

UNIVERSIDAD ESTATAL AMAZÓNICA
DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA VIDA
CARRERA DE INGENIERÍA AMBIENTAL



PROYECTO DE INVESTIGACION PREVIO A LA OBTENCION DEL TITULO DE
INGENIERO AMBIENTAL

Título del Proyecto de Investigación:

**OPTIMIZACIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO DEL
BIORREACTOR DE MEMBRANAS DE LA PLANTA DE
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES TERERÉ,
CANTÓN TENA, PROVINCIA DE NAPO.**

AUTORES:

MALDONADO BELALCÁZAR DIEGO FERNANDO

TELLO HORNA MIGUEL ADRIÁN

DIRECTOR:

Ing. ALBERTO VELEZ M. Sc

PUYO-ECUADOR

2018-2019

TABLA DE CONTENIDO

CAPITULO I	1
INTRODUCCIÓN	1
Formulación Del Problema.....	2
Objetivos	2
Objetivo General	2
Objetivos Específicos	2
CAPÍTULO II.....	3
FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA DE LA INVESTIGACIÓN.....	3
Línea de Agua	7
Sistema de Desbaste	7
Pozo de Gruesos.....	7
Rejas	7
Desarenador Desengrasador.....	8
Homogeneización.....	8
Reactor Biológico	8
Aireación	9
Aireación de los Módulos de Membranas	9
Consumo Energético	10
Sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM)	10
Sólidos en suspensión volátiles en el licor de Mezcla (SSVLM).....	11
CAPITULO III	12
METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN.....	12
Ubicación geográfica.....	12
Tipo de investigación.....	15
Métodos de investigación	15
Diseño de la investigación.....	15
CAPÍTULO IV	21
RESULTADOS Y DISCUSIÓN	21
Consumo Energético y Consumo de Oxígeno.....	21
Concentración de Sólidos Suspendidos Totales y Volátiles.	24
Metodología de control de suministro de oxígeno y recirculación de fangos.....	25
CAPITULO V	28

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	28
Conclusiones	28
Recomendaciones	28
BIBLIOGRAFÍA.....	29

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Parámetros óptimos de oxígeno disuelto en el biorreactor de membranas.	9
Tabla 2 Consumo energético y oxígeno disuelto total	21
Tabla 3. Concentración de oxígeno en el biorreactor. Datos mes de junio.	22
Tabla 4. Solidos suspendidos volátiles en el Biorreactor	24
Tabla 5.Solidos suspendidos volátiles en el reactor de fangos.....	24
Tabla 6 Parámetros de funcionamiento optimo	25

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Consumo energético	21
Ilustración 2 Consumo de Oxígeno	22
Ilustración 3. Variación de consumo de oxígeno en el mes de Junio	23
Ilustración 4 Ingreso de Datos Herramienta Excel	26
Ilustración 5 Recirculación de Fangos.....	26
Ilustración 6 Necesidades de Oxígeno	27

AGRADECIMIENTOS

Como prioridad en mi vida agradezco a Dios por su infinita bondad, y por haber estado conmigo en los momentos que más lo necesitaba, por darme salud, fortaleza, responsabilidad y sabiduría, por haberme permitido culminar un peldaño más de mis metas, y porque tengo la certeza y el gozo de que siempre va a estar conmigo.

A mi madre, Mónica Horna por ser el pilar fundamental en mi vida, por haber estado conmigo apoyándome en los momentos difíciles, por dedicar tiempo y esfuerzo para ser un hombre de bien, y darme excelentes consejos en mi caminar diario.

A mi Padrastro, Alberto Rodrigues que con su ejemplo y dedicación me ha instruido para seguir adelante en mi vida. Gracias por ser un padre y un amigo para mí.

A mi Padre, Miguel Tello por su apoyo incondicional durante toda mi vida universitaria.

A mi hija, Adriana Tello que sin saberlo fue siempre la motivación principal para conseguir culminar esta etapa de mi vida.

A Diego por haber sido un excelente amigo a lo largo de la vida universitaria y un gran compañero de tesis.

A Jianiano y Mateo gracias por su amistad les deseo el mejor de los éxitos en su vida profesional.

A la Universidad Estatal Amazónica, a sus autoridades y profesores, por abrir sus puertas y darme la confianza necesaria para triunfar en la vida y transmitir sabiduría para mi formación profesional.

Agradezco de manera muy especial por su esfuerzo, dedicación, colaboración y sabiduría para ser un profesional de éxito, al Ing. Alberto Vélez, director del proyecto.

Agradezco al Municipal de Tena, por darnos la confianza y la ayuda para culminar el estudio de la tesis de la mejor manera, por sus conocimientos impartidos y su labor.

ADRIAN TELLO

AGRADECIMIENTOS

En estas líneas quiero agradecer en primer lugar a Dios por haberme bendecido en el transcurso de mi carrera Universitaria, a todas las personas que hicieron posible esta investigación y que de alguna manera estuvieron conmigo en los momentos difíciles, alegres, y tristes. Estas palabras son para ustedes.

A mi hermosa Madre por todo su amor, comprensión y apoyo, pero sobre todo gracias infinitas por la paciencia que me ha tenido. No tengo palabras para agradecerle las incontables veces que me brindó su apoyo en todas las decisiones que he tomado a lo largo de mi vida, unas buenas, otras malas, otras locas. Gracias por darme la libertad de desenvolverme como ser humano.

A mis abuelos, Aida Freire y Luis Belalcázar quienes me apoyaron incondicionalmente, confiaron en mí y me supieron guiar con su ternura y amor. A mis hermanos Gonzalo y Esteban por llenarme de alegría día tras día, por todos los consejos brindados, y por ser parte importante en mi vida.

A mi padrastro y gran amigo Cristian quien con sus consejos y sabiduría me ha guiado para ser una excelente persona.

A mi padre quien a su manera ha sabido estar conmigo y apoyarme.

A mis amigos a Mateo, Jianiano y Adrián con quienes compartí dentro y fuera de las aulas. No puedo dejar de agradecerte especialmente a ti Camila, mi compañera fiel, de corazón y vida.

Finalmente, a la gloriosa Universidad Estatal Amazónica. A mis catedráticos, en especial al Ing. Alberto Vélez, asesor de tesis quien estuvo guiándome académicamente con su experiencia y profesionalismo.

DIEGO MALDONADO

RESUMEN

El objeto de este trabajo de fin de grado fue optimizar el consumo energético del Biorreactor de membranas de la planta de tratamiento de aguas residuales Terere ubicada en el Cantón Tena, Provincia de Napo. Dicha optimización del consumo energético se consiguió mediante el control y análisis de los sólidos volátiles del reactor biológico y el reactor de fangos de la planta. Para ello, se procesaron los datos proporcionados por el personal de la planta de tratamiento para determinar el consumo energético de la misma específicamente por el funcionamiento de los soplantes. Se tomaron muestras en dos secciones de la planta de tratamiento, en el reactor de fangos de recirculación y en el Biorreactor de membranas y posteriormente se realizó el análisis de laboratorio y determinó la cantidad de Sólidos Volátiles en cada uno de los Reactores. Se diseñó una herramienta automatizada de Excel en base a la Bibliografía de Romero Rojas. En la cual se incluyeron los datos obtenidos en el laboratorio. Los resultados reflejaron el aporte de oxígeno total a suministrar para un correcto consumo de energía, disminuyendo costos y generando ganancias al GAD de Tena.

Palabras Clave:

Biorreactor de membranas, Sólidos Volátiles, Consumo Energético, Soplantes

ABSTRACT

The purpose of this end-of-degree project was to optimize the energy consumption of the membrane bioreactor of the Terere wastewater treatment plant located in Tena Canton, Napo Province. Said optimization of energy consumption was achieved through the control and analysis of the volatile solids of the biological reactor and the sludge reactor of the plant. For this, the data provided by the personnel of the treatment plant were processed to determine the energy consumption of the same, specifically for the operation of the blowers. Samples were taken in two sections of the treatment plant, in the recirculation sludge reactor, and in the membrane bioreactor to perform the laboratory analysis and determine the amount of Volatile Solids in each of the Reactors, a tool was designed Automated Excel based on the Bibliography of Romero Rojas. In which the data obtained in the laboratory were included. The results reflect the total amount of oxygen to be supplied for a correct energy consumption, reducing costs and generating profits for the Tena GAD.

Keywords

Bioreactor of membranes, Volatile Solids, Energy Consumption, Blowers.

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

Durante las últimas décadas, las tecnologías de membrana, como es el caso del biorreactor de membrana (BRM) compuesto de reactor biológico y reactor de lodos, han sido objeto de investigación y desarrollo, evolucionando prósperamente debido a las ventajas que ofrece frente a los sistemas convencionales de tratamiento de aguas residuales, por ejemplo, mayor calidad del agua tratada, baja producción de fangos y tamaño compacto de la planta, entre otras (García, 2017).

