



UNIVERSIDAD DE QUINTANA ROO
DIVISIÓN DE CIENCIAS E INGENIERÍA

**PROPUESTA DE UN DISEÑO DE FILTRO SUMERGIDO DE FLUJO
ASCENDENTE EN LA PLANTA FOVISSSTE V ETAPA**

**TRABAJO MONOGRÁFICO
PARA OBTENER EL GRADO DE
INGENIERA AMBIENTAL**

**CARRERA
INGENIERÍA AMBIENTAL**

**PRESENTA
BR. VERÓNICA FLORES DURÁN**

**SUPERVISORES
M.E.M. JOSÉ LUIS GONZÁLEZ BUCIO
DR. JOSÉ MANUEL CARRIÓN JIMÉNEZ
DR. JAIME DIONISIO CUEVAS DOMÍNGUEZ**





UNIVERSIDAD DE QUINTANA ROO
DIVISIÓN DE CIENCIAS E INGENIERÍA

TRABAJO MONOGRÁFICO TITULADO
“PROPUESTA DE UN DISEÑO DE FILTRO SUMERGIDO DE FLUJO ASCENDENTE EN LA
PLANTA FOVISSSTE V ETAPA”

ELABORADO POR
BR. VERÓNICA FLORES DURÁN

BAJO SUPERVISIÓN DEL COMITÉ DEL PROGRAMA DE LICENCIATURA Y APROBADO COMO
REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO DE:

INGENIERÍA AMBIENTAL

COMITÉ SUPERVISOR

SUPERVISOR:

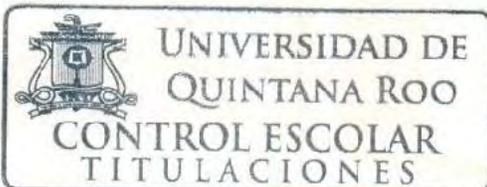

M.E.M. JOSÉ LUIS GONZÁLEZ BUCIO

SUPERVISOR:


DR. JOSÉ MANUEL CARRIÓN JIMÉNEZ

SUPERVISOR:


DR. JAIME DIONISIO CUEVAS DOMÍNGUEZ



CHETUMAL QUINTANA ROO, MÉXICO, NOVIEMBRE DE 2018

AGRADECIMIENTOS.

A MIS PADRES, OSCAR FLORES ARANGO Y CELIA DURÁN PÉREZ, POR SU APOYO INCONDICIONAL EN CADA ETAPA DE MI ESTUDIO, Y POR ANIMARME SIEMPRE A SALIR ADELANTE.

A MIS HERMANOS OSCAR CESAR Y CARLOS ALBERTO, POR ESTAR SIEMPRE CONMIGO.

AL DR. JOSÉ MANUEL CARRIÓN JIMÉNEZ, POR SU APOYO Y PACIENCIA EN LA REALIZACIÓN DE ESTA MONOGRAFÍA.

A MIS ASESORES M. E. M. JOSÉ LUIS GONZÁLEZ BUCIO Y EL DR. JAIME DIONISIO CUEVAS DOMÍNGUEZ, POR SU APOYO Y SER PARTE DE ESTE PROYECTO.

EN GENERAL, A MI FAMILIA Y COMPAÑEROS POR SE PARTE IMPORTANTE EN MI DESARROLLO PERSONAL Y PROFECIONAL.

**PROPUESTA DE UN DISEÑO DE FILTRO SUMERGIDO DE FLUJO
ASCENDENTE EN LA PLANTA FOVISSSTE V ETAPA.**

CONTENIDO

CAPÍTULO 1.	1
1. Introducción	1
Planta de tratamiento de Aguas Residuales Fovissste V Etapa.	3
Biorreactores de crecimiento afianzado sumergidos.....	6
Descripción del proceso.....	6
Descripción general	7
 CAPÍTULO 2.	 11
2. Diseño de un filtro sumergido de flujo ascendente anaerobio	11
2.1 Cálculo del Volumen del reactor	11
2.2 Cálculo de los requerimientos de alcalinidad	12
2.3 Cálculo de la producción de metano	19
 CAPÍTULO 3.	 21
3. Diseño de un filtro sumergido de flujo ascendente aerobio	21
3.1 Carga orgánica total.....	21
3.2 Volumen del empaque	21
3.3 Carga hidráulica total	22
3.4 Oxígeno requerido	23
3.5 Tasa de producción de biomasa	24

3.6 Cálculo de requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación	24
3.7 Cálculo de flujo de aire requerido.....	26
3.8 Cálculo de la potencia del soplador	27
3.9 Costo energético	28
CAPÍTULO 4.	30
4. Cálculo de la potencia del reactor de lodos activados de la planta FOVISSSTE V Etapa.....	30
4.1 Cálculo de requerimiento de oxígeno.....	30
4.2 Cálculo de requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación	31
4.3 Cálculo de flujo de aire requerido.....	33
4.4 Cálculo de la potencia del soplador	34
4.5 Costo energético	35
CAPITULO 5.	36
5. Análisis comparativo	36
CONCLUSIÓN.	37
FUENTES DE INFORMACIÓN.	38

CONTENIDO DE FIGURAS.

Figura 1.1 Ubicación de la planta Fovissste V Etapa.	3
Figura 1.2 Diagrama de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Fovissste V Etapa.	4
Figura 1.3 Sistema de lodos activados aerobio de mezcla completa en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Fovissste V.	5
Figura 1.4 Biorreactor de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Fovissste V Etapa.	6
Figura 1.5 Diagrama del proceso de crecimiento afianzado sumergido de flujo ascendente.....	8

CONTENIDO DE TABLAS.

Tabla 1.1 Plantas municipales de tratamiento de aguas residuales en Quintana Roo.....	2
Tabla 1.2 Ventajas y desventajas de tratamiento anaerobio comparado con el tratamiento aerobio.	10
Tabla 1.3 Coeficientes de la Ley de Henry a 20°C, constantes de la ley de Henry sin unidad a 20°C, y coeficientes dependientes de la temperatura.	14
Tabla 1.4 Análisis comparativo	36

CAPÍTULO 1.

1. Introducción.

En México de acuerdo con el Inventario Nacional de plantas municipales de potabilización y de tratamiento de aguas residuales de la CONAGUA (diciembre del 2015), se cuenta con 2477 plantas de tratamiento de aguas residuales municipales construidas, las cuales apenas tratan el 57% de las aguas residuales generadas en el país. Esta problemática se ha venido presentando desde hace varios años, ya que desde el 2013 Roberto Olivares presidente de la Asociación Nacional de Empresas de Agua y Saneamiento (ANEAS) declaró que, según datos del gobierno federal, en México se trataba solo el 48% de aguas residuales generadas en el país y de las 1700 plantas construidas en ese año, el 50% eran elefantes blancos (Maldonado, 2013). El término de elefante blanco se le da a una obra de construcción abandonada, inconclusa o con fines diferentes al que fue construida y que el costo de inversión es mayor al beneficio (Del Real, 2017). Adicionalmente para el año 2014 el Banco Interamericano de Desarrollo mencionó que el 16% de las plantas en el país eran inoperantes (Sánchez M., 2014).

El estado de Quintana Roo tiene en operación 35 plantas municipales de tratamiento de aguas residuales, la mayoría de estas cuentan con un tratamiento biológico de lodos activados, La mayor parte de las instalaciones para el tratamiento de las aguas residuales están concentradas en las zonas urbanas más importantes y pobladas del estado, destacando las ciudades de Cancún, Playa del Carmen, Cozumel, Chetumal y Tulum; se incluyen las cabeceras municipales y las localidades de Huay Pix, Subtte. López, Mahahual, Bacalar, Puerto Morelos, Puerto Aventuras, Chemuyil, Akumal, Holbox y Chiquilá cuya cercanía con cuerpos superficiales de agua susceptibles a la contaminación o actividad turística relevante, han propiciado la instalación de infraestructura para su saneamiento (CAPA, 2011). En la siguiente tabla se presentan las plantas de tratamiento y el proceso que llevan a cabo:

