



**Universidad Michoacana de San  
Nicolás de Hidalgo**



**Facultad de Ingeniería Civil**

**“Construcción y puesta en operación de un biorreactor  
de lecho móvil (MBBR) a escala de laboratorio para el  
tratamiento de aguas residuales domésticas”**

# **T E S I S**

Para obtener el grado de:  
**INGENIERO CIVIL**

Presenta:  
**JESÚS RIGOBERTO CRUZ PÈREZ**

Asesor de tesis:  
**DR. CONSTANTINO DOMINGUEZ SANCHEZ**

Morelia, Michoacán

Septiembre de 2022

## DEDICATORIA

A mis padres, porque todo lo que soy se los debo a ellos y por inculcar en mi la importancia de estudiar.

A mis compañeros Sergio Hernández Padrón y Oscar Cedeño López por los logros obtenidos y el trabajo en equipo con el tema del presente proyecto de grado.

A mis profesores del departamento de hidráulica de la facultad de ingeniería civil de la UMSNH por ser parte de mi formación como profesionista.

## AGRADECIMIENTOS

Gracias al departamento de hidráulica de la UMSNH por haberme permitido forjarme bajo su tutela mediante el verano Nicolaíta y la oportunidad de representar a la universidad en distintos congresos de prestigio.

A mi asesor de tesis el Dr. Constantino Domínguez Sánchez, por haberme brindado la oportunidad de trabajar bajo su tutoría, por su valiosa ayuda y acertada orientación.

Al ingeniero Juan Carlos Beirana Villalobos por ser quien inculco en mí los primeros conocimientos acerca de este tema y por permitirme participar en su proyecto de posgrado.

A mis padres, hermanos y familiares que siempre creyeron en mi y me dieron todo su apoyo.

A todas las personas que fueron partícipes de este proceso, ya sea de manera directa o indirecta, gracias a todos ustedes.

# ÍNDICE

GLOSARIO .....	VIII
RESUMEN .....	X
ABSTRACT .....	XI
CAPITULO I INTRODUCCIÓN.....	12
1.1. Antecedentes .....	12
1.2. Planteamiento del problema.....	13
1.3. Justificación .....	14
1.4. Objetivos .....	16
1.4.1. Objetivo General.....	16
1.4.2. Objetivos Específicos .....	16
CAPITULO II MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE.....	17
2.1. Principios de la tecnología MBBR .....	17
2.2. Componentes de un reactor MBBR.....	19
2.2.1. Soportes plásticos (portadores – biocarriers) .....	19
2.2.2. Sistema de aireación .....	20
2.3. Ventajas de la tecnología MBBR.....	22
2.4. Consideraciones operativas de un reactor MBBR .....	23
2.5. Parámetros de diseño establecidos para un reactor MBBR .....	24

2.6. Estado del arte.....	26
CAPITULO III METODOLOGÍA.....	30
3.1. Población de proyecto y gasto de diseño de la zona en estudio .....	31
3.1.1. Estudio demográfico.....	31
3.1.2. Gasto de diseño.....	37
3.2. Dimensionamiento del reactor de lecho móvil (MBBR).....	38
3.2.1. Carga por área superficial (SALR).....	38
3.2.2. Demanda bioquímica de oxígeno (DBO) en el afluente .....	39
3.2.3. Dimensionamiento del reactor MBBR.....	40
3.3. Diseño de la unidad piloto del reactor de lecho móvil (MBBR).....	44
3.3.1. Similitud hidráulica .....	44
3.3.2. Proceso biológico del reactor MBBR.....	49
3.3.3. Oxígeno requerido .....	53
3.4. Construcción y puesta en operación de la unidad piloto.....	63
3.4.1. Materiales .....	63
3.4.2. Operación del reactor MBBR.....	67
CAPITULO IV ANÁLISIS Y RESULTADOS .....	70
4.1. Parámetros operacionales del reactor .....	70
4.1.1. Sistema de aireación.....	70

4.1.2. Fracción de llenado de biocarriers en el reactor .....	73
CAPITULO V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	75
5.1. Conclusiones .....	75
5.2. Recomendaciones .....	76
BIBLIOGRAFÍA .....	78
ANEXOS .....	80