Sin embargo, no todo son ventajas, entre las principales desventajas se encuentra el alto consumo energético.

El mayor consumo energético en las plantas de tratamiento de aguas residuales se debe a los grandes compresores utilizados en los tanques de aireación, estos pueden representar hasta el 60% del uso total de energía de la planta. (Tecnosagot S.A., 2017)

A finales del año 2015, el GAD municipal del cantón Tena, implementó dos plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR), una en el sector Tereré y otra en el sector Palandacocha, las cuales tuvieron un costo total de 9 millones de dólares americanos. Estas PTAR funcionan dentro del cumplimiento de la normativa ambiental.

Las dos plantas incorporan un sistema de tratamiento secundario basado en Biorreactores de membrana.

El caudal promedio que se recibe en la planta de tratamiento de aguas residuales “Tereré” es de 80 m³/h; el costo del tratamiento es de 0.7\$/m³ y está directamente relacionado al alto consumo energético que se produce al suministrar oxígeno al biorreactor de membrana. (GAD Municipal Tena, 2018).

Tomando en cuenta los costos elevados que generan los soplantes durante el suministro de oxígeno al biorreactor de membrana, se propone el control del consumo de oxígeno mediante el análisis de los sólidos volátiles con el fin de optimizar el consumo energético.

Formulación Del Problema

Actualmente, el Gobierno Autónomo Municipal del Tena, no controla el aporte de oxígeno suministrado en el Biorreactor de Membranas produciendo un excesivo consumo energético, lo que se traduce en altos costos en las operaciones de la planta de tratamiento de aguas residuales “Tereré”, se propone el control del aporte de oxígeno mediante el análisis de los sólidos volátiles con el fin de optimizar el consumo energético.

Hipótesis

El control del aporte de oxígeno mediante el análisis de los sólidos volátiles contribuirá a optimizar el consumo energético.

Objetivos

Objetivo General

1. Optimizar el consumo energético del biorreactor de membranas de la planta de tratamiento de aguas residuales “Tereré”.

Objetivos Específicos

1. Evaluar el consumo de oxígeno y consumo energético actuales en la “Planta de tratamiento de aguas residuales “Tereré”.
2. Establecer la concentración de sólidos volátiles en el licor de mezcla del biorreactor de membrana y el reactor de fangos de la planta de tratamiento de aguas residuales “Tereré”.
3. Proponer una metodología eficaz para el control del aporte de oxígeno al biorreactor de membrana de la planta de tratamiento de aguas residuales “Tereré”.

CAPÍTULO II

FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA DE LA INVESTIGACIÓN

A pesar de que la tecnología BRM es relativamente nueva ha tenido una gran aceptación en las plantas de tratamiento biológico debido a una legislación de calidad del agua cada vez más estricta.

En los sistemas de tratamiento de fangos activados, los biorreactores de membrana (BRM) sustituyen a los métodos convencionales, que utilizan la sedimentación como medio de separación del agua tratada de los fangos activos, los cuales se recirculan al reactor biológico para mantener la concentración de biomasa necesaria en el proceso biológico de depuración de aguas residuales. Esta sustitución se realiza mediante un sistema de separación por membranas, las cuales garantizan una alta calidad de efluente, favoreciendo las condiciones necesarias para su reutilización. Este sistema de filtración utiliza membranas de microfiltración, cuya superficie actúa como barrera física de los sólidos en suspensión, los cuales contienen, entre otros, bacterias y gran parte de virus (García, 2017).

No solamente el conjunto de membranas y los procesos biológicos sirven para sustituir al decantador, sino que también se pueden utilizar para realizar transferencia de masa de los gases, generalmente del oxígeno en procesos aeróbicos y para controlar la transferencia de nutrientes dentro del biorreactor o la extracción de contaminantes provenientes de las aguas residuales, cuyo tratamiento mediante procesos biológicos convencionales no haya sido posible (Brindle and Sthenson, 1996).

Evolución histórica

Los primeros biorreactores de membrana que se desarrollaron datan de los años 60. En concreto, la sustitución de la sedimentación convencional por la ultrafiltración en el proceso biológico de los fangos activados a final de esta década se le atribuye a Smith et al., (1969). Poco después *Hardt et al.*, (1979) utilizaba un biorreactor aeróbico de 10 litros de capacidad con filtración con torta o “dead-end” mediante una membrana de ultrafiltración, para tratar un agua residual sintética.

También en la década de los 60, se desarrollaron comercialmente por la compañía Dorr-Oliver los Membrane Sewage Treatment (MST), (Bemberis et al., 1971). En este sistema, el alimento de entrada al biorreactor pasaba de forma continuada a un módulo de membranas planas de ultrafiltración.

En los años 70, la tecnología entró por primera vez en el mercado japonés mediante el acuerdo entre las compañías Dorr-Oliver y Sanki Engineering Co. Al mismo tiempo, Thetford System, quien ahora forma parte de la compañía Zenon Environmental, lanzó su versión de un sistema de separación externa (“proceso Cycle-Let”) para el tratamiento de aguas residuales. Entre los años 80 y 90, Zenon Environmental continuó desarrollando sistemas para aguas residuales industriales. En el año 1982, la compañía Dorr-Oliver introdujo el sistema de reactor anaeróbico de membrana (MARS) para el tratamiento del agua residual de una industria alimentaria, el cual utiliza una membrana de ultrafiltración externa al biorreactor (García, 2017).

Prácticamente a la par de estos acontecimientos, se desarrollaban en Reino Unido dos sistemas BRM con microfiltración y ultrafiltración (Choate et al., 1983; Anderson et al., 1986). Sin embargo, no fue hasta los años 90 cuando se fabricaron membranas adecuadas para su implantación a nivel industrial.

En el año 1989 el Gobierno Japonés junto a otras importantes compañías, acordó invertir en el desarrollo de un sistema compacto, que fuese capaz de producir una calidad de agua tan elevada que fuese posible su reutilización. Otra de las compañías puntera en el mercado de los BRM por aquel momento fue Kubota, la cual desarrolló un sistema BRM en el que una membrana de placas estaba inmersa en el biorreactor (Churchouse and Wildgoose, 1999).

Ventajas e inconvenientes de los BRM.

A continuación, se enumeran las principales ventajas e inconvenientes que presenta este tipo de sistemas.

Ventajas:

- **Espacio reducido y diseño modular**

Se requiere menor espacio para la obtención de una misma calidad de efluente en las mismas condiciones que si se utiliza un procedimiento convencional de fangos activados ya que se suprimen el decantador secundario y el tratamiento terciario que es aquel que posibilita la reutilización del agua. Además, al operar con elevadas concentraciones de fango, el volumen del reactor suele ser bastante más pequeño que el convencional (García, 2017).

- **Elevada calidad del agua tratada**

Este sistema permite tratar el agua residual mediante un conjunto de tratamientos biológicos y separación mediante membranas de ultrafiltración y microfiltración, las cuales retienen los sólidos suspendidos y el material disuelto de elevado peso molecular, como es el caso de bacterias y algunos virus. De este modo se consigue una muy elevada calidad de efluente, por lo que se emplea en caso de vertido a cauce, en zonas sensibles o pago elevado de canon de vertido. Con este sistema se aumentan las posibilidades de reutilización del agua (García, 2017).

- **Capacidad de expansión**

Debido al tamaño compacto de los equipos, ya que el equipo BRM es modular, se puede aumentar tanto la eficacia como la capacidad de las instalaciones existentes sin necesidad de una mayor superficie. Sin embargo, se recomienda disponer de una pequeña zona anexa al BRM para poder realizar pruebas externas o inspecciones visuales de los tanques y/o de los módulos (García, 2017).

- **Baja producción de fangos**

La edad del fango y el tiempo de retención hidráulico (THR) son independientes. La tasa de utilización del sustrato es mucho mayor que en los sistemas convencionales. Es posible mantener una elevada edad del fango debido a que se opera con elevadas concentraciones de SSLM, favoreciendo así el desarrollo de microorganismos de crecimiento lento como los nitrificantes, con lo cual, se aumenta la eliminación de productos lentamente biodegradables y además se reducen los costes de operación (García, 2017).

- **Fiabilidad del proceso**

Un BRM es capaz de soportar picos orgánicos e hidráulicos que pueden afectar negativamente a la calidad del efluente en un proceso convencional ya que éstos trabajan con valores muy bajos de carga orgánica y la membrana retiene las partículas contaminantes (García, 2017).

- **Escasa necesidad de mano de obra**

A diferencia de los tratamientos convencionales en los que el crecimiento de microorganismos filamentosos, los cuales disminuyen la calidad del agua depurada, los BRM son capaces de funcionar y cumplir con las expectativas de calidad de efluente ya que no es necesario un amplio conocimiento sobre los aspectos microbiológicos del proceso y en consecuencia, no es necesario la vigilancia constante por personal cualificado (García, 2017).