Tabla 1.1 Plantas municipales de tratamiento de aguas residuales en Quintana Roo

Municipio	Localidad	Nombre de la Planta	Proceso.
Benito Juárez	Cancún	Caribe 2000	Lodos activados
		Corales	Lodos activados
		El Rey	Lodos activados
		Gucumatx	Lodos activados
		Isla Azul	Lodos activados
		Norponiente	Filtros percoladores
		Norte	Dual (biofiltro – lodos activados)
		Playa Blanca	Anaerobio
		Pok – Ta – Pok	Lodos activados
	Polígono Sur	Dual (biofiltro – lodos activados)	
Puerto Morelos	Villas Morelos I	Lodos activados	
	Villas Morelos II	Lodos activados	
Cozumel	Cozumel	San Miguelito	Dual (biofiltros – lodos activados)
		Hotel Reef	Lodos activados
Felipe Carrillo Puerto	Felipe Carrillo Puerto	Fovissste I (Fco. Villa)	Lodos activados
Isla Mujeres	Isla Mujeres	Isla Mujeres	Lodos activados
Lázaro Cárdenas	Chiquila	Chiquila	Dual (tanque séptico – lodos activados)
	Holbox	Holbox	Dual (tanque séptico – lodos activados)
Bacalar	Bacalar	Bacalar	Lodos activados
Othón P. Blanco	Chetumal	Centenario	Lodos activados
		Fovissste V Etapa	Lodos activados
		Santa María	Lodos activados
	Huay – Pix	Huay – Pix	Dual (tanque séptico – lodos activados)
	Mahahual	Mahahual	Lodos activados
Subteniente López	Subteniente López	Dual (tanque séptico – lodos activados)	
Solidaridad	Playa del Carmen	Gonzalo Guerrero	Lodos activados
		Balan – Tun	Lodos Activados
		Saastun – Ha	Dual (biofiltro – lodos activados)
		Playacar	Lodos activados
	Puerto Aventuras	Puerto Aventuras	Biofiltros
Tulum	Tulum	Bicentenario	Dual (biofiltro – lodos activados)
	Tulum	Villas Tulum	Anaerobio
	Tulum	Villas Paraíso Tulum	Lodos Activados
	Chemuyil	Chemuyil	Lodos activados
	Akumal	Akumal	Dual (tanque séptico – lodos activados)

Planta de tratamiento de Aguas Residuales Fovissste V Etapa.

En el Estado de Quintana Roo existen varias plantas de tratamiento de agua residual municipal donde el tratamiento biológico se realiza por medio de sistemas de lodos activados aerobios. En la ciudad de Chetumal se encuentra ubicada la planta de tratamiento de aguas residuales “Fovissste V Etapa”. (Gamero, 2014)



Figura 1.1 Ubicación de la planta Fovissste V Etapa.

El pretratamiento de la planta Fovissste V Etapa consiste, en un sistema de cribado para la separación de materia sólida. La planta cuenta con un sistema de lodos activados aerobio de mezcla completa (como tratamiento secundario), el cual consta de un biorreactor con un volumen de 166 m³, alimentado con aire mediante un soplador de desplazamiento positivo con un motor de 1 hp y un sedimentador secundario de tipo rectangular. Igual se le suma un lecho de secado solar para tratar los lodos desechados del sistema de lodos activados. La planta también cuenta con una zona de desinfección, la cual, está conformada con un tanque de desinfección con cloro, el agua tratada es depositada en un filtro de grava la cual deposita el agua al manto freático. (Gamero, 2014)

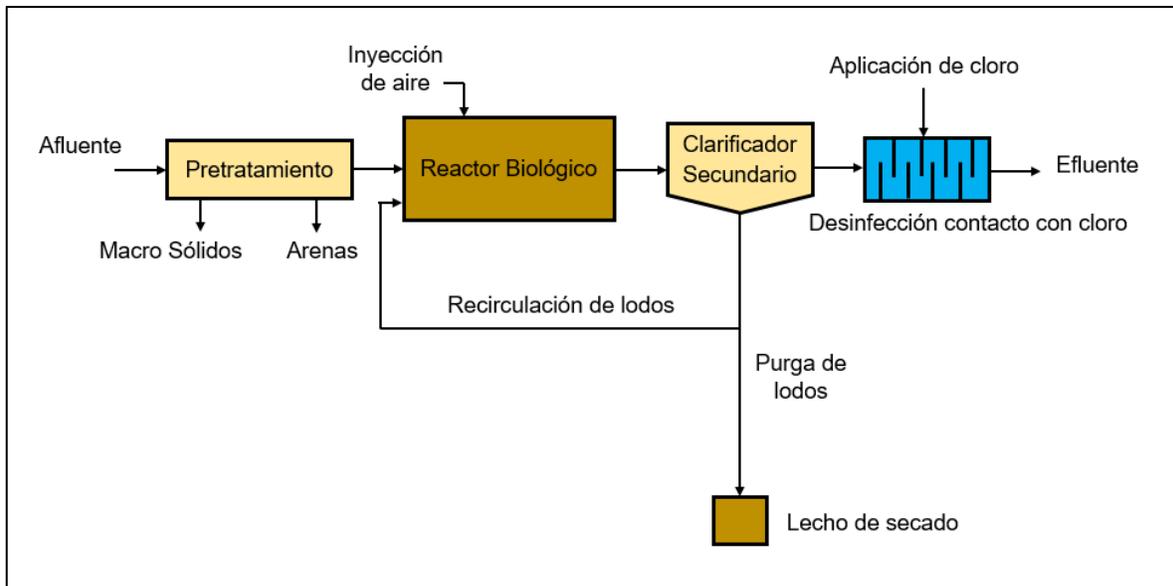


Figura 1.2 Diagrama de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Fovissste V Etapa.

Mediante estudios realizados por Gamero (2014) se obtuvo que la concentración promedio de materia orgánica soluble (MOS) en el agua residual afluyente de la planta fue de 653.9 mg DQO L⁻¹. Las mediciones están dentro del intervalo reportado de concentraciones típicas de MOS en aguas residuales de tipo municipal (200-1000 mg DQO L⁻¹). (Crites & Tchobanoglous, 2000)

El agua residual que llega a la Planta es colectada en dos canales y almacenada en un tanque de almacenamiento de agua residual con una capacidad de 15500 litros. El caudal promedio de agua residual afluyente estimado fue de 1.7 L s⁻¹. Este hecho origina que la planta no pueda funcionar en modo continuo (alimentación de agua residual constante) ya que la bomba de agua residual alimenta al sistema de lodos activados con un caudal constante de 4.6 L s⁻¹, donde el caudal alimentado al sistema es mayor que el caudal afluyente, ante tal situación los trabajadores de la Planta operan el sistema de lodos activados en tres tipos de funcionamiento durante el día:

- Alimentación de agua residual al sistema con recirculación de lodos.
- Interrupción de alimentación de agua residual sin recirculación de lodos (funcionamiento en lote).

- Interrupción de la alimentación del agua residual con recirculación de lodos.

Estas condiciones de operación originan variaciones en las concentraciones de materia orgánica soluble, biomasa y oxígeno disuelto en el reactor de lodos activados. Estas variaciones se ha observado que afectan la eficiencia de remoción de MOS y amonio en reactores de lodos activados de mezcla completa continuos. (Metcalf & Eddy, 2003)

En efecto la mayoría de los tipos de reactores de lodos activados son operados en modo continuo, sin embargo, existe una variante del proceso convencional de lodos activados conocido como reactor de lodos activados de lote secuenciado (Grady, Daigger, & Lim, 1999). En esta variante el agua residual es alimentada en una cantidad determinada y la alimentación es interrumpida, en seguida se suministra aire al proceso y se mezcla el agua residual con los lodos activados presentes en el reactor, después de un tiempo de aireación se interrumpe el aire y se permite que sedimenten los lodos en el reactor, después se retira el agua clarificada y se repite el proceso introduciendo un nuevo lote de agua residual. Sin embargo, de acuerdo con las condiciones descritas, el funcionamiento del sistema de lodos activados de la Planta Fovissste no se apega a las de modo continuo ni de lote secuenciado. (Gamero, 2014)



Figura 1.3 Sistema de lodos activados aerobio de mezcla completa en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Fovissste V.



Figura 1.4 Biorreactor de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Fovissste V Etapa.

Biorreactores de crecimiento afianzado sumergidos.

Los procesos de crecimiento afianzado han sido usados para el tratamiento aerobio de las aguas residuales por más de un siglo, principalmente en forma de filtros percoladores y contactores biológicos rotativos. Sin embargo, durante las dos últimas décadas se ha aprendido mucho acerca de los mecanismos por los que operan tales procesos, lo que conduce al desarrollo de nuevas configuraciones de biorreactores, como el reactor biológico de lecho fluidizado (FBBR). Al igual que el FBBR, esta nueva generación de biorreactores de crecimiento afianzado tiende a tener medios que están sumergidos en el flujo del proceso, de ahí el nombre biorreactor de crecimiento afianzado sumergido (SAGB). (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

Descripción del proceso.

