula Vacía (mg)	26360.5	27229.6	26163.9
Peso Residuo seco + capsula, (mg)	26483.2	27308.6	26183.4
Volumen de muestra (mL)	10	10	10
mg Sólidos Disueltos / L, (mg/L)	12270	7900	1950

Tabla B.2.6: Cálculo de sólidos disueltos segundo muestreo.

CALCULO DE SOLIDOS DISUELTOS (SD)			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Peso Capsula Vacía (mg)	103746.3	85955.7	105141.5
Peso Residuo seco + capsula, (mg)	103928.6	86017.3	105149.1
Volumen de muestra (mL)	10	10	10
mg Sólidos Disueltos / L, (mg/L)	18230	6160	760

Tabla B.2.7: Cálculo de sólidos volátiles primer muestreo.

CALCULO DE SOLIDOS VOLATILES (SV)			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Peso Residuo seco, antes de la ignicion + capsula + filtro, (mg)	29584	21024.6	48611.7
Peso Residuo seco, despues de la ignicion + capsula + filtro, (mg)	29576.5	21022.2	48606.2
Volumen de muestra (mL)	10	10	10
mg Solidos Volatiles / L, (mg/L)	750	240	550

Tabla B.2.8: Cálculo de sólidos volátiles segundo muestreo.

CALCULO DE SOLIDOS VOLATILES (SV)			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Peso Residuo seco, antes de la ignicion + capsula + filtro, (mg)	95491.7	97442.6	96589.8
Peso Residuo seco, despues de la ignicion + capsula + filtro, (mg)	95472.2	97438.2	96570.4
Volumen de muestra (mL)	10	10	10
mg Solidos Volatiles / L, (mg/L)	1950	440	1940

b. Aceites y Grasas

Tabla B.2.9: Cálculo de aceites y grasas primer muestreo.

Etapas	Concentraciones 1do muestreo					Concentración mg/L
	Peso (mg)					
	Papel Filtro 40 mm	Sulfato Agregado	Peso Inicial	Peso final	Peso Material Organico	
Entrada Hidrólisis	1187.24	814.4	2001.64	2017.64	16.00	80.00
Entrada Filtro Anaerobio	1180	1200.9	2380.9	2382.87	1.97	9.85
Salida Filtro Anaerobio	1166.28	1230.72	2397	2397.59	0.59	2.96

Tabla B.2.10: Calculo de aceites y grasas de segundo muestreo.

Concentraciones 2do muestreo						
Muestra	Peso (mg)					Concentración mg/L
	Papel Filtro 40 mm	Sulfato Agregado	Peso Inicial	Peso final	Peso Material Organico	
Entrada Hidrólisis	1180.30	674.12	1854.42	1866.10	11.68	58.38
Entrada Filtro Anaerobio	1143.78	264.85	1408.63	1410.41	1.78	5.49
Salida Filtro Anaerobio	1150.08	549.69	1699.77	1700.20	0.43	2.14

c. Nitrógeno Kjeldahl

Tabla B.2.11: Cálculo de concentraciones de nitrógeno Kjeldahl, amoniacal y orgánico del primer muestreo.

Concentraciones 1er muestreo										
Nitrógeno Kjeldahl						Nitrógeno Amoniacal				Nitrógeno Orgánico
Muestra	N° de diluciones	Concentración diluida mg/L	Factor de dilución	Concentración con factor de dilución	Concentración Real Kendaljh mg/L	N° de diluciones	Concentración diluida mg/L	Factor de dilución	Concentración final mg/L	Concentración mg/L
Blanco	-	0	-	0	0	-	0	-	0	0
1	1; 20/100	22	5	110	20.625	1; 20/100	0.52	5	2.6	18.025
2	-	16	-	16	3	2; 20/100	0.1	25	2	1
3	-	4	-	4	2.25	2; 20/100	0.06	25	1.5	0.75

Tabla B.2.12: Cálculo de concentraciones de nitrógeno Kjeldahl, amoniacal y orgánico del segundo muestreo.

Concentraciones 2do muestreo							
Nitrógeno Kjeldahl			Nitrógeno Amoniacal				Nitrógeno Orgánico
Muestra	Concentración inicial mg/L	Concentración Real Kendaljh mg/L	N° de diluciones	Concentración diluida mg/L	Factor de dilución	Concentración final mg/L	Concentración mg/L
Blanco	0	0	-	0	-	0	0
1	115	21.5625	2; 20/100	0.13	25	3.25	18.3125
2	41	7.6875	1; 20/100	0.34	5	1.7	5.9875
3	39	7.3125	1; 20/100	0.55	5	2.75	4.5625
4	87	16.3125	1; 20/100	0.51	5	2.55	13.7625
5	37	6.9375	1; 20/100	0.23	5	1.15	5.7875

d. Nitratos

Tabla B.2.13: Valores para curva de patrón de nitratos.