Inconvenientes:

- **Coste**

El coste es una de las principales limitaciones, aunque existan factores clave que impulsen a apostar por la implantación de BRM como sistemas de tratamiento de aguas residuales, como es el caso del cumplimiento de legislación de calidad del agua cada vez más exigente. En estos sistemas, son característicos los gradientes de presión para lograr la filtración del efluente, así como la retención de contaminantes. Para lograr estas presiones, se necesita un elevado gasto energético. Además, la limpieza periódica de los módulos de membranas, implican un aumento en el gasto de mantenimiento de la instalación (García, 2017). Por otra lado los sistemas convencionales de tratamiento secundario utilizan tanques de decantación y sedimentación, que no consumen energía, sin embargo este tratamiento requiere mas tiempo y tiene menor eficiencia en la calidad del efluente frente a los sistemas BRM.

- **Ensuciamiento de la membrana**

La acumulación de partículas en la superficie de la membrana constituye otro de los principales inconvenientes que presentan estos sistemas, repercutiendo directamente en el coste de mantenimiento y operación. El ensuciamiento de las membranas, también llamado “fouling”, produce una reducción de la corriente de permeado, con lo cual, se aumenta la necesidad de realizar limpiezas químicas, así como el aumento de los caudales de aireación para las limpiezas físicas, produciéndose un aumento del gasto energético como consecuencia (García, 2017).

- **Complejidad en el tratamiento de fangos**

La proliferación de microorganismos filamentosos en el licor de mezcla produce la modificación de las características de sedimentabilidad del fango interfiriendo así en la concentración y deshidratación posterior del fango.

Como se ha comentado anteriormente, el BRM es un sistema de tratamiento de aguas residuales en el cual se ha modificado el proceso de fangos activados. Dicha modificación consiste en la sustitución de la decantación secundaria por un sistema de membranas, obteniéndose de este modo ventajas tales como la obtención de un efluente de mayor calidad, el cual se puede reutilizar y que además, se encuentra libre, casi en su totalidad, de sólidos en suspensión y microorganismos, una superficie necesaria para su implantación menor y gran efectividad en la eliminación de sustrato, ya que no existen problemas de sedimentabilidad de biomasa. Por

este motivo, los procesos de eliminación de nutrientes son posibles en los BRM, como es el caso del nitrógeno, el cual se puede eliminar biológicamente en una sola etapa (García, 2017).

Las fases y operaciones llevadas a cabo en este sistema de tratamiento son las mismas que en un proceso convencional de fangos activados: oxidación biológica, separación sólido-líquido utilizando como elementos para esta separación membranas de microfiltración y ultrafiltración, recirculación de fangos y purga de fangos en exceso (García, 2017).

Principios de tratamiento de una planta MBR:

Línea de Agua

La línea de agua estudia las distintas etapas que debe experimentar el agua bruta de entrada para transformarse en un agua depurada que cumpla la normativa expuesta y pueda reutilizarse (Dominguez, 2015).

Sistema de Desbaste

El desbaste es un proceso de naturaleza física, consistente en interponer un medio material discontinuo en la dirección de flujo de agua a tratar. El tamaño característico de la discontinuidad se denomina luz, y nos indica el tamaño máximo de partículas que podrán atravesar el sistema de desbaste (Fuentes, 2012).

Pozo de Gruesos

El pozo de gruesos es una zona del canal de llegada donde al ensancharse su sección se aumenta el tiempo de retención hidráulico (menor velocidad de desplazamiento del agua) hasta valores suficientemente bajos para que se depositen en su fondo los sólidos de gran tamaño y mayor densidad que el agua (Fuentes, 2012).

Rejas

Es la operación utilizada para separar material grueso del agua, mediante el paso de ella por una criba o rejilla, esta puede ser de cualquier material agujereado ordenadamente. De acuerdo con el método de limpieza, las rejillas son de limpieza manual o mecánica.

El canal de acceso a la rejilla debe diseñarse para prevenir la acumulación de arena u otro material pesado, antes y después de la rejilla, este debe ser perpendicular a la rejilla para promover una distribución uniforme a los sólidos retenidos (Rodas, 2017).

Las rejillas tienen como objeto separar y retener los cuerpos voluminosos flotantes y en suspensión, que arrastra consigo el agua residual. De esta manera se logra (Borja, 2011):

- Eludir posteriores depósitos.
- Evitar obstrucciones en canales, tuberías y conducciones en general.
- Interceptar la materia que por sus excesivas dimensiones podrían dificultar el funcionamiento de las unidades posteriores (desarenador, medidor de caudal, etc.)
- Aumentar la eficiencia de los tratamientos posteriores.

Desarenador Desengrasador

Tras el desbaste, el agua residual se somete a un proceso para la eliminación de las arenas y grasas que transporta.

El desarenado tiene como objetivo eliminar partículas más pesadas que el agua, que no se hayan retenido en el desbaste. De este modo, se consiguen proteger los equipos de procesos posteriores ante la abrasión, atascos y sobrecargas.

Con el desengrasado se eliminan grasas, aceites, espumas y materias flotantes más ligeras que el agua; evitando así posibles interferencias en procesos posteriores (Dominguez, 2015).

Homogeneización

La homogeneización y regulación de caudales, es una medida que se emplea para superar los problemas que provocan en las instalaciones las excesivas variaciones de caudal y concentraciones de los contaminantes, de tal manera que se mejore la efectividad de los procesos realizados posteriormente (Pallares, 2016).

Reactor Biológico

Los procesos biológicos se realizan mediante microorganismos, que actúan sobre la materia orgánica e inorgánica, suspendida, disuelta y coloidal existente en el agua residual, transformándola en gases y materia celular flotante, que puede separarse fácilmente mediante sedimentación o filtración (Romero, 1999)

El tipo de proceso biológico utilizado en esta instalación es el de fangos activados, dentro del cual pueden distinguirse dos operaciones diferenciadas: oxidación biológica y la separación sólido-líquido.

La primera tiene lugar en el reactor biológico (parte aeróbica) donde se provoca el desarrollo de un cultivo biológico formado por gran número de microorganismos agrupados en flóculos (fangos activados). El reactor se alimenta con el agua residual a depurar.

El proceso de fangos activados necesita para su desarrollo un sistema de aireación y agitación, que provoca el oxígeno necesario para la acción depuradora de las bacterias aerobias, evita la sedimentación de los flóculos en el reactor y permite la homogenización de fangos activados (GAD Municipal Tena, 2018)

Una vez que la materia orgánica haya sido suficientemente oxidada, requiere un tiempo de contacto suficiente, en el que el licor mezcla se filtra mediante los módulos de membranas sumergidas, en los que se separan el agua depurada y los fangos.

Aireación

La aireación es un proceso físico que se utiliza muy frecuentemente en el tratamiento de las aguas en general y en los procesos biológicos en particular (Ferrer & Seco, 2011).

En el caso de fangos activados, los aireadores han de conseguir así mismo una buena mezcla y turbulencia. Esto no es solo para mejor difusión del oxígeno, sino también para favorecer el contacto con los microorganismos y la materia orgánica a eliminar (Ferrer & Seco, 2011).

Los parámetros de oxígeno disuelto para el funcionamiento óptimo en el biorreactor de la PTAR Tereré son:

Parámetro	Unidad
Oxígeno disuelto (OD)(mg/l)	1,5 – 3

Tabla 1 Parámetros óptimos de oxígeno disuelto en el biorreactor de membranas.

Fuente: Manual de operación y mantenimiento de la PTAR Tereré.

Aireación de los Módulos de Membranas

La función de los soplantes es impulsar el aire necesario para dar la velocidad adecuada al fango que circula alrededor del módulo de membranas, evitando que se adhiera a la superficie de las membranas. Sin embargo, se produce un fenómeno adicional de control del ensuciamiento, pues este fango, al frotar la superficie de las membranas de microfiltración, limita el crecimiento de la biopelícula que se forma sobre ellas, evitando el aumento de la presión transmembrana (TMP). Es por esta razón que la extracción de permeado debe ir enclavada con el funcionamiento del soplante de émbolos rotativos (GAD Municipal Tena, 2018).

Consumo Energético

El mayor consumo energético en las plantas de tratamiento de aguas residuales se debe a los grandes compresores utilizados en los tanques de aireación, estos pueden representar hasta el 60% del uso total de energía de la planta. (Tecnosagot S.A., 2017)

Crear un ambiente de aireación adecuado requiere un equilibrio apropiado, el afluente necesita suficiente oxígeno para mantener vivos a los microorganismos, pero demasiado puede aumentar innecesariamente los gastos de energía (Tecnosagot S.A., 2017).

La incorporación de un lazo de control basado en mediciones de oxígeno disuelto (DO) ayuda a reducir el consumo de energía, pero aun así puede conducir a un funcionamiento excesivo de los aireadores, ya que el sistema está normalmente configurado para mantener niveles de oxígeno adecuados en todo momento (Tecnosagot S.A., 2017).