Muchas configuraciones de SAGB han sido concebidas y evaluadas en las últimas dos décadas. Algunos fueron desarrollados específicamente y se aplicaron a los sistemas anaeróbicos. En general, el interés en los sistemas de crecimiento afianzado sumergidos proviene de las altas concentraciones de biomasa que

pueden alcanzarse, lo que da lugar a tiempos de residencia hidráulicos cortos (TRHs) en comparación con sistemas de crecimiento suspendidos con tiempos de retención de sólidos equivalentes (SRTs). Esto resulta del uso de medios con áreas de superficie específica altas. Los TRHs cortos dan lugar a sistemas compactos, lo que puede ser muy ventajoso cuando el área disponible para construir una instalación de tratamiento de aguas residuales es limitada. Estos sistemas altamente compactos usan generalmente medios sumergidos operados en un flujo ascendente o un modo de flujo descendente. Los sistemas de crecimiento afianzado y suspendido combinado, en los que los medios sumergidos se añaden a un sistema de crecimiento suspendido, también están recibiendo interés. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

Descripción general.

La figura 1.5 proporciona un diagrama esquemático de un típico SAGB. Sus componentes primarios son un recipiente de reactor, medios de soporte para el crecimiento de biopelícula, sistema de distribución de afluentes y sistema de extracción de efluentes. También puede proporcionarse un sistema de transferencia de oxígeno. Las aguas residuales afluentes se añaden al biorreactor y los microorganismos crecen afianzados a los medios sumergidos, eliminando de este modo la materia orgánica soluble u oxidando el amoníaco-N. Los tipos de microorganismos que crecen dependen de los constituyentes en el agua residual y de las condiciones ambientales proporcionadas en el biorreactor. El flujo puede estar hacia arriba, hacia abajo u horizontalmente a través del medio y puede utilizarse una amplia variedad de tipos de medios. Los medios pueden estar empacados o fluidificados. El efluente se recircula en algunos casos para mantener las velocidades de fluido requeridas a través del sistema. Una cosa importante a tener en cuenta sobre el medio para todas las SAGBs es la alta superficie específica, que es aproximadamente un orden de magnitud mayor que las áreas superficiales específicas del filtro percolador o el medio contactor biológico rotativo (RBC). Esto sugiere que pueden transportar mucha más biomasa, lo que permite utilizar HRT más pequeños, lo cual, ha sido su principal atractivo. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

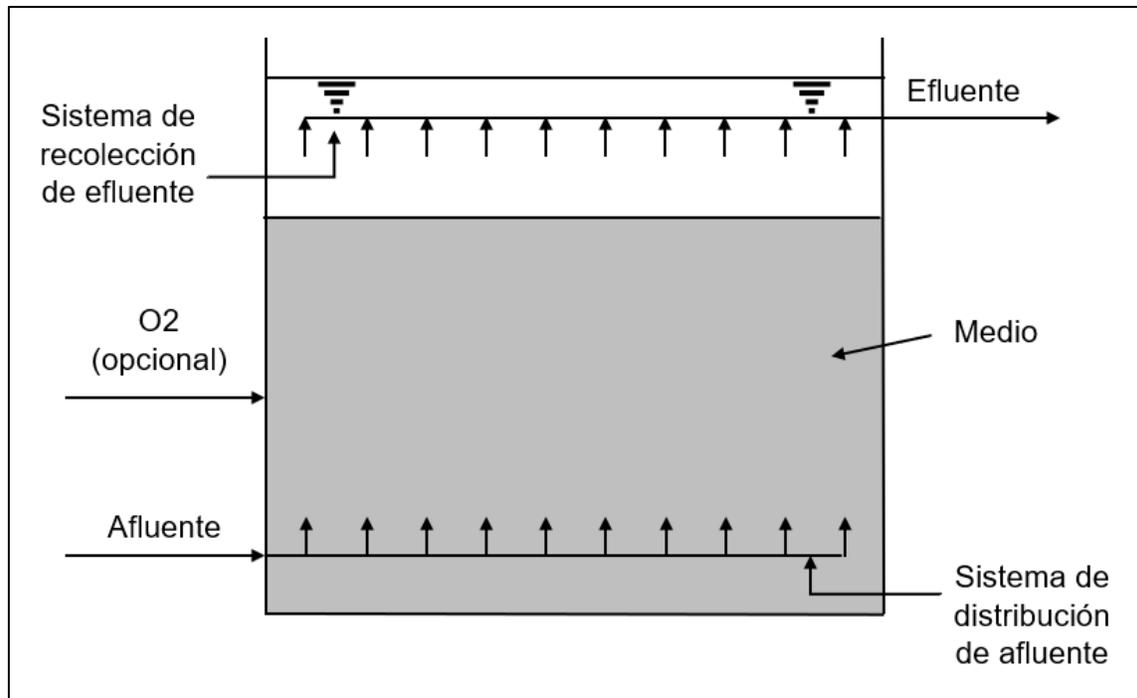


Figura 1.5 Diagrama del proceso de crecimiento afianzado sumergido de flujo ascendente.

Muchas SAGBs se operan sin un sistema de separación de sólidos y reciclado. En tales biorreactores, la HRT es menor que la SRT mínima requerida para el crecimiento microbiano en los sustratos proporcionados. Haciendo esto, se minimiza el crecimiento de microorganismos suspendidos y se maximiza el crecimiento de microorganismos afianzados. Para estos sistemas, debe proporcionarse un medio para la eliminación controlada de la biomasa afianzada. Los medios específicos proporcionados varían con la configuración del sistema y se discuten juntamente con cada sistema. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

Otras SAGBs utilizan biomasa de crecimiento afianzado y suspendida. El componente suspendido de la biomasa se mantiene haciendo pasar el efluente del biorreactor a través de un dispositivo de separación líquido-sólido, tal como un clarificador, y reciclando la biomasa separada al biorreactor de la misma manera que en el proceso de lodos activados. La biomasa que crece en los medios fijos se desprenderá ocasionalmente y se incorporará a la biomasa suspendida. El exceso de biomasa producida se elimina como residuos sólidos, al igual que en el proceso de lodos activados. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

Los microorganismos heterotróficos crecen en estos sistemas si la materia orgánica biodegradable está presente en las aguas residuales afluentes, pero el tipo de metabolismo que exhiben depende del aceptor de electrones terminal proporcionado. El metabolismo aeróbico predomina si el oxígeno es suministrado al sistema, ya sea disuelto en las aguas residuales afluentes o transferido al contenido del biorreactor mediante la adición de aire u oxígeno puro. La desnitrificación ocurrirá si el oxígeno disuelto no se suministra, pero se proporciona nitrato-N. Los procesos anaeróbicos ocurrirán si el oxígeno y nitrato-N son excluidos y se dispone de materia orgánica adecuada. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

Los compuestos nitrogenados en las aguas residuales pueden también ser transformados si las condiciones ambientales adecuadas son establecidas en el SAGB. El amoníaco-N influente puede nitrificarse si el oxígeno suficiente es suministrado y la carga orgánica total (TOL) es lo suficientemente baja como para que las bacterias nitrificantes crezcan. Alternativamente, el nitrato-N influente puede ser desnitrificado si el oxígeno es excluido y la materia orgánica está disponible. El desarrollo de una comunidad microbiana capaz de conseguir la eliminación biológica del fósforo también ha sido demostrado para al menos una configuración de biorreactor. Así, en estos reactores se puede lograr una amplia gama de conversiones biológicas. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

Las principales ventajas de los procesos de crecimiento afianzado sumergido son su necesidad de espacio relativamente pequeño, la capacidad de tratar eficazmente las aguas residuales diluidas, sin problemas de sedimentación de lodos como en el proceso de lodos activados, y la estética. Dichos sistemas de película fija tienen tiempos de retención hidráulicos equivalentes de menos de 1 a 1.5 horas, según sus volúmenes de tanque vacío. Sus desventajas incluyen un sistema más complejo en términos de instrumentación y controles, limitaciones de economías de escala para la aplicación a instalaciones más grandes y, en general, un costo de capital más alto que el tratamiento con lodos activados. A continuación, se presentan las ventajas y desventajas del tratamiento anaerobio comparado con el tratamiento aerobio.

Tabla 1.2 Ventajas y desventajas de tratamiento anaerobio comparado con el tratamiento aerobio.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> • Menos energía requerida. • Menos producción de lodos biológicos. • Menos nutrientes requeridos. • Producción de metano, una fuente de energía potencial. • Se requiere un menor volumen de reactor. • Eliminación de la contaminación atmosférica del gas. • Respuesta rápida a la adición de sustrato después de largos períodos sin alimentación. 	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor tiempo de puesta en marcha para desarrollar el inventario de biomasa necesario. • Puede requerir adición de alcalinidad. • Puede requerir tratamiento adicional con un proceso de tratamiento aeróbico para cumplir con los requisitos de descarga. • No es posible la eliminación biológica de nitrógeno y fósforo. • Mucho más sensible al efecto adverso de temperaturas más bajas sobre las tasas de reacción. • Puede ser más susceptible a los trastornos debido a las sustancias tóxicas. • Potencial de producción de olores y gases corrosivos.