Curva de calibración		
Patrón	Concentración N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	Absorbancia de N-NO ₃ ⁻
0	0	0.0000
1	1.5	0.3552
2	3	0.7104
3	4.5	1.0656
4	6	1.4208
5	7	1.6576

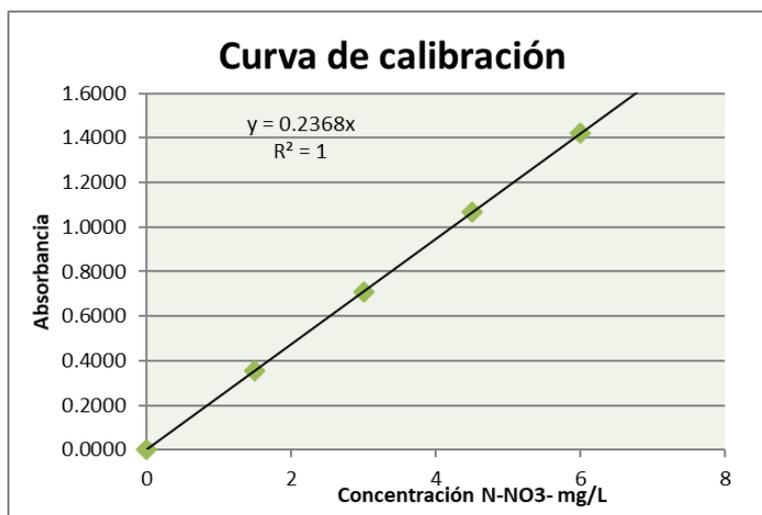


Figura B.1: Curva patrón de nitratos

Tabla B.2.14: Cálculo para concentraciones de nitrato en el primer muestreo.

Concentraciones para 1 ^{er} muestreo				
Muestra	Absorbancia a 275 nm	Absorbancia a 220 nm	Absorbancia de N-NO ₃ ⁻	Concentración de N-NO ₃ ⁻ (mg/L)
1	0.226	0.831	0.379	1.60
2	0.24	0.693	0.213	0.90
3	0.809	1.676	0.058	0.24

Tabla B.2.15: Cálculo para concentraciones de nitrato en el segundo muestreo.

Concentraciones para 2 ^{do} muestreo				
Muestra	Absorbancia a 275 nm	Absorbancia a 220 nm	Absorbancia de N-NO ₃ ⁻	Concentración de N-NO ₃ ⁻ (mg/L)
1	0.021	0.267	0.225	0.95
2	0.031	0.27	0.208	0.88
3	0.11	0.354	0.134	0.57

e. Nitrógeno Total

Tabla B.2.16: Nitrógeno total del primer muestreo.

Nitrógeno TOTAL Primer muestreo				
Etapas	Nitrógeno amoniacal	Nitrógeno orgánico	Nitratos	N total
1	2.6	18.03	1.60	22.23
2	2	1.00	0.90	3.90
3	1.5	0.75	0.24	2.49

Tabla B.2.17: Nitrógeno total del segundo muestreo.

Nitrógeno TOTAL Segundo muestreo				
Etapas	Nitrógeno amoniacal	Nitrógeno orgánico	Nitratos	N total
1	3.25	18.31	0.95	22.51
2	1.7	5.99	0.88	8.57
3	2.75	4.56	0.57	7.88

f. Fósforo Total

Tabla B.2.18: Valores para curva patrón de fósforo.

Curva patrón fosforo		
Patrón	Concentración P mg/L	Valores
0	0	0
1	1	0.109
2	2	0.193
3	3	0.2865
4	4	0.38
5	5	0.46
6	6	0.564
7	7	0.65