Una opción más precisa y eficiente es medir los niveles de los sólidos suspendidos volátiles presentes en el licor de mezcla (SSVLM), combinados con los puntos altos y bajos de Oxígeno Disuelto y luego controlar los aireadores basándose en esos datos. Este acercamiento más preciso entrega la cantidad correcta de aire ayudando asegurar la eliminación eficiente de sólidos.

Este enfoque de medición en tiempo real más eficiente puede producir grandes ahorros de energía para las plantas de tratamiento de todos los tamaños, permitiendo que las operaciones más pequeñas obtengan eficiencias y reduzcan los costos de energía (Tecnosagot S.A., 2017).

Los costos de capital de digestión aerobia son más bajos, sin embargo, los gastos de explotación son característicos por ser mucho mayores para la digestión aerobia debido a los costes energéticos para la aireación necesitada para agregar el oxígeno al proceso (Lituma, 2010).

La optimización de los procesos a nivel energético es especialmente importante en aquellas instalaciones que se encuentran trabajando por debajo de su capacidad de tratamiento, instalaciones en las que el ratio energético suele estar, en la mayoría de los casos alejado del óptimo (Ferrer C. , 2016).

Sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM)

La biomasa que se encuentra en el tanque de aireación, que consiste principalmente en microorganismos y materia en suspensión no biodegradable (sólidos inorgánicos), se considera sólidos en suspensión en el licor de mezcla (SSLM).

El licor de mezcla se mantiene en los tanques de aireación normalmente unas 4 horas o más. Esto da a los microorganismos un tiempo suficiente para estabilizar la materia orgánica del agua residual.

Sólidos en suspensión volátiles en el licor de Mezcla (SSVLM)

Otra variable que los operadores deben controlar son los sólidos en suspensión volátiles en el licor de mezcla (SSVLM). Los SSVLM se utilizan como indicadores de la materia orgánica en el tanque de aireación.

Normalmente los SSLM poseen un 70-80% de sólidos volátiles (SSVLM). El porcentaje de sólidos volátiles pueden bajar al 68% cuando el proceso de fangos activos opera con lodos viejos (edades de lodos altas).

Los sólidos suspendidos en el licor de mezcla (SSLM) es la concentración, ppm, de los sólidos en suspensión presentes en el reactor biológico. Los sólidos en suspensión volátiles en el licor de mezcla (SSVLM) representan la concentración, en ppm, de los sólidos en suspensión volátiles (orgánicos) existentes en el reactor biológico.

Biomasa es un término general que se refiere a los microorganismos presentes en un sistema y resulta clave en el diseño y monitoreo de plantas de tratamiento. Existen muchas maneras de medir la concentración de biomasa como por ejemplo masa, volumen, extensión linear de filamentos, dispersión de luz, conteo de células u organelas (Pirt, 1975).

CAPITULO III

METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

Ubicación geográfica

El estudio se llevará a cabo en la Planta de tratamiento de aguas residuales Tereré, ubicada en el paso lateral adyacente al Río Misahuallí, en el Barrio Tereré, cantón Tena. La ciudad de Tena tiene una población de 60850 habitantes según el INEC en 2010, y se proyecta que existen 75826 habitantes para el año 2018, según cifras del INEC. Esta planta está diseñada para tratar 270 m³/h provenientes del sector norte de la ciudad y da servicio a los barrios Central, Aeropuerto 1, Aeropuerto 2, Las Palmas, Los Ríos y el Barrio Tereré.

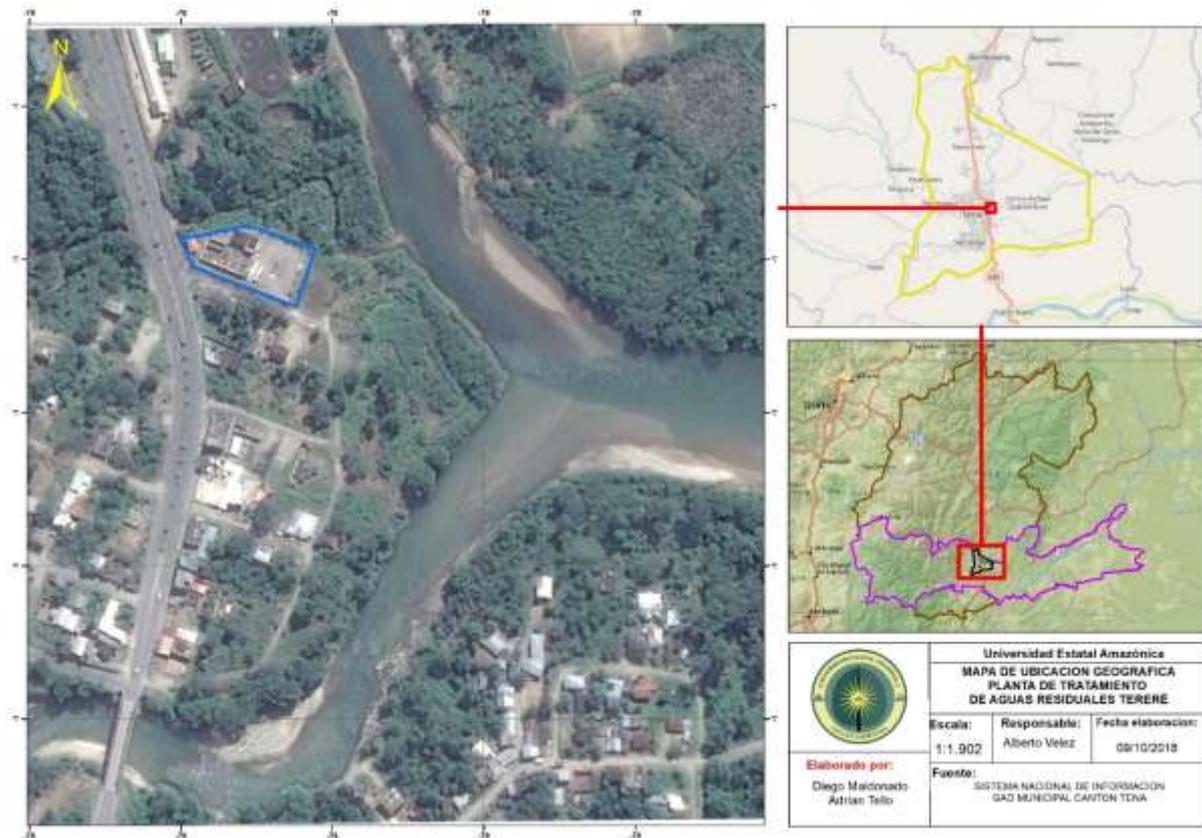


Ilustración 1 Mapa de ubicación Geográfica de la PTAR Tereré

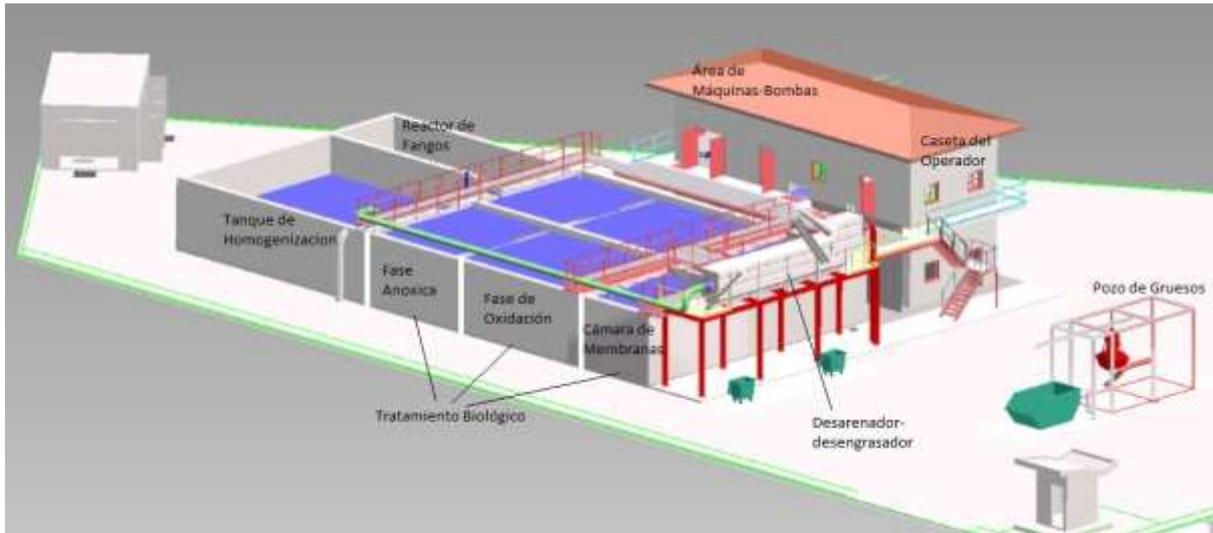


Ilustración 2 Esquema de la PTAR Tereré.