En general, para los efluentes municipales con menores concentraciones de DQO biodegradable, temperaturas más bajas, mayores necesidades de calidad de efluentes y requerimientos de eliminación de nutrientes, se favorecen los procesos aeróbicos. Para aguas residuales industriales con concentraciones de DQO y temperaturas elevadas biodegradables mucho mayores, los procesos anaeróbicos pueden ser más económicos. (Metcalf & Eddy, 2003)

En este trabajo monográfico se realizará la propuesta de filtros sumergidos de flujo ascendente en la planta de tratamiento de aguas residuales Fovissste V Etapa debido a que opera con algunas dificultades. Se tomará en cuenta como complemento la descripción del tren de tratamiento de la planta, y la información recabada sobre los biorreactores de crecimiento afianzado sumergidos, adaptando la opción anaerobia y aerobia en la planta Fovissste V Etapa. Con lo anterior, se procederá a realizar la comparación entre los diseños propuestos y el proceso actual de la PTAR, logrando así crear un criterio sobre lo que beneficiaría a la operación de la planta.

CAPÍTULO 2.

2. Diseño de un filtro sumergido de flujo ascendente anaerobio.

El diseño del filtro sumergido de flujo ascendente anaerobio se realizará con datos obtenidos del trabajo de tesis de Gamero (2014).

Datos de Diseño.		
Q	4.6	L s ⁻¹
S _o	653.9	mg DQO L ⁻¹

Y considerando los siguientes parámetros:

Parámetro	Valor	Unidad
Alcalinidad	500	mg L ⁻¹ como CaCO ₃
Temperatura	30	°C
SST	200	mg L ⁻¹
pH	7	

2.1 Cálculo del Volumen del reactor.

Los diseños de biorreactores se basan en el tiempo de retención hidráulica (HRT) y carga orgánica volumétrica (VOL) usados con éxito en otras aplicaciones. Para el tiempo de retención hidráulica el valor típico es entre 0.5 – 4 días, y para la carga orgánica volumétrica su rango es entre 5 – 15 Kg DQO/ (m³·d). La carga orgánica volumétrica (VOL) es un parámetro relativamente fácil de calcular y ha sido usado históricamente para caracterizar la carga en sistemas de tratamiento anaeróbico. Este parámetro proporciona información útil para el diseño y operación de procesos anaeróbicos. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

Para determinar el volumen del reactor se usó la ecuación de VOL:

$$VOL = \frac{Q \cdot S_o}{V} \quad \text{Ecuación (2.1)}$$

Se despeja la ecuación (2.1), quedando la expresión de la siguiente manera:

$$V = \frac{Q \cdot S_o}{VOL} \quad \text{Ecuación (2.2)}$$

Dónde:

V = Volumen del reactor (m^3)

Q = Caudal ($\frac{m^3}{d}$)

S_o = Concentración de sustrato en el afluente ($\frac{Kg \ DQO}{m^3}$)

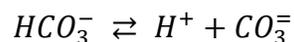
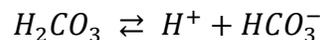
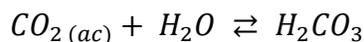
VOL = Carga orgánica volumétrica ($\frac{Kg \ DQO}{m^3 \ d}$)

$$V = \frac{(397.44 \frac{m^3}{d})(0.6539 \frac{Kg \ DQO}{m^3})}{10 \frac{Kg \ DQO}{m^3 \ d}}$$

$$V = 25.9886 \ m^3 \approx 26 \ m^3$$

2.2 Cálculo de los requerimientos de alcalinidad.

Las especies químicas que comprenden el sistema carbonato incluyen dióxido de carbono gaseoso, dióxido de carbono acuoso, ácido carbónico, bicarbonato, carbonato y sólidos que contienen carbonatos. En las aguas expuestas a la atmósfera, la concentración en equilibrio del CO_2 disuelto es función de la fracción molar de CO_2 en la fase líquida y de la presión parcial de CO_2 en la atmósfera. La ley de Henry es aplicable al equilibrio del CO_2 entre el aire y el agua. (Metcalf & Eddy, 2003)



Paso 1: Con la Ley de Henry.

$$H_{CO_2} = \frac{Y_{CO_2} \cdot P}{X_{CO_2}} \quad \text{Ecuación (2.3)}$$

Se despeja la Ecuación (2.3), para calcular la Fracción molar de CO₂ en la fase líquida, obteniendo la siguiente:

$$X_{CO_2} = \frac{Y_{CO_2} \cdot P}{H_{CO_2}} \quad \text{Ecuación (2.4)}$$

Dónde:

X_{CO_2} = Fracción molar de CO₂ en la fase líquida

Y_{CO_2} = Fracción molar de CO₂ en la fase gaseosa

P = Presión total (atm)

H_{CO_2} = Constante de la Ley de Henry para el CO₂ (atm)

Paso 1.1. Determinar la constante de la Ley de Henry:

$$\text{Log}_{10}H = \left(\frac{-A}{T}\right) + B \quad \text{Ecuación (2.5)}$$

Donde:

H = Constante de la Ley de Henry (atm)

A = Constante empírica que toma en cuenta el cambio de entalpía en el agua debido a la disolución de un componente en el agua y la constante de la ley del gas universal

B = Constante empírica

T = Temperatura (K = 273.15 + °C)

Se toman los valores de A y B de la siguiente tabla:

Tabla 1.3 Coeficientes de la Ley de Henry a 20°C, constantes de la ley de Henry sin unidad a 20°C, y coeficientes dependientes de la temperatura. Fuente: Metcalf-Eddy

Parámetro	Coeficiente de la temperatura	
CO ₂	A	B
	1012.40	6.606

$$K = 273.15 + 20 = 303.15 \text{ K}$$

Se despeja la Ecuación (2.5), para determinar la Constante de la Ley de Henry:

$$H = 10^{\left(\frac{-A}{T} + B\right)} \quad \text{Ecuación (2.6)}$$

$$H = 10^{\left(\frac{-1012.40}{303.15} + 6.606\right)}$$

$$H = 1846.7119 \text{ atm}$$

$$Y_{CO_2} = 0.35$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Se sustituyen los valores en la Ecuación (2.3)

$$X_{CO_2} = \frac{(0.35)(1)}{1846.711}$$

$$X_{CO_2} = 1.8953 \times 10^{-4}$$

$$X_{CO_2} = \frac{C_{CO_2}}{C_{H_2O}} \quad \text{Ecuación (2.7)}$$

Se despeja la ecuación (2.7) para obtener la concentración de CO₂, resultando la siguiente ecuación:

$$C_{CO_2} = X_{CO_2} \cdot C_{H_2O} \quad \text{Ecuación (2.8)}$$

1 litro de agua contiene 55.55 mol · L⁻¹.

$$C_{CO_2} = (1.8953 \times 10^{-4}) (55.55)$$

$$C_{CO_2} = 0.0105 \text{ mol } CO_2/L$$

1 mol de CO_2 contiene 44000 mg CO_2 .

$$C_{CO_2} = (0.0105) (44000)$$

$$C_{CO_2} = 463.2859 \text{ mg } CO_2/L$$

$$H_2CO_3 = 0.0105 \text{ mol L}^{-1}.$$

Paso 1.2. Alcalinidad del agua residual.

$$K_2 = \frac{[H^+][HCO_3^-]}{[H_2CO_3]} \quad \text{Ecuación (2.9)}$$

$$\log_{10}[H^+] = -pH \quad \text{Ecuación (2.10)}$$

Se despeja la Ecuación (2.10) para calcular $[H^+]$:

$$[H^+] = 10^{-pH} \quad \text{Ecuación (2.11)}$$

$$pH = 7$$

$$[H^+] = 1 \times 10^{-7}.$$

Paso 1.3. Ecuación de Van't Hoff.

$$\ln\left(\frac{K_2}{K_1}\right) = \left[\frac{\Delta H^\circ}{R}\right] \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right] \quad \text{Ecuación (2.12)}$$

Dónde:

K_2 = Constante de equilibrio a la temperatura absoluta T_2 .

K_1 = Constante de equilibrio a la temperatura absoluta T_1 .