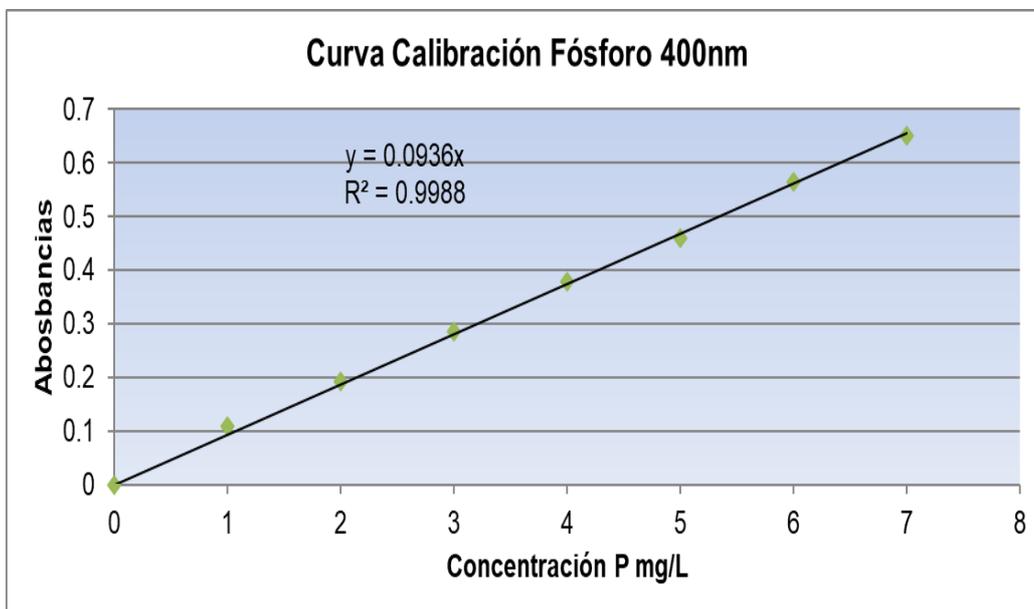


Figura B.2: Curva patrón de fósforo

Tabla B.2.19: Absorbancia y concentración de fósforo primer muestreo.

Concentraciones del 1er muestreo		
Muestra	Absorbancia a 400nm	Concentración mg/L
1	0.07	0.7479
2	0.044	0.4701
3	0.449	4.7970

Tabla B.2.20: Absorbancia y concentración de fósforo segundo muestreo.

Concentraciones del 2do muestreo		
Muestra	Absorbancia a 400nm	Concentración mg/L
1	0.018	0.1923
2	0.02	0.2137
3	0.425	4.5406

g. Ácidos Grasos Volátiles (AGV)

Tabla B.2.21: Cálculo concentración ácidos grasos volátiles del primer muestreo.

Concentraciones 1er muestreo				
Muestra	V (mL de muestra)	A (mL de HCl 0.1N)	B (mL de NaOH 0.1N)	[AGV] (mg/L)
Blanco	100	1	1	0.000
1	100	20.7	4.65	210.995
2	100	73.1	11.8	615.963
3	100	74.8	3.2	89.731

Tabla B.2.22: Cálculo concentración ácidos grasos volátiles del segundo muestreo.

Concentraciones 2do muestreo				
Muestra	V (mL de muestra)	A (mL de HCl 0.1N)	B (mL de NaOH 0.1N)	[AGV] (mg/L)
Blanco	100	6.05	1.05	0.000
1	100	19.8	5.9	287.877
2	100	14.65	9.3	498.629
3	100	23	3.35	130.213

h. Sulfatos

Tabla B.2.23: Valores para curva de calibración de sulfatos.

Construcción de la curva de calibración		
Patron	C (mg/L)*	Turbiedad (NTU)
1	0	0
2	5	26
3	10	46
4	15	72
5	20	90
6	25	116
7	30	135
8	35	161
9	40	166

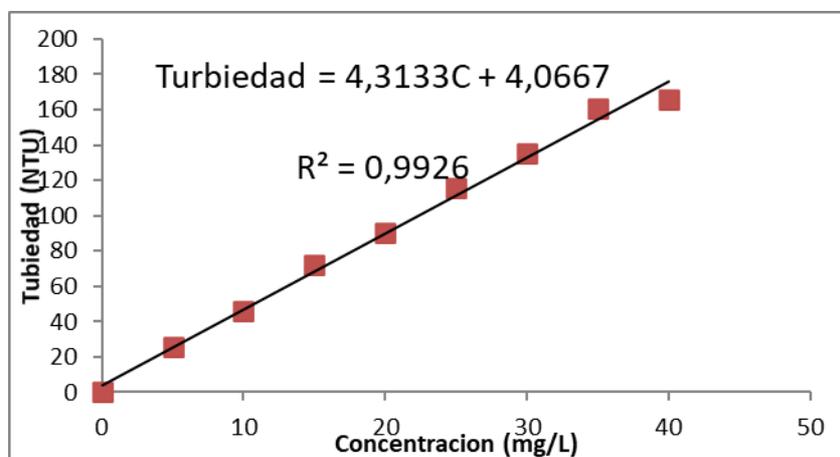


Figura B.3: Curva de calibración de sulfatos.

Tabla B.2.24: Turbiedad medida a las muestras.

Turbiedad medida a la muestra				
Muestreo		Entrada Hidrolisis	Entrada Filtro Anaerobio	Salida Filtro Anaerobio
Primero	Antes de la adición de BaCl ₂	29	34	221
	Después de la adición de BaCl ₂	203	253	247
	TOTAL	174	219	26
Segundo	Antes de la adición de BaCl ₂	23	62	82
	Después de la adición de BaCl ₂	202	245	121
	TOTAL	179	183	39

Tabla B.2.25: Concentraciones de sulfatos.