A continuación, se enumeran los procesos que se llevan a cabo en la PTAR Tereré (información tomada del manual de operaciones y mantenimiento de la planta):

1. Pozo de gruesos

El agua residual llega a un pozo de gruesos mediante un colector, donde tiene lugar una decantación natural de los sólidos de mayor tamaño, cuya extracción se realizará mediante una cuchara bivalva de 100 litros de capacidad suficiente para extraer los sólidos gruesos que se acumulan en este pozo.

2. Pozo de elevación

Seguidamente el agua a tratar irá hasta el pozo de bombeo pasando por una reja manual con una inclinación de canal de 90° previa con una distancia entre perfiles de 50 mm con el objetivo de proteger el correcto funcionamiento de las bombas ya que éstas tienen un paso de sólidos de 80 mm.

3. Equipo de pretratamiento compacto (Desbaste – Desarenado – Desengrasado)

Como equipo de desbaste se ha instalado una planta de pretratamiento compacto diseñada para tratar un caudal máximo de 270 m³/h. Éste es un equipo modular fabricado en acero inoxidable el cual incorpora los siguientes procesos: tamiz de desbaste de 3 mm, desarenado y desengrasado.

El equipo de pretratamiento compacto realiza las siguientes operaciones unitarias:

- Desbaste: Separación de sólidos contenidos en el agua mediante un tamiz con luz de paso de 3mm.
- Desarenado: Separación de arenas y elementos pesados.
- Desengrasado: Separación de grasas, aceites y flotantes. Se facilita la flotación con la aportación de aire de un pequeño compresor.

4. Tanque de Homogeneización

Dentro del tanque de homogeneización se ha instalado el aireador sumergible, para reducir la carga contaminante del agua residual por aportación de oxígeno, capaz de suministrar un caudal de 140 Nm³/h. El aireador además de proporcionar oxígeno para eliminación de DBO₅, evita la aparición de olores por procesos de descomposición anaeróbica de la materia orgánica del agua residual dentro de este tanque. La agitación generada en el tanque por la adición de aire evita la sedimentación de las partículas en el mismo.

5. Fase Anóxica

Para que se realice la reacción de desnitrificación se deben reunir las siguientes condiciones en la cámara anóxica:

- Ambiente anóxico, lo que significa concentración nula de oxígeno y tendencia a la oxidación. Tendremos una concentración casi nula de oxígeno disuelto y un potencial redox alto, causado por la acción de las bacterias heterótrofas facultativas.
- pH de 6,5 a 8.
- Relación DBO₅/N de 4 a 5. Además, como ya se ha dicho, esta DBO₅ debe ser muy fácilmente metabolizable.

6. Fase de Oxidación

En esta fase se oxida completamente la materia orgánica biodegradable presente en las aguas residuales. Para el correcto desarrollo de este proceso, es necesario que la concentración de oxígeno disuelto en su interior se mantenga por encima de 2 miligramos por litro. Esta aportación de oxígeno se llevará a cabo a través de tres soplantes de émbolos rotativos (2+1R):

Soplante que aporta aire a la cámara TK-151

Soplante que aporta aire a la cámara TK-152

Soplante de reserva conectada con todas las soplantes

7. Tratamiento de Microfiltración

En cada cámara de membranas se han instalado cinco Módulos de Membranas de Microfiltración modelo RW400. Cada módulo unitariamente está formado por 400 cartuchos, distribuidos en dos pisos de 200 cartuchos cada uno.

Cada cartucho de membranas tiene su propio tubo de aspiración que conecta con el colector de permeado. La carcasa exterior del módulo que contiene los cartuchos, así como el bastidor de soporte del conjunto se ejecutan en acero inoxidable.

8. Recirculación de Fangos

Cuenta con un tanque de recirculación donde se instalaron las bombas de recirculación del licor mezcla desde la cámara de membranas hasta la cámara anóxica de cuatro veces el caudal medio de diseño o el 400% del caudal medio de tratamiento.

Se construyó un pozo anexo a ambas cámaras de membranas donde pasa el agua por rebose superior y también se instaló una compuertas murales que comunican las cámaras de membranas con el pozo de recirculación para ofrecer mayor flexibilidad a la planta.

Tipo de investigación

Se realizará una investigación de enfoque cuantitativo. Para el análisis de datos operativos de la planta se basa en el estudio y verificación de la realidad a través de procedimientos basados en la medición. Los resultados de estas investigaciones se centran en estudios estadísticos y son generalizables, analizando la cantidad de sólidos volátiles presentes en el licor mezcla del Biorreactor de membrana, para ello se utilizará el tipo de investigación descriptiva y correlacional ya que se describen los distintos comportamientos que se obtienen en las mediciones y se establece una relación entre las variables definidas.

Métodos de investigación

Se utilizará el método deductivo, es decir se partirá de las generalidades del manejo de la planta de tratamiento para determinar elementos específicos como es el detalle de la concentración de oxígeno necesario en el Biorreactor de membrana.

Diseño de la investigación

Para alcanzar el objetivo 1, se solicitó al GAD Municipal de Tena los datos operativos de la Planta de tratamiento de aguas residuales “Tereré”, posteriormente estos datos fueron analizados utilizando el programa Excel. Se obtuvo el consumo energético y la concentración de oxígeno de los meses de enero a junio del 2018, además se obtuvo el promedio, desviación estándar y coeficiente de variación de estos.

Para alcanzar el objetivo 2, se recolectó una muestra compuesta de 500 ml de agua cada hora, durante 4 horas, proveniente del biorreactor y otra muestra del reactor de fangos, durante 4 días. Las muestras compuestas se llevaron al laboratorio de química perteneciente a la Universidad Estatal Amazónica, posteriormente se procedió a pesar cada una de las capsulas de porcelana. Inmediatamente se colocaron 50 g de muestra en las capsulas y se llevaron a la estufa para ser secadas a 105 °C durante 24 horas. Posteriormente las muestras se introdujeron al desecador para ser enfriadas durante una hora y seguidamente se pesaron. Finalmente, las muestras se introdujeron a la mufla para ser volatilizadas a 500 °C y se pesaron nuevamente. Los sólidos volátiles se calculan como la diferencia entre el peso de los sólidos totales y los sólidos fijos (APHA, 1992).

Cálculo de sólidos totales:

$$ST = \frac{W \text{ capsula } 105^{\circ}\text{C} - W \text{ capsula Vacía}}{\text{Volumen muestra}}$$

Cálculo de sólidos fijos:

$$SF = \frac{W \text{ capsula } 500^{\circ}\text{C} - W \text{ capsula Vacía}}{\text{Volumen muestra}}$$

Cálculo de sólidos volátiles:

$$SV = ST - SF$$

Este proceso se realizó para cada muestra del reactor de Fangos y para cada muestra del Biorreactor obteniendo valores tabulados posteriormente.

Debido a su simplicidad, la medición de biomasa como sólidos suspendidos volátiles (SSV) se ha generalizado en diferentes áreas de la ingeniería (Metcalf y Eddy Inc., 1979).

La metodología utilizada para el objetivo específico 3, se denomina Diseño de un proceso de lodos activados, misma que se encuentra presente en el libro de TRATAMIENTOS DE AGUAS RESIDUALES propuesto por el autor Jairo Alberto Romero Rojas.

Esta metodología propone los siguientes pasos:

- ❖ La DBO soluble del efluente se calcula por la expresión

$$S_e = \text{DBO}_e - 0.63 \text{ SS} \quad (1)$$

Donde: DBO_e = DBO en el efluente, mg/ L

SS = sólidos suspendidos del efluente, mg/L

La cual representa la diferencia entre la DBO total del efluente y la DBO de los sólidos suspendidos del mismo, suponiendo que un 65% de los SS del efluente son biodegradables y que la relación entre la DBO_5 y la DBO última carbonácea es igual a 0,68.

❖ La Biomasa en el reactor se calcula por la ecuación

$$X_V = \frac{\theta_c Y Q (S_0 - S)}{1 + K_d \theta_c} \quad (2)$$

Donde: θ_c = edad de lodos o tiempo promedio de retención celular, d

Q = caudal del afluente

S_0 = concentración del sustrato en el afluente

S = concentración del sustrato en el efluente

K_d = coeficiente de declinación endógena

Y = coeficiente de producción de crecimiento o relación de la masa de células formadas a la masa de sustrato consumido.

❖ El volumen del reactor se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$V = \frac{X_V}{X} \quad (3)$$

Dónde: X = Concentración de SSVLM

X_V = Concentración de biomasa del reactor

V = volumen del reactor

❖ La producción de lodo se obtiene de la ecuación:

$$P_X = \frac{Y Q (S_0 - S)}{1 + K_d \theta_c} = \frac{X_V}{\theta_c} \quad (4)$$

Dónde:

P_x = tasa de producción de lodos, g/d

Y = coeficiente de producción de crecimiento o relación de la masa de células formadas a la masa de sustrato consumido.