ΔH° = Variación de entalpía ($J \text{ mol}^{-1}$)

R = Constante de los gases ideales ($J \text{ (mol} \cdot \text{K)}^{-1}$)

T_1 = Temperatura 1 (K)

T_2 = Temperatura 2 (K)

Se despeja la Constante de equilibrio a la temperatura absoluta T_2 , de la Ecuación (2.12), obteniendo la siguiente:

$$K_2 = K_1 e^{\left[\frac{\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)\right]} \quad \text{Ecuación (2.13)}$$

A continuación, para calcular la Constante de equilibrio a la temperatura absoluta T_1 , se presenta la siguiente ecuación:

$$-\log_{10} K = pK \quad \text{Ecuación (2.14)}$$

Se despeja la Ecuación (2.14):

$$K_1 = 10^{-pK} \quad \text{Ecuación (2.15)}$$

$$pK = 6.35$$

$$K_1 = 10^{-6.35}$$

$$R = 8.314 \text{ J (mol} \cdot \text{K)}^{-1}$$

$$\Delta H^\circ \text{ HCO}_3 = -689.93 \text{ KJ mol}^{-1}$$

$$\Delta H^\circ \text{ H}_2\text{CO}_3 = -699.65 \text{ KJ mol}^{-1}$$

$$\Delta H^\circ = 9.72 \text{ KJ mol}^{-1} = 9720 \text{ J mol}^{-1}$$

$$T_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$T_2 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$K_2 = 10^{-6.35} e^{\left[\frac{9720}{8.314} \left(\frac{1}{298.15} - \frac{1}{303.15}\right)\right]}$$

$$K_2 = 4.77 \times 10^{-7}$$

Paso 1.4. Alcalinidad del agua residual.

De la Ecuación (2.9), se despeja para obtener HCO_3^- :

$$[HCO_3^-] = \frac{K_2 [H_2CO_3^*]}{[H^+]} \quad \text{Ecuación (2.16)}$$

$$[HCO_3^-] = \frac{(4.77 \times 10^{-7}) [0.0105]}{[1 \times 10^{-7}]}$$

$$[HCO_3^-] = 0.0502 \text{ mol L}^{-1}$$

1 mol contiene 61000 mg $HCO_3^- \text{ mol}^{-1}$

$$[HCO_3^-] = (0.0502) (61000)$$

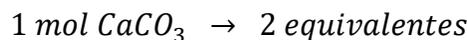
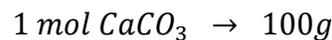
$$[HCO_3^-] = 3060.65 \text{ mg } HCO_3^- \text{ L}^{-1}$$

Paso 1.5. Alcalinidad requerida por día:

$$\text{Equivalentes de } HCO_3^- = \frac{3.0607}{61}$$

$$\text{Equivalentes de } HCO_3^- = 0.0502 \text{ equivalente/L}$$

$CaCO_3$ tiene dos equivalentes:



$$0.0502 \text{ equivalente/L} \times 50g \text{ } CaCO_3 / 1 \text{ equivalente} = 2.5087 \text{ g L}^{-1} \text{ como } CaCO_3$$

Se requiere 2508.7 mg L^{-1} como $CaCO_3$.

Considerando la alcalinidad del agua se requiere:

$$2508.7 \text{ mg L}^{-1} \text{ como } CaCO_3 - 500 \text{ mg L}^{-1} \text{ como } CaCO_3 = 2008.7318 \text{ mg L}^{-1} \text{ como } CaCO_3$$

Paso 1.6. Si se usa bicarbonato de sodio:

1 equivalente = 80 g de NaHCO_3 equivalente⁻¹

$\text{CaCO}_3 = 2.0087 \text{ g L}^{-1}$ de CaCO_3

1 equivalente $\text{CaCO}_3 = 50 \text{ g equivalente}^{-1}$

Por lo tanto: $0.0402 \text{ equivalente L}^{-1}$

Bicarbonato de sodio = $3.2140 \text{ g L}^{-1} \text{ NaHCO}_3$

Paso 1.7. Requerimientos de bicarbonato:

$Q = 397.44 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$

$\text{NaHCO}_3 = 3.2140 \text{ Kg m}^{-3}$

Requerimiento = $(397.44 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}) (3.2140 \text{ Kg m}^{-3})$

Requerimiento = $1277.3606 \text{ Kg NaHCO}_3 \text{ d}^{-1}$

Paso 1.8. Costo del Bicarbonato de sodio.

Suponiendo precio de \$1.00 peso/Kg de NaHCO_3

Costo = $1277.3606 \text{ pesos/Kg NaHCO}_3$

Basándose en los resultados del análisis, puede ser necesaria una gran cantidad de alcalinidad y, en consecuencia, se puede incurrir en un significativo costo. Debido a que la adición de cal para la alcalinidad puede conducir a la formación de precipitados, la forma preferida de alcalinidad a añadir es bicarbonato de sodio. El requerimiento de comprar productos químicos para el control del pH puede tener un impacto significativo en la economía del tratamiento anaeróbico. La relación entre el pH y la alcalinidad está controlada por la química del bicarbonato. (Metcalf & Eddy, 2003)

2.3 Cálculo de la producción de metano.

Producción de metano esperada:

$$0.35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \rightarrow \text{Kg DQO removido}$$

$$Q = 397.44 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$$

$$S_o = 0.6539 \text{ Kg DQO m}^{-3}$$

Suponiendo un 90% de remoción.

$$\text{DQO removido} = (0.90) (0.6539) = 0.5885 \text{ Kg DQO m}^{-3}$$

$$\text{DQO removido por día} = (397.44) (0.5885) = 233.8974 \text{ Kg DQO d}^{-1}$$

$$\text{CH}_4 = (233.8974) (0.35) = 81.8641 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \text{ d}^{-1}$$

Ley de Gas Ideal. Deriva de una consideración de la Ley de Boyle (el volumen de un gas es inversamente proporcional a la presión a temperatura constante) y la Ley de Charles (el volumen de un gas es directamente proporcional a la temperatura a presión constante). (Metcalf & Eddy, 2003)

$$PV = n \cdot R \cdot T$$

Ecuación (2.17)

Dónde:

P = Presión absoluta (atm)

V = Volumen ocupado por el gas (m^3)

n = moles del gas ($\text{g CH}_4 \text{ mol}^{-1}$)

R = Constante universal de la ley de los gases ($\text{atm}\cdot\text{L} (\text{mol}\cdot\text{K})^{-1}$)

T = Temperatura (K)

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$R = 0.082057 \text{ atm}\cdot\text{L} (\text{mol}\cdot\text{K})^{-1}$$

$$T = 25^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$n = 16 \text{ g CH}_4 \text{ mol}^{-1}$$

Despejando la Ecuación (2.17), se determina la densidad del CH₄, $\frac{n}{V} = \delta$, la cual ayudará a obtener producción de metano en el proceso.

$$\frac{n}{V} = \frac{P}{R \cdot T} \quad \text{Ecuación (2.18)}$$

$$\frac{n}{V} = 0.0409 \text{ mol L}^{-1}$$

$$\delta = (0.0409)(16) = 0.6540 \text{ g L}^{-1} = 0.6540 \text{ Kg m}^{-3}$$

$$\text{Producción de metano} = (81.8641) (0.6540) = 53.5381 \text{ Kg CH}_4 \text{ d}^{-1}$$

CAPÍTULO 3.

3. Diseño de un filtro sumergido de flujo ascendente aerobio.

El diseño del filtro sumergido de flujo ascendente aerobio se realizará con datos obtenidos del trabajo de tesis de Gamero (2014).

Datos de Diseño.		
Q	4.6	L s ⁻¹
S _o	653.9	mg DQO L ⁻¹

3.1 Carga orgánica total.

Para calcular la Concentración del DQO efluente, se utilizó la siguiente ecuación:

$$S = 9.49 (TOL) + 19.16 \quad \text{Ecuación (3.1)}$$

Dónde:

S = Concentración del DQO efluente (mg L⁻¹)

TOL = Carga orgánica total (Kg (m³ · d)⁻¹)

El dato sobre TOL está basado en experiencia de otras plantas de tratamiento de aguas municipales. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

$$TOL = 5 \text{ Kg (m}^3 \cdot \text{d)}^{-1}$$

$$S = 9.49 (5) + 19.16$$

$$S = 66.61 \text{ mg L}^{-1}$$

La Eficiencia de nitrificación con el TOL, 5 Kg (m³ · d)⁻¹, es del 60% - 90%.

3.2 Volumen del empaque.

La carga volumétrica total es calculada como la masa de sustrato aplicada al biorreactor por unidad de tiempo dividida por el volumen del medio. Cuando el sustrato es materia orgánica, la carga volumétrica total es la TOL. Para obtener el

volumen del empaque, se puede calcular a partir de la ecuación de TOL (3.2).
(Grady, Daigger, & Lim, 1999)

$$TOL = \frac{S_o \cdot Q}{V_m} \quad \text{Ecuación 3.2}$$

Se despeja la Ecuación (3.2) para obtener el Volumen del empaque:

$$V_m = \frac{S_o \cdot Q}{TOL} \quad \text{Ecuación 3.3}$$

Dónde:

V_m = Volumen del empaque (m^3)

S_o = Concentración de sustrato en el afluente ($Kg \text{ DQO } m^{-3}$)

Q = Caudal ($m^3 \text{ d}^{-1}$)

TOL = Carga orgánica total ($Kg (m^3 \cdot d)^{-1}$)

$$V_m = \frac{(0.6539) (397.44)}{5}$$

$$V_m = 51.98 \text{ m}^3 \approx 52 \text{ m}^3$$

3.3 Carga hidráulica total.

Profundidad propuesta = 2 m

$$A_c = \frac{V_m}{\text{profundidad}} \quad \text{Ecuación 3.4}$$

Dónde:

A_c = Área superficial (m^2)

V_m = Volumen del empaque (m^3)

$$A_c = \frac{52}{2} = 26 \text{ m}^2$$

Pujol recomienda un THL máximo de 6 m h^{-1} para el empaque usado.