RESULTADOS				
Muestra		Entrada	Entrada Filtro	Salida Filtro
Primero	Concentracion de sulfatos (mg/L)	39.398	49.830	5.085
Segundo		40.557	41.484	8.099

i. Sulfuro de Hidrógeno

Tabla B.2.26: Titulación de muestras para sulfuro de hidrógeno.

Titulacion despues de mezclar 25mL de muestra con la sln de yodo				
Muestra		Entrada Hidrolisis	Entrada Filtro Anaerobio	Salida Filtro Anaerobio
Primero	Volumen de tiosulfato gastado (mL)	74.800	54.300	73.700
Segundo		65.7	66.1	61.6

Tabla B.2.27: Concentraciones de sulfuro de hidrógeno.

RESULTADOS				
Muestra		Entrada Hidrolisis	Entrada Filtro Anaerobio	Salida Filtro Anaerobio
Primero	mL H ₂ S / L	0.203	1.171	0.255
Segundo		0.633	0.614	0.826

j. Sulfuros

Tabla B.2.28: Volúmenes usados de yodo y tiosulfato.

Muestra	Volumen usado	Entrada Hidrolisis	Entrada Filtro Anaerobio	Salida Filtro Anaerobio
Primero	yodo 0,025N	18	28	22.4
	tiosulfato 0,025N	5.4	11.6	9.3
Segundo	yodo 0,025N	19.4	40	35.3
	tiosulfato 0,025N	14.2	33.9	27.6

Tabla B.2.29: Valores para cálculo de concentraciones de sulfuros.

Para la formula	1er muestra			2do muestra		
	Entrada Hidrolisis	Entrada Filtro Anaerobio	Salida Filtro Anaerobio	Entrada Hidrolisis	Entrada Filtro Anaerobio	Salida Filtro Anaerobio
A*B	0.45	0.7	0.56	0.485	1	0.8825
C*D	0.135	0.29	0.2325	0.135	0.29	0.2325
*16000	5040	6560	5240	5600	11360	10400

Tabla B.2.30: Concentraciones de sulfuros.

RESULTADOS				
Muestra		Entrada Hidrolisis	Entrada Filtro Anaerobio	Salida Filtro Anaerobio
Primero	mg S / L	25.2	32.8	26.2
Segundo		28	56.8	52

k. Alcalinidad

Tabla B.2.31: Cálculo concentraciones de alcalinidad primer muestreo.

CALCULO DE ALCALINIDAD			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Pila de Hidrolisis	Entrada a Filtro Anaerobio	Entrada a Filtro Anaerobio
Normalidad del acido normalizado	0.02087	0.02087	0.02087
mL de muestra usado	50	50	50
mL de acido normalizado gastado en P	0	21.7	17.5
mL de acido normalizado gastado en T	10.8	23.6	33
Alcalinidad a la fenolfatolina (mg CaCO₃/L)	0	452.879	365.225
Alcalinidad Total (mg CaCO₃/L)	225.396	492.532	688.71
Alcalinidad Bicarbonatada (mg CaCO ₃ /L)	225.396	0	0
Alcalinidad Carbonatada (mg CaCO ₃ /L)	0	79.306	646.97
Alcalinidad por Hidroxidos (mg CaCO ₃ /L)	0	413.226	41.74
pH punto final	5.67	7.88	7.051

Tabla B.2.32: Cálculo concentraciones de alcalinidad segundo muestreo.

CALCULO DE ALCALINIDAD			
Numero de etapa:	1	2	3
Nombre de la etapa:	Entrada a Pila de Hidrolisis	Entrada a Reactor Anaerobio	Entrada a Filtro Descendente
Normalidad del acido normalizado	0.02087	0.02087	0.02087
mL de muestra usado	50	50	50
mL de acido normalizado gastado en P	0	13.5	10
mL de acido normalizado gastado en T	26	27	42
Alcalinidad a la fenolfatelina (mg CaCO3/L)	0	281.745	208.7
Alcalinidad Total (mg CaCO3/L)	542.62	563.49	876.54
Alcalinidad Bicarbonatada (mg CaCO3/L)	542.62	0	459.14
Alcalinidad Carbonatada (mg CaCO3/L)	0	563.49	417.4
Alcalinidad por Hidroxidos (mg CaCO3/L)	0	0	0
pH punto final	2.83	3.12	3.08

I. Actividad Metanogénica

Tabla B.2.33: Resultados actividad metanogénica.

Resultados Actividad Metanogénica						
Experimento	Volumen de lodo (ml)	Temperatura (°C)	Revoluciones (rpm)	Volumen de reactivo para la neutralizacion (ml)	Tiempo efectivo de la prueba (h)	Volumen de NaOH recolectado (ml)
1	500	35	130	0.5	6	1700
2	500	45	130	14	5	500
3	500	45	130	13	5	550