Q = caudal del efluente

S_0 = concentración del sustrato en el afluente

S = concentración del sustrato en el efluente

θ_c = edad de lodos o tiempo promedio de retención celular, d

K_d = coeficiente de declinación endógena

❖ El producido de sólidos totales de desecho

$$\text{Lodo seco} = \frac{P_x}{\% \text{ concentracion}} \quad (5)$$

❖ El caudal de lodos de desecho

$$Q_W = \frac{\text{Lodo Seco}}{SST_F} \quad (6)$$

❖ El caudal de recirculación se puede calcular por la ecuación:

$$Q_R = \frac{QX}{X_R - \bar{X}} \quad (7)$$

Donde:

X_R = concentración de SSV en el lodo dispuesto, mg/L

❖ La relación de recirculación es:

$$R = \frac{Q_R}{Q} \quad (8)$$

Donde:

Q_R = caudal de recirculación

El tiempo de retención hidráulico (TRH) se calcula mediante la ecuación (9). Es un parámetro muy importante en el diseño del reactor debido a que de él depende el tiempo que permanecerá el agua en el volumen del reactor.

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (9)$$

Donde:

θ = tiempo de retención hidráulico del reactor, *d*

V = volumen del reactor, m³ /d

Q = caudal

❖ La cantidad de oxígeno requerido se calcula por la ecuación:

$$DO = 1.5Q (S_0 - S_e) - 1.42 X_R Q_W \quad (10)$$

Donde:

Q = caudal

S_0 = DBO del afluente

S_e = DBO del efluente

X_R = biomasa en el lodo recirculado, mg SSV/L

Q_W = caudal de lodo dispuesto

❖ Se calcula el suministro de aire requerido suponiendo una concentración másica de oxígeno del 23.2% y una densidad del aire de 1.2 kg/m³ a 20 °C.

$$Q_{aire} = \frac{DO}{0.232(1.20)} \quad (11)$$

Donde: DO = Demanda Oxígeno, mg/L

❖ Para una eficiencia de transferencia de oxígeno del equipo de aireación, en condiciones reales, del 8%, la cantidad real de aire será:

$$Q_{aire} = \frac{Q_{aire}}{0.08} \quad (12)$$

- ❖ El volumen de aire requerido por unidad de DBO aplicada al tanque de aireación es:

$$\frac{Q_{aire}}{DBO} \quad (13)$$

Donde: DBO = Caracterización del afluente.

- ❖ El volumen de aire requerido por unidad de DBO removida se calcula como la cantidad de aire necesario para eliminar un kg de DBO:

$$\frac{Q_{aire}}{DBO_R} \quad (14)$$

Donde: $DBO_R = \text{kg DBO/día}$

- ❖ La carga orgánica volumétrica del proceso, según la ecuación es:

$$COV = \frac{QS_0}{V} \quad (15)$$

Donde: $Q = \text{Caudal}$

$S_0 = \text{DBO entrada}$

$V = \text{Volumen del Reactor}$

- ❖ La relación Alimento/Microorganismos, según la ecuación:

$$\frac{A}{M} = \frac{QS_0}{VX} \quad (16)$$

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Consumo Energético y Consumo de Oxígeno.

Se obtuvieron los valores del consumo energético y el requerimiento de oxígeno disuelto entre los meses de enero a junio de 2018. A continuación, se muestra la tabla de valores y las gráficas respectivas.

Tabla 2 Consumo energético y oxígeno disuelto total

	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio
Energía	40938 KW	41663 KW	39001 KW	39561 KW	39966 KW	42548 KW	43435 KW
Oxígeno	1764,2 mg/l	1732,2 mg/l	1795,4 mg/l	2184,4 mg/l	2963,1 mg/l	4028,5 mg/l	2332,9 mg/l

Fuente: Propia autoría.

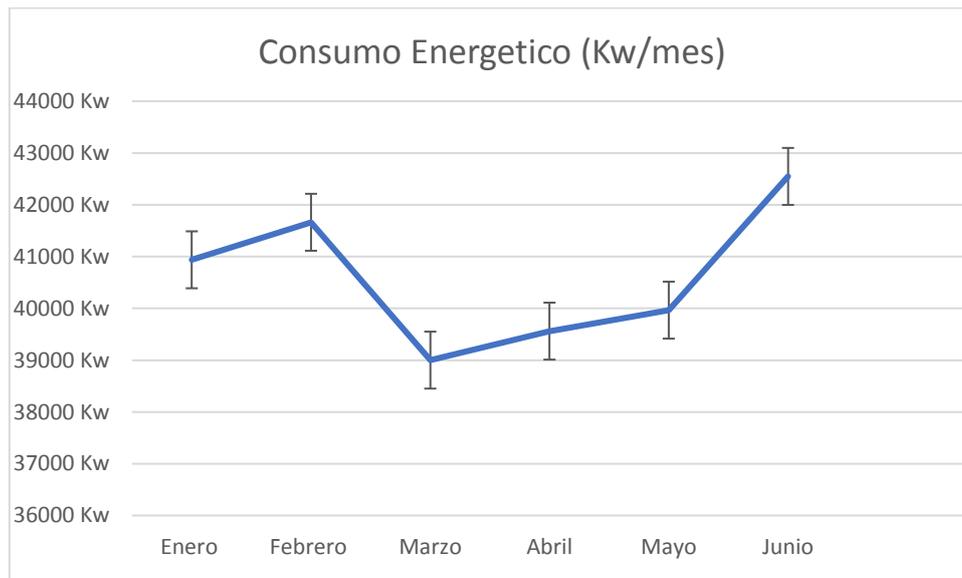


Ilustración 3. Consumo energético

Fuente: Propia autoría.

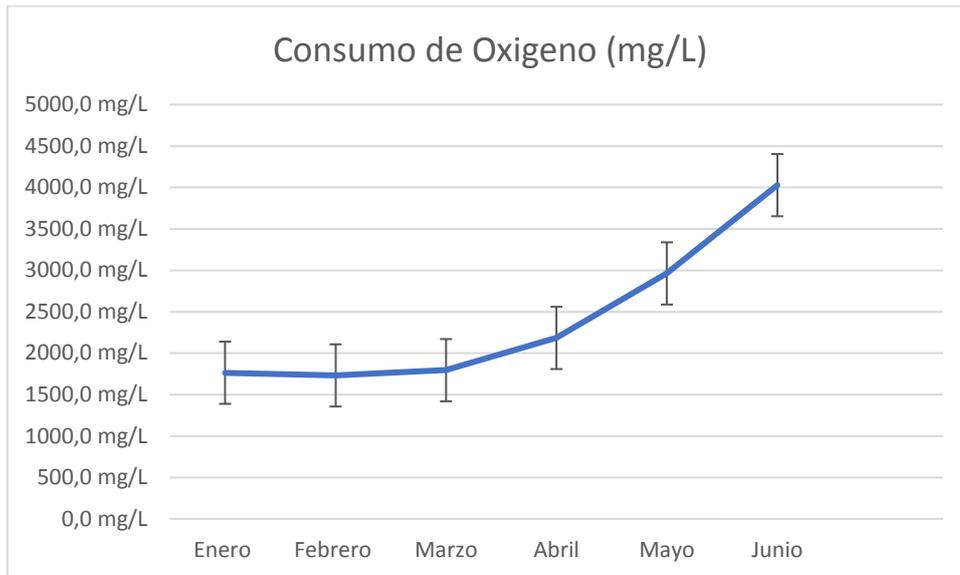


Ilustración 4 Consumo de Oxígeno

Fuente: Propia autoría.

Se observa que el consumo energético está ligado al consumo de oxígeno en la planta, es decir un mayor consumo de oxígeno provoca un mayor consumo energético, lo que se traduce en mayores gastos operativos.

Se obtuvieron los resultados numéricos del análisis de los datos operativos de la planta y se evidenció que existe un alto rango de variabilidad de los valores, esto quiere decir que la concentración de oxígeno no está siendo suministrada de manera eficiente.

Tabla 3. Concentración de oxígeno en el biorreactor. Datos mes de junio.

Promedio	5,6 m g/l
Desviación Estándar	3,62206503
Coefficiente de Variación	64,21%
%	

Fuente: Propia autoría.