Empaque: fires clay media.

$$THL = \frac{Q}{A_c} \quad \text{Ecuación 3.5}$$

Dónde:

THL = Carga hidráulica total ($m \cdot h^{-1}$)

Q = Caudal ($m^3 \cdot d^{-1}$)

A_c = Área superficial (m^2)

$$THL = \frac{397.44}{26} = 15.2862 \, m \, d^{-1}$$

$$THL = 0.6369 \, m \, h^{-1}$$

3.4 Oxígeno requerido.

El requerimiento de oxígeno RO para el proceso se calculó mediante la siguiente ecuación: (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

$$RO = Q \cdot Y_{O_2} \cdot (S_o - S) \quad \text{Ecuación 3.6}$$

Dónde:

RO = Requerimiento de oxígeno ($Kg \, O_2 \cdot d^{-1}$)

Q = Caudal ($m^3 \cdot d^{-1}$)

Y_{O_2} = $0.5 \, mg \, O_2 \cdot mg^{-1} \, DQO$

S_o = Concentración de sustrato en el afluente ($mg \, DQO \, L^{-1}$)

S = Concentración del DQO efluente ($mg \, DQO \, L^{-1}$)

$$RO = (397.44)(0.5) (653.9 - 66.61)$$

$$RO = 116706.2688 \, g \, d^{-1}$$

$$RO = 116.7063 \, Kg \, O_2 \, d^{-1}$$

3.5 Tasa de producción de biomasa.

Si $Y_{O_2} = 0.5 \text{ g}_{O_2} \text{ g}^{-1} \text{ DQO removido}$

Entonces: $Y_n = 0.5 \text{ g biomasa DQO g}^{-1} \text{ DQO removido}$

$$W_m = Q \cdot Y_n \cdot (S_o - S) \quad \text{Ecuación 3.7}$$

Dónde:

W_m = tasa de producción de la biomasa (Kg biomasa DQO · d⁻¹)

Q = Caudal (m³ d⁻¹)

$Y_n = 0.5$ (g biomasa DQO · g⁻¹DQO removido)

S_o = Concentración de sustrato en el afluente (mg DQO L⁻¹)

S = Concentración del DQO efluente (mg L⁻¹)

$$W_m = (397.44) (0.5) (653.9 - 66.61)$$

$$W_m = 116706.2688 \text{ g d}^{-1}$$

$$W_m = 116.7063 \text{ Kg biomasa DQO d}^{-1}$$

3.6 Cálculo de requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación.

El requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación se calculó de la siguiente manera. (Crites & Tchobanoglous, 2000)

$$SOTR = \frac{RO}{\left(\frac{\beta \cdot C_{STH} - C_L}{C_{S20}}\right) \cdot (1.024^{T-20}) \cdot (\alpha) \cdot (F)} \quad \text{Ecuación 3.8}$$

Dónde:

$SOTR$ = requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación (Kg O₂ · d⁻¹)

RO = Requerimiento de oxígeno (Kg O₂ · d⁻¹)

β = factor de corrección de la tensión superficial – salinidad (Típicamente 0.95 – 0.98).

$C_{\bar{S}TH}$ = concentración promedio de oxígeno disuelto en un tanque de aireación con agua limpia a una temperatura de operación (mg L^{-1})

C_L = concentración de oxígeno operando (mg L^{-1})

C_{S20} = concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua limpia a 20°C y 1 atm (mg L^{-1})

T = Temperatura (°C)

α = factor de corrección para la transferencia de oxígeno

F = factor de obstrucción (Típicamente 0.95 – 0.98)

$$C_{\bar{S}TH} = (C_{STH}) \left(\frac{1}{2}\right) \left(\frac{P_d}{P_{atmH}} + \frac{O_2}{21}\right) \quad \text{Ecuación 3.9}$$

Dónde:

$C_{\bar{S}TH}$ = concentración promedio de oxígeno disuelto en un tanque de aireación con agua limpia a una temperatura de operación (mg L^{-1})

C_{STH} = concentración de saturación de oxígeno en agua limpia a temperatura de operación (mg L^{-1})

P_d = presión a la profundidad de liberación de aire (atm)

P_{atmH} = presión atmosférica a la altura H (atm)

O_2 = porcentaje de concentración de oxígeno que deja el tanque

$$P_d = \frac{(3)(1)}{10.33} + 1 = 1.2904 \text{ atm}$$

$$C_{\bar{S}TH} = (9.17) \left(\frac{1}{2}\right) \left(\frac{1.2904}{1} + \frac{19}{21}\right) = 10.0649 \text{ mg L}^{-1}$$

$$SOTR = \frac{116.7063}{\left(\frac{(0.97) \cdot (10.0649) - (2)}{9.17}\right) \cdot (1.024^{30-20}) \cdot (0.75) \cdot (0.8)}$$

$$SOTR = 181.2534 \text{ Kg } O_2 \text{ d}^{-1}$$

3.7 Cálculo de flujo de aire requerido.

La cantidad de flujo de aire requerido por parte de los sopladores se calculó mediante la siguiente ecuación: (Metcalf & Eddy, 2003)

$$Q_A = \frac{SOTR}{(SOTE) \cdot 60 \cdot (\rho_{aire}) \cdot 0.22} \quad \text{Ecuación (3.10)}$$

Dónde:

Q_A = flujo de aire requerido (m^3 aire min^{-1})

$SOTR$ = requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación ($Kg O_2 \cdot h^{-1}$)

$SOTE$ = eficiencia de transferencia de oxígeno de los difusores

ρ_{aire} = densidad del aire ($Kg m^{-3}$)

El flujo máximo de aire a suministrar es de $90 \frac{m^3}{min}$ ($1000m^3$) para evitar rompimiento de flóculos. (Grady, Daigger, & Lim, 1999)

El factor de corrección alfa, α , varía de entre 0.4 a 0.8 para equipo de aireación por difusor y de 0.6 a 1.2 para aireación mecánica. (Crites & Tchobanoglous, 2000)

En sistemas de aire por difusores el requerimiento de aire para asegurar un buen mezclado varía de 20 a $30 \frac{m^3}{1000m^3}$ (*de reactor min*), para un patrón en espiral mientras que para un arreglo en rejilla uniforme en el fondo del reactor son de 10 a $15 \frac{m^3}{1000 m^3} min$. (Metcalf & Eddy, 2003)

Densidad del aire a 30°C. De la Ecuación (2.17), Se realiza el respectivo despeje:

$$PV = n \cdot R \cdot T \quad \text{Ecuación (2.17)}$$

$$\frac{n}{V} = \frac{P}{R \cdot T}$$

Ecuación (2.18)

Densidad (ρ) = $\frac{n}{V}$

$$\frac{n}{V} = \frac{1}{(0.082057)(303.15)}$$

$$\frac{n}{V} = 0.0402 \text{ mol L}^{-1}$$

$$\rho_{\text{aire}} = \frac{(0.0402)(29)(1000)}{1000}$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1.1658 \text{ Kg m}^{-3}$$

$$Q_A = \frac{7.5522}{(0.20) \cdot 60 \cdot (1.1658) \cdot 0.22}$$

$$Q_A = 2.4538 \text{ m}^3 \text{ min}^{-1}$$

3.8 Cálculo de la potencia del soplador.

La cantidad total de oxígeno requerido en un proceso de lodos activados, modalidad aireación extendida tomando en cuenta la oxidación del material orgánico (carbono) y nitrificación, se llama Requerimiento Actual de Oxígeno Total, conocido como AOTR por sus siglas en inglés. Pero esta cantidad calculada, corresponden a los requerimientos de oxígeno en condiciones normales de operación, es decir: 1 atm y 20°C. Por lo tanto, para obtener el requerimiento real de oxígeno, se debe tomar el valor obtenido y llevarlo a un valor que refleje la salinidad, tensión superficial, T°, altura de operación, profundidad del difusor, cantidad de oxígeno disuelto deseado para la operación. (Crites & Tchobanoglous, 2000)

$$P_W = \frac{w \cdot R \cdot T_1}{29.7 \cdot n \cdot e} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0.283} - 1 \right]$$