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b> Parámetros de diseño para un sistema MBBR.....	25
<b>Tabla 2.</b> Censos de población registrados de 1950 a 2020 en Aporo, Michoacán. ....	32
<b>Tabla 3.</b> Población proyectada, método aritmético. ....	33
<b>Tabla 4.</b> Población proyectada, método geométrico.....	34
<b>Tabla 5.</b> Población proyectada, método exponencial. ....	35
<b>Tabla 6.</b> Consumos urbanos (L / hab d), según los usos de la población abastecida. ....	37
<b>Tabla 7.</b> Valores de SALR típicos de diseño para remoción de DBO.....	39
<b>Tabla 8.</b> Niveles de contaminación del agua residual.....	39
<b>Tabla 9.</b> Dimensiones del reactor. ....	43
<b>Tabla 10.</b> Dimensiones de la unidad piloto. ....	48
<b>Tabla 11.</b> Coeficientes Cinéticos para modelación matemática. ....	49
<b>Tabla 12.</b> Relación entre presión atmosférica y altitud, temperatura y presión de vapor....	55
<b>Tabla 13.</b> Eficiencia de oxígeno bajo condiciones estándar. ....	58
<b>Tabla 14.</b> Ficha técnica bomba de aire. ....	63
<b>Tabla 15.</b> Ficha técnica biocarriers.....	64
<b>Tabla 16.</b> Resumen de la fracción de llenado del reactor. ....	74
<b>Tabla 17.</b> Valores de saturación de oxígeno para agua destilada, en condiciones normales. .....	81
<b>Tabla 18.</b> Presión de vapor de agua. ....	82

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Principio de un MBBR.....	18
<b>Figura 2.</b> Medios de soporte tipo Kaldnes.....	19
<b>Figura 3.</b> Difusores de aire de burbuja fina. ....	21
<b>Figura 4.</b> Difusores de aire de burbuja gruesa. ....	22
<b>Figura 5.</b> Geometría de portadores tipo K1 y Z-200 .....	27
<b>Figura 6.</b> Diagrama de flujo de un MBBR para la remoción de fosforo .....	28
<b>Figura 7.</b> Diagrama de flujo de un MBBR de alta velocidad .....	28
<b>Figura 8</b> Diagrama de flujo de un MBBR aplicado como pretratamiento .....	29
<b>Figura 9.</b> Diagrama de flujo de un MBBR combinado con lodos activados.....	29
<b>Figura 10.</b> Población proyectada al periodo de diseño.....	36
<b>Figura 11.</b> Datos de transferencia de oxígeno por unidad de difusión. ....	61
<b>Figura 12.</b> Bomba de aire. ....	63
<b>Figura 13.</b> Biocarriers.....	64
<b>Figura 14.</b> Piedra difusora. ....	65
<b>Figura 15.</b> Reactor de lecho móvil. ....	65
<b>Figura 16.</b> Controlador de flujo de aire de 10 vías.....	66
<b>Figura 17.</b> Distribución de las piedras difusoras en el reactor. ....	67
<b>Figura 18.</b> Pruebas realizadas en función de la relación de llenado biocarriers/agua. ....	68
<b>Figura 19.</b> Funcionamiento hidráulico con piedras cilíndricas. ....	71
<b>Figura 20.</b> Funcionamiento hidráulico con piedras rectangulares.....	72
<b>Figura 21.</b> Funcionamiento hidráulico con piedras trapezoidales. ....	73
<b>Figura 22.</b> Grafica para encontrar RT, tomado de Tratamiento de Aguas Residuales.....	84



## GLOSARIO

**Aerobio:** Proceso bioquímico o condición ambiental que sucede en presencia de oxígeno.

**Aireación:** Proceso de transferencia de masa, generalmente referido a la transferencia de oxígeno al agua por medios naturales (flujo natural, cascadas, etc.) o artificiales (agitación mecánica o difusión de aire comprimido).

**Aguas residuales domésticas:** Aquellas procedentes de zonas de vivienda y de servicios generadas principalmente por el metabolismo humano y las actividades domésticas.

**Biomasa:** Concentración de microorganismos necesarios para que degraden la materia orgánica en el tratamiento Biológico.

**Carga orgánica:** Se conoce también como relación F/M (Food/ Microorganism). Su efecto sobre la microbiología del reactor y el ambiente del mismo es inverso a la edad de lodos.

**Caudal:** Cantidad de líquido que fluye por un área en un determinado tiempo.

**Demanda Biológica de Oxígeno (DBO):** Se define usualmente como la cantidad de oxígeno que requieren las bacterias durante la estabilización de la materia orgánica susceptible de descomposición, en condiciones aerobias.

**Demanda Química de Oxígeno (DQO):** Expresa la cantidad de oxígeno necesario para la oxidación química de la materia orgánica. Generalmente es mayor que el valor de la DBO5.

**Edad de lodos:** Tiempo Promedio que permanece una partícula de lodo en el reactor.

**Lecho móvil:** Piezas suspendidas, generalmente de material plástico, que son movidas continuamente por acción del aire o por acción mecánica y que sirven como medio de adherencia de Biomasa en suspensión.

**Lodos activados:** Producción de una masa activada de microorganismo capaz de estabilizar un residuo aeróbicamente, es un tratamiento biológico en donde se airea y mezcla el licor de mezcla y los flóculos son sedimentados para luego ser recirculados.

**Reactor de lecho móvil:** Es un tanque a escala de laboratorio compuesto por un sistema