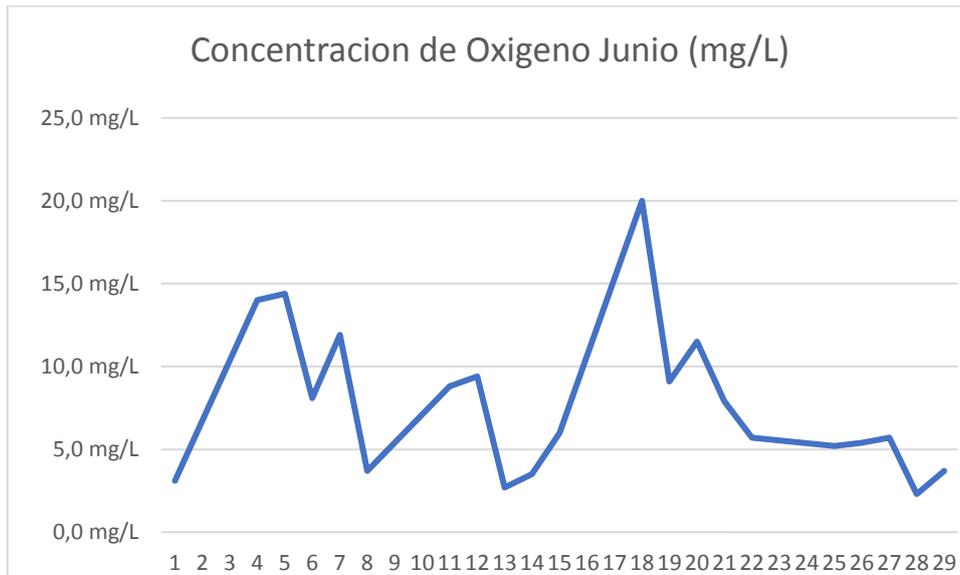


Ilustración 5. Variación de consumo de oxígeno en el mes de junio

Fuente: Propia autoría.

De los datos obtenidos del Municipio se cita como ejemplo el mes de junio, el mismo muestra un promedio de concentración de oxígeno en el reactor de 5,6 mg/L. Esta concentración está por encima de la concentración óptima de oxígeno disuelto propuesta en un rango de 1,5 y 3 mg/L, según el manual de operación y mantenimiento de la PTAR Tereré. Y muy por encima de la concentración propuesta por el autor Romero Rojas en libro de Tratamiento de aguas residuales, en el cual detalla que la concentración de oxígeno debe mantenerse dentro del rango de 0.2 mg/L a 2 mg/L.

Concentración de Sólidos Suspendidos Totales y Volátiles.

Se obtuvieron los resultados numéricos de la concentración de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles en el licor de mezcla del reactor.

Tabla 4. Sólidos suspendidos volátiles en el Biorreactor

Biorreactor						
Día	Peso Capsula	Peso a	Peso a 550°C (g)	ST	SV	%
Muestreo		105° C		(mg/L)	(mg/L)	SV
		(g)				
1	52,3159	53,0778	52,6685	15140	8140	54
2	46,4346	47,2165	46,8237	15570	7821,48	50
3	41,8015	42,5818	42,1819	15513,32	7925,27	51
4	41,9284	42,6749	42,2074	14919,13	9343,19	63
			Promedio	15285,6	8307,5	54
			Desviación	268,4	608,9	4,9
			Estándar			
	>25% Datos		Coeficiente	1,756	7,330	9,019
	Heterogéneos		Variación %			

Fuente: Propia autoría.

Se obtuvieron los resultados numéricos de la concentración de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles en el reactor de fangos, mediante un análisis obtenido utilizando los pesos de cada muestra.

Tabla 5. Sólidos suspendidos volátiles en el reactor de fangos

Fangos						
Día	Peso Capsula (g)	Peso a	Peso a 550°C	ST	SV	%
Muestreo		105° C (g)	(g)	(mg/L)	(mg/L)	SV
1	44,888	45,1975	45,0354	6170,0	3270,0	53
2	50,8893	51,7333	51,3091	16850,0	8467,0	50
3	50,894	51,7448	51,3243	16824,8	8315,5	49
4	47,8959	48,7182	48,3149	16324,3	8006,3	49
			Promedio	14042,3	7014,7	50
			Desviación	4549,9	2168,4	1,5
			Estándar			
	>25% Datos		Coeficiente	32,401	30,912	3,065
	Heterogéneos		Variación			

Fuente: Propia autoría.

Los resultados de los análisis de laboratorio realizados en este proyecto reflejan que las concentraciones de ST y SV se encuentran dentro del rango de funcionamiento óptimo de según

los manuales de operación de la PTAR Tereré. El análisis de laboratorio facilitado por el municipio indica una concentración de sólidos suspendidos de 190 mg/l (ANEXO 1) en el biorreactor teniendo en cuenta que los rangos óptimos de operación se encuentran entre 5000 y 20000, esta concentración está por debajo del valor mínimo.

En cuanto a los coeficientes de variación de los datos se refleja claramente que en el biorreactor no hay una variación significativa y se mantienen valores similares, mientras que en el reactor de fangos se puede apreciar un coeficiente de variación por encima del 30%.

Metodología de control de suministro de oxígeno y recirculación de fangos.

1. En primer lugar determinar la concentración de Sólidos Suspendidos Totales (SST) y la fracción volátil, tanto en el biorreactor de membrana como en el reactor de fangos, utilizando la metodología propuesta anteriormente en el capítulo III (diseño de la investigación).
2. Verificar que los resultados se encuentren dentro de los rangos de los parámetros de funcionamiento óptimo de la PTAR.

Tabla 6 Parámetros de funcionamiento óptimo

Parametros	Unidades
pH	7 – 8,5
SSLM (mg/L)	5000 – 20000
Oxígeno disuelto (mg/L)	1,5 – 3
Temperatura (°C)	15 – 35

Fuente: Manual de operación y mantenimiento de la PTAR Tereré.

3. Ingresar los datos obtenidos de la concentración de SST y SV en la herramienta Excel. Adicionalmente se ingresarán los datos de caracterización del afluente proporcionados por el laboratorio. Esta herramienta se basa en la metodología de Diseño de un proceso de lodos activados, misma que se encuentra presente en el libro de TRATAMIENTOS DE AGUAS RESIDUALES propuesto por el autor Jairo Alberto Romero Rojas. El uso de esta da como resultado el cálculo del fango de recirculación necesario para mantener una concentración de microorganismos en el reactor y la cantidad de aporte necesario de oxígeno en el reactor.

	A	B	C	D	E	F
1	Afluente					
2						
3	DBO _o	S _o	50	g/m ³	Caracterizacion	
4		Q	0,0196	m ³ /s	Municipio	
5		Y	0,4	grSSV/g DBO	Caracterizacion	
6		b	0,12	d-1	Caracterizacion	
7		O _c	10	d	Caracterizacion	
8		SSTLM	8000	mg/l	Laboratorio	
9		X SSVLM	4000	mg/l		
10		Volatiles	50,0	%		
11		SST Fango	11000	mg/l		
12		SSVFango	5500			

Ilustración 6 Ingreso de Datos Herramienta Excel

4. Determinar el caudal de recirculación de fangos en función de los resultados obtenidos.

	A	B	C	D
36	5. Caudal de recirculación			
37				
38		Q _R	0,05237	m ³ /s
39			4524,80	m ³ /dia
40				
41	6. Relacion de recirculación			
42				
43		R	267	%
44				

Ilustración 7 Recirculación de Fangos

5. Programar el aporte de oxígeno al biorreactor valiéndose de los datos obtenidos en la herramienta Excel.

	A	B	C	D
49				
50	8.Necesidades de oxigeno			
51				
52		DO		8 Kg O ₂ /dia
53				
54	9. Caudal de Aire en condiciones normales.			
55				
56		Q _{Aire}		29 m ³ /día
57				
58	10. Eficiencia de transferencia de oxigeno			CD
59				
60		Q _{Aire Necesario}		362 m ³ /día
61				

Ilustración 8 Aporte de oxígeno necesario

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

- El análisis efectuado a los Datos proporcionados por el municipio de Tena nos permitió demostrar que en el suministro de oxígeno del biorreactor el coeficiente de variación se encuentra en 64,21 % demostrando la relevancia del objeto de investigación.
- Los análisis desarrollados en el laboratorio nos permitieron determinar la cantidad de SSV en el biorreactor de membranas, y en el reactor de fangos, obteniendo un promedio de 8307,5 mg/L y 7014,7 mg/L respectivamente, estos valores nos permitieron conocer los rangos de variabilidad en cada uno de los reactores.
- Al ingresar los datos obtenidos del laboratorio en la herramienta Excel proporcionada se obtuvieron resultados específicos sobre el aporte diario de oxígeno que se debe suministrar a la planta, así como la relación de recirculación de fangos.
- El control del aporte de oxígeno al biorreactor mediante el análisis de los sólidos volátiles contribuye a reducir el consumo energético, ya que la inyección de aire que se proporcionará al biorreactor será en función de la concentración de los sólidos volátiles presentes en el mismo.

Recomendaciones

- Los análisis para la determinación de SSV deben realizarse semanalmente durante un mes para establecer si existe una variación significativa en las concentraciones con intervalos de tiempo más espaciado.
- Se debe cerciorar que los datos ingresados a la herramienta implementada sean veraces y reales es decir estar dentro de los rangos o parámetros de operación, para que esta pueda funcionar con exactitud.
- Una vez implementada la herramienta Excel se recomienda realizar el aporte de caudal de aire calculado por la herramienta y realizar las mediciones de oxígeno disuelto con el fin de validar el uso de la herramienta
- La planta de tratamiento de aguas residuales “Terere” funciona correctamente, sin embargo, parámetros como el aporte de aire no están siendo controlados, por lo que la concentración de oxígeno en el reactor por ejemplo esta sobre su rangos óptimos de operación. La mejora en la eficiencia de la planta reduciría los costos de operación.
- Los datos proporcionados por el equipo de laboratorio de la Planta de tratamiento no contienen información veraz por lo que no pueden ser utilizados para el manejo de la herramienta otorgada.

BIBLIOGRAFÍA

- APHA. (1992). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (18th edn. ed.). Washington, D.C.: Am.Publ.Hlth.
- Brindle, K., & Stephenson, T. (1996). The application of membrane biological reactors for the treatment of wastewaters. *Biotechnology and Bioengineering*, 49(6), 601-610.
- Borja, M. (2011). *Diseño de una planta de tratamiento para aguas residuales de la ciudad de Guaranda*. (Tesis de Ingeniería). Escuela superior politécnica de Chimborazo, Riobamba.
- Churchouse, S., & Wildgoose, D. (1999). Membrane bioreactors progress from the laboratory to full-scale use. *Membrane Technology*, 1999(111), 4-8.
- Dominguez, R. (2015). *Diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales urbanas entre 20 y 25 mil habitantes*. (Tesis de ingeniería). Universidad Carlos III, Madrid, España.
- Dominguez, R. (2015). *Diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales urbanas para poblaciones entre 20 y 25 mil habitantes*. (Tesis de licenciatura). Universidad Carlos III de Madrid, Leganes.
- Ferrer, C. (2016). *Análisis energético de los procesos de una EDAR*. Artículo Científico. FACSA, Valencia.
- Ferrer, J., & Seco, A. (2011). *Tratamientos Físicos y Químicos de aguas residuales*. Valencia: Universitat Politècnica de Valencia.
- Fuentes, A. (2012). *Diseño y cálculo de la obra de llegada y pretratamiento de una EDARU*. (Tesis de licenciatura).
- García, C. M. J. (2017). *Diseño de un biorreactor de membranas con carbón activo para reducir el ensuciamiento de las membranas causado por las Sustancias Poliméricas Extracelulares* (Doctoral dissertation).
- GAD Municipal Tena. (2018). *Datos Operativos PTAR Tereré*. Tena: GAD Municipal Tena.
- Lituma, P. (2010). *Biodigestión anaerobia de lodos residuales, de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ucubamba*. (Tesis de Grado). Universidad Politécnica Salesiana Cuenca, Cuenca.
- Metcalf y Eddy Inc. (1979). *Wastewater Engineering: Treatment/ Disposal/ Reuse* (2nd edn. ed.). New York: McGraw-Hill.
- Pallares, C. (2016). *Diseño y dimensionamiento de la línea de agua de una PTAR procedente de un matadero porcino*. (Tesis de grado). Universitat Jaume I, Castellón, Cataluña, España.
- Pirt, J. (1975). *Principles of microbe and cell cultivation*. Article. Oxford University, Oxford.
- Rodas, J. (2017). *Propuesta de diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales con decantación de flujo radial para reducir el grado de contaminación del cuerpo receptor*,

distrito de Yantalo-Moyobamba. (tesis de ingeniería). Universidad nacional de San Martín - Tarapoto, Moyobamba.

Romero, J. A. (1999). Homogenización. En J. A. Romero, Tratamiento de aguas residuales (págs. 304-306). Bogotá, Colombia: Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería.

Tecnosagot S.A. (19 de Septiembre de 2017). Tecnosagot S.A. Recuperado el 28 de 09 de 2018, de Tecnosagot Web site: <https://tecnosagot.com/como-reducir-el-costo-energetico-en-las-plantas-de-tratamiento-de-aguas-residuales/>

ANEXOS

Anexo 1 – Informe de Laboratorio



INFORME DE ENSAYO N°: 5046

PROCESOS TÉCNICOS MEDIOAMBIENTALES. SAS: 16-326

Solicitado por: Ing. Verónica Díez de la Torre.
Dirección: Tena.

Fecha y hora de ingreso al laboratorio:	2016/07/28 16:30	Fecha final de Análisis	2016/08/09	T máx: 32°C T mín: 22°C
Toma de muestra:	Ing. Verónica Díez de la Torre.	Fecha y Hora	2016/07/28	09:00

Código de Muestra: a 4317
Identificación: Agua Residual, Tomada en el Reactor Biológico.

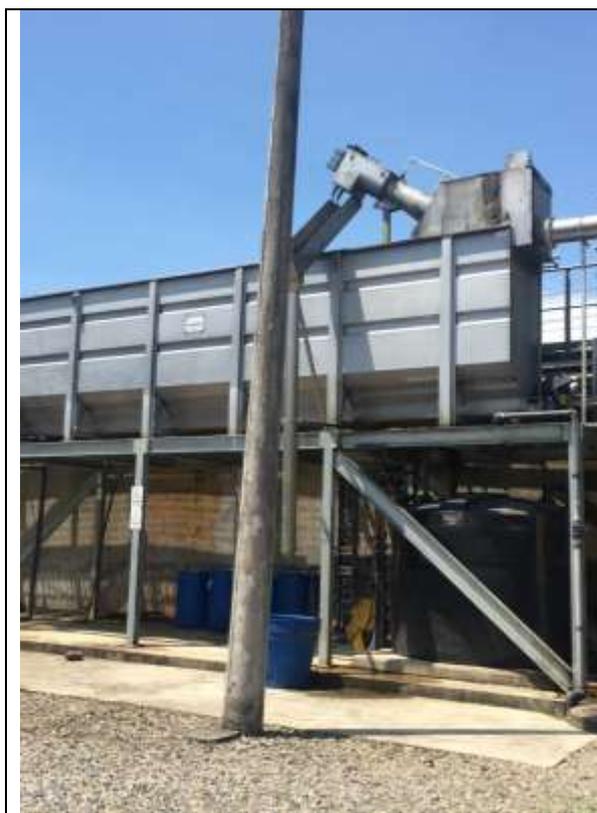
Parámetros, métodos y resultados:

Parámetros	Método de Ensayo	Referencia	Unidad	a 4317	Incertidumbre (K = 2)
*Aceites y Grasas	ITE-AQLAB-13	EPA 418.1, 1664	mg/L	1,51	~
*Amonio (NH ₄)	ITE-AQLAB-12	HACH 8038	mg/L	33,39	~
*Demanda Bioquímica de Oxígeno	ITE-AQLAB-08	SM 5210 D	mg/L	800	~
*Demanda química de Oxígeno	ITE-AQLAB-07	HACH 8000	mg/L	2490	~
*Fosfatos	ITE-AQLAB-51	HACH 8048	mg/L	8,14	~
*Sólidos Suspensión de Licor de Mezcla MLSS	ITE-AQLAB-05	SM 2540 D	Kg/m ³	0,19	~
*Nitratos (NO ₃)	ITE-AQLAB-17	HACH 8039	mg/L	9,30	~
*Sólidos Volátiles	ITE-AQLAB-05	SM 2540 E	mg/L	150	~
*Sólidos totales suspendidos	ITE-AQLAB-05	SM 2540 D, HACH 8006	mg/L	190,00	~

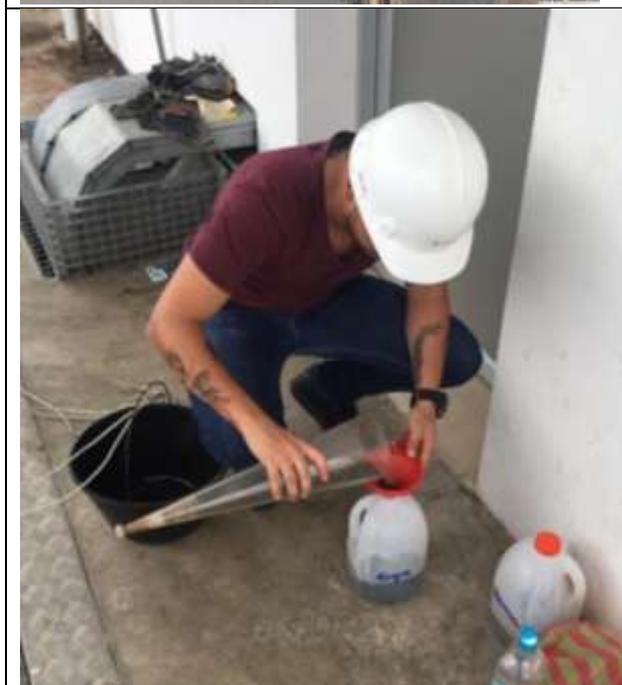



Ing. Armando Méndez Lara
DIRECTOR TÉCNICO

Anexo 2 – Imágenes de la PTAR Tereré



Anexo 3 – Recolección de Muestras



Anexo 4 – Análisis de Laboratorio