Ecuación (3.11)

Dónde:

P_W = requerimiento de potencia (KW)

w = peso del flujo de aire (Kg s^{-1})

R = constante del gas ($\text{J (mol} \cdot \text{K)}^{-1}$)

T_1 = temperatura absoluta de entrada (K)

n = para aire

e = eficiencia (Típicamente 0.7 – 0.9)

P_2 = presión absoluta de salida (atm)

P_1 = presión absoluta de entrada (atm)

Se calculó el Peso del flujo de aire, de la siguiente manera:

$$w = Q_A * \rho_{aire} \quad \text{Ecuación 3.12}$$

$$w = \frac{(2.4538)(1.1658)}{60}$$

$$w = 0.0477 \text{ Kg s}^{-1}$$

$$T_1 = 273.15 + 30 = 303.15 \text{ K}$$

$$P_2 = \left(\frac{2.5}{10.32} \right) + 1 = 1.2422 \text{ atm}$$

$$P_W = \frac{(0.0477) \cdot (8.314) \cdot (303.15)}{29.7 \cdot (0.283) \cdot (0.75)} \left[\left(\frac{1.2422}{1} \right)^{0.283} - 1 \right]$$

$$P_W = 1.2069 \text{ KJ s}^{-1}$$

$$P_W = 1.2069 \text{ KW}$$

3.9 Costo energético.

El costo del KW h^{-1} es de \$3.00 pesos (CFE, 2017).

$$P_W = 1.2069 \text{ KJ s}^{-1} = \text{KW}$$

$$\frac{1 \text{ KJ}}{\text{s}} = \frac{3600 \text{ KJ}}{\text{h}}$$

$$\frac{3600 \text{ KJ}}{\text{h}} \rightarrow \$3.00$$

$$\text{KJ en una hora} = (1.2069 \cdot 3600) = 4344.8602 \text{ KJ h}^{-1}$$

$$\text{Costo por hora} = \frac{(4344.8602) (3)}{3600} = 3.62 \text{ pesos}$$

$$\text{Costo diario} = (3.62)(24) = 86.90 \text{ pesos}$$

$$\text{Costo por mes} = (86.90)(31) = 2693.81 \text{ pesos}$$

CAPÍTULO 4.

4. Cálculo de la potencia del reactor de lodos activados de la planta FOVISSSTE V Etapa.

Los datos para realizar los siguientes cálculos son los obtenidos del trabajo de tesis de Gamero (2014) de la planta FOVISSSTE V Etapa.

Datos de Diseño.		
Q	4.6	L s ⁻¹
S _o	653.9	mg DQO L ⁻¹

4.1 Cálculo de requerimiento de oxígeno.

El requerimiento de oxígeno RO para el proceso se calculó mediante la siguiente ecuación. (Metcalf & Eddy, 2003)

$$RO = Q \cdot (S_o - S) - 1.42 \cdot P_x + 4.33 \cdot Q \cdot NO_x \quad \text{Ecuación (4.1)}$$

Dónde:

RO = Requerimiento de oxígeno (Kg O₂ · d⁻¹)

Q = Caudal (m³ d⁻¹)

S_o = Concentración de sustrato en el afluente (Kg DQO m⁻³)

S = Concentración del sustrato en el efluente (Kg DQO m⁻³)

P_x = células producidas que son desechadas (Kg SST d⁻¹)

1.42 = factor de conversión para DQO

NO_x = cantidad de nitrato que se forma (Kg m⁻³)

Para calcular las células producidas que son desechadas (P_x), se requirió la siguiente ecuación:

$$P_x = \frac{Y \cdot Q \cdot (S_o - S)}{1 + (k_d \cdot \theta_c)} + \frac{Y_n \cdot Q \cdot NO_x}{1 + (k_d \cdot \theta_c)} \quad \text{Ecuación (4.2)}$$

Dónde:

P_x = células producidas que son desechadas (Kg SST d⁻¹)

Y = rendimiento biomasa.

Q = Caudal (m³ d⁻¹)

S_o = Concentración de sustrato en el afluente (Kg DQO m⁻³)

S = Concentración del sustrato en el efluente (Kg DQO m⁻³)

k_d = Coeficiente de decaimiento para lodos activados tratando aguas residuales domesticas (d⁻¹)

θ_c = tiempo de retención de sólidos (d)

Y_n = rendimiento de bacterias nitrificantes en el reactor

NO_x = cantidad de nitrato que se forma (Kg m⁻³)

$$P_x = \frac{(0.51) \cdot (397.44) \cdot (0.6539 - 0.02)}{1 + (0.055 \cdot 8)} + \frac{(0.14) \cdot (397.44) \cdot (0.015)}{1 + (0.055 \cdot 8)}$$

$$P_x = 89.8074 \text{ Kg SST } d^{-1}$$

$$RO = (397.44) \cdot (0.6539 - 0.02) - 1.42 \cdot (89.8074) + 4.33 \cdot (397.44) \cdot (0.015)$$

$$RO = 150.2245 \text{ Kg } d^{-1}$$

4.2 Cálculo de requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación.

El requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación se calculó de la siguiente manera, con la ecuación (3.8). (Crites & Tchobanoglous, 2000)

$$SOTR = \frac{RO}{\left(\frac{\beta \cdot C_{STH} - C_L}{C_{S20}}\right) \cdot (1.024^{T-20}) \cdot (\alpha) \cdot (F)}$$

Ecuación 3.8

Dónde:

$SOTR$ = requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación ($\text{Kg O}_2 \cdot \text{d}^{-1}$)
 1)

RO = Requerimiento de oxígeno ($\text{Kg O}_2 \cdot \text{d}^{-1}$)

β = factor de corrección de la tensión superficial – salinidad.

$C_{\bar{S}TH}$ = concentración promedio de oxígeno disuelto en un tanque de aireación con agua limpia a una temperatura de operación (mg L^{-1})

C_L = concentración de oxígeno operando (mg L^{-1})

C_{S20} = concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua limpia a 20°C y 1 atm (mg L^{-1})

T = Temperatura ($^\circ\text{C}$)

α = factor de corrección para la transferencia de oxígeno

F = factor de obstrucción

De la Ecuación (3.9), se calcula la concentración promedio de oxígeno disuelto en un tanque de aireación con agua limpia a una temperatura de operación, para el actual proceso de lodos activados de la planta Fovissste V Etapa.

$$C_{\bar{S}TH} = (C_{STH}) \left(\frac{1}{2} \right) \left(\frac{P_d}{P_{atmH}} + \frac{O_2}{21} \right) \quad \text{Ecuación 3.9}$$

Dónde:

$C_{\bar{S}TH}$ = concentración promedio de oxígeno disuelto en un tanque de aireación con agua limpia a una temperatura de operación (mg L^{-1})

C_{STH} = concentración de saturación de oxígeno en agua limpia a temperatura de operación (mg L^{-1})

P_d = presión a la profundidad de liberación de aire (atm)

P_{atmH} = presión atmosférica a la altura H (atm)

O_2 = porcentaje de concentración de oxígeno que deja el tanque

$$P_d = \frac{(2)(1)}{10.33} + 1 = 1.1936 \text{ atm}$$

$$C_{STH} = (9.17) \left(\frac{1}{2}\right) \left(\frac{1.1936}{1} + \frac{19}{21}\right) = 9.6210 \text{ mg L}^{-1}$$

$$SOTR = \frac{150.2245}{\left(\frac{(0.97) \cdot (9.6210) - (2)}{9.17}\right) \cdot (1.024^{30-20}) \cdot (0.75) \cdot (0.8)}$$

$$SOTR = 247.0089 \text{ Kg } O_2 \text{ d}^{-1}$$

4.3 Cálculo de flujo de aire requerido:

La cantidad de flujo de aire requerido por parte de los sopladores se calculó mediante la Ecuación (3.10). (Metcalf & Eddy, 2003)

$$Q_A = \frac{SOTR}{(SOTE) \cdot 60 \cdot (\rho_{aire}) \cdot 0.22} \quad \text{Ecuación (3.10)}$$

Dónde:

Q_A = flujo de aire requerido ($\text{m}^3 \text{ aire min}^{-1}$)

$SOTR$ = requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación ($\text{Kg } O_2 \cdot \text{h}^{-1}$)

$SOTE$ = eficiencia de transferencia de oxígeno de los difusores

ρ_{aire} = densidad del aire (Kg m^{-3})

Densidad del aire a 30°C. De la Ecuación (2.17), se realiza el respectivo despeje:

$$PV = nRT \quad \text{Ecuación (2.17)}$$

$$\frac{n}{V} = \frac{P}{RT} \quad \text{Ecuación (2.18)}$$

$$\text{Densidad } (\rho) = \frac{n}{V}$$

$$\frac{n}{V} = \frac{1}{(0.082057)(303.15)}$$

$$\frac{n}{V} = 0.0402 \text{ mol L}^{-1}$$

$$\rho_{\text{aire}} = \frac{(0.0402)(29)(1000)}{1000}$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1.1658 \text{ Kg m}^{-3}$$

$$Q_A = \frac{10.2920}{(0.15) \cdot 60 \cdot (1.1658) \cdot 0.22}$$

$$Q_A = 4.4587 \text{ m}^3 \text{ min}^{-1}$$

4.4 Cálculo de la potencia del soplador.

El requerimiento de potencia se calculó mediante la Ecuación (3.11). (Crites & Tchobanoglous, 2000)

$$P_W = \frac{w \cdot R \cdot T_1}{29.7 \cdot n \cdot e} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0.283} - 1 \right] \quad \text{Ecuación (3.11)}$$

Dónde:

P_W = requerimiento de potencia (KW)

w = peso del flujo de aire (Kg s^{-1})

R = constante del gas ($\text{J (mol} \cdot \text{K)}^{-1}$)

T_1 = temperatura absoluta de entrada (K)

n = para aire

e = eficiencia

P_2 = presión absoluta de salida (atm)

P_1 = presión absoluta de entrada (atm)

Se calculó el Peso del flujo de aire, con la Ecuación (3.12).

$$w = Q_A * \rho_{aire}$$

Ecuación 3.12

$$w = \frac{(4.4587)(1.1658)}{60}$$

$$w = 0.0866 \text{ Kg s}^{-1}$$

$$T_1 = 273.15 + 30 = 303.15 \text{ K}$$

$$P_2 = \left(\frac{2.5}{10.32} \right) + 1 = 1.2422 \text{ atm}$$

$$P_W = \frac{(0.0866) \cdot (8.314) \cdot (303.15)}{29.7 \cdot (0.283) \cdot (0.70)} \left[\left(\frac{1.2422}{1} \right)^{0.283} - 1 \right]$$

$$P_W = 2.3496 \text{ KJ s}^{-1}$$

$$P_W = 2.3496 \text{ KW}$$

4.5 Costo energético.

El costo del KW h⁻¹ es de \$3.00 pesos. (CFE, 2017)

$$P_W = 2.3496 \text{ KJ s}^{-1} = \text{KW}$$

$$\frac{1 \text{ KJ}}{\text{s}} = \frac{3600 \text{ KJ}}{\text{h}}$$

$$\frac{3600 \text{ KJ}}{\text{h}} \rightarrow \$3.00$$

$$\text{KJ en una hora} = (2.3496 \cdot 3600) = 8458.7115 \text{ KJ h}^{-1}$$

$$\text{Costo por hora} = \frac{(8458.7115) (3)}{3600} = 7.05 \text{ pesos}$$

$$\text{Costo diario} = (7.05)(24) = 169.17 \text{ pesos}$$

$$\text{Costo por mes} = (169.17)(31) = 5244.40 \text{ pesos}$$

CAPITULO 5.

5. Análisis comparativo.

En la siguiente tabla se registran los resultados de los parámetros calculados por cada proceso. El volumen que ocupa el reactor de lodos activados de la planta Fovissste V Etapa es de 166 m³, mientras que el volumen Filtro sumergido de flujo ascendente anaerobio es de 26 m³, el ocupar un menor volumen es favorable para el filtro sumergido de flujo ascendente anaerobio; sin embargo, en cuanto a su operación genera más costo que el Filtro sumergido de flujo ascendente aerobio y el actual tratamiento de lodos activados. Comparando la operación del Filtro sumergido de flujo ascendente aerobio y el Reactor de lodos activados de la planta Fovissste V Etapa, el requerimiento de oxígeno (Ro), requerimiento de oxígeno en condiciones estándar de operación (SOTR), flujo de aire requerido (Q A) y el requerimiento de potencia (P w) es menor en el Filtro Sumergido de Flujos ascendente aerobio, ya que su diseño se encuentra adaptado al caudal promedio de agua residual afluyente a tratar.

Tabla 1.4 Análisis comparativo

Parámetros.	Filtro sumergido de flujo ascendente anaerobio.	Filtro sumergido de flujo ascendente aerobio.	Reactor de lodos activados de la planta Fovissste V Etapa.
Volumen del reactor (m ³)	26		166
Requerimiento de alcalinidad (kg NaHCO ₃ · d ⁻¹)	1277.3606		
Costo del NaHCO ₃ (pesos · kg)	1277.3606		
Producción de metano (kg CH ₄ · d ⁻¹)	53.5381		
Ro (kg · d ⁻¹)		116.7063	150.2245
SOTR (kgO ₂ · d ⁻¹)		181.2534	247.0089
Q A (m ³ · min ⁻¹)		2.4538	4.4587
P w (KW)		1.2069	2.3496
\$ (peso · mes ⁻¹)	39598.17	2693.81	5244.40

CONCLUSIÓN.

Según los cálculos realizados, la propuesta más conveniente es la del filtro sumergido de flujo ascendente aerobio, ya que el tratamiento del agua residual genera menor gasto por mes que el filtro sumergido de flujo ascendente anaerobio e incluso menor gasto que el tratamiento actual del reactor de lodos activados.

El Filtro sumergido de flujo ascendente aerobio generaría un costo mensual de \$2693.81, el Reactor de lodos activados de la planta Fovissste V Etapa genera aproximadamente un costo mensual de \$5244.40.

En el caso del Filtro sumergido de flujo ascendente anaerobio generaría un costo de \$1277.3606 por kilogramo de NaHCO_3 , si se toma en cuenta que el requerimiento de alcalinidad es de $1277.3606 \text{ kg NaHCO}_3 \cdot \text{d}^{-1}$ y el precio del bicarbonato de sodio es de \$1.00 peso/Kg de NaHCO_3 , al mes el requerimiento sería de aproximadamente $\$39598.17 \text{ kg NaHCO}_3 \cdot \text{mes}^{-1}$, por lo cual sería un proceso difícil de financiar para operación.

El Filtro Sumergido de Flujo Ascendente Aerobio, además de generar menor costo de operación, es una buena opción a la problemática que presenta la planta actualmente, debido a que la bomba de agua residual alimenta al sistema de lodos activados con un caudal constante de 4.6 L s^{-1} , mientras que el caudal promedio de agua residual afluente estimado es de 1.7 L s^{-1} . Como consecuencia se tiene que la planta no pueda funcionar en modo continuo ya que, el caudal que alimenta al sistema es mayor que el caudal afluente.

FUENTES DE INFORMACIÓN.

CFE. (2017). *Comisión Federal de Electricidad*. Recuperado de http://app.cfe.gob.mx/Aplicaciones/CCFE/Tarifas/Tarifas/Tarifas_casa.asp?Tarifa=domesticas2003&anio=2017

Crites, R., & Tchobanoglous, G. (2000). *Sistemas de manejo de aguas residuales para núcleos pequeños y descentralizados*. Bogotá, Colombia: McGraw-Hill.

Del Real, J. (18 de septiembre de 2017). *Elefantes Blancos; corrupción en obras públicas de México*. Expoknews. Recuperado de <https://www.expoknews.com/elefantes-blancos-corrupcion-en-obras-publicas-en-mexico/>

Gamero Rodríguez, A. F. (2014). *Optimización del proceso de tratamiento de aguas residuales de la planta "Fovissste V Etapa" (Tesis de Licenciatura)*. Universidad de Quintana Roo: Chetumal, Quintana Roo.

Grady, C. L., Daigger, G. T., & Lim, H. C. (1999). *Biological wastewater treatment*. Nueva York, Estados Unidos: Marcel Dekker.

Inventario Nacional de plantas municipales de potabilización y de tratamiento de aguas residuales en operación. Diciembre del 2015. CONAGUA. Recuperado de http://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/197610/Inventario_2015.pdf

Maldonado, S. (15 de octubre del 2013). Elefantes blancos 50% de las plantas tratadoras de agua. La Jornada. Recuperado de <http://www.jornada.unam.mx/2013/10/15/estados/031n3est>

Metcalf, & Eddy. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. New York: McGraw-Hill Education.

Programa Institucional de Infraestructura Hidráulica y Sanitaria. (2011). CAPA. Recuperado de <http://www.capa.gob.mx/capa/infraestructuraHidraulica.pdf>

Sánchez, M. (28 de mayo de 2014). En México se trata menos de la mitad de aguas residuales: BID el 16% de las plantas están inoperantes. Sinembargo. Recuperado de <http://www.sinembargo.mx/28-05-2014/1005671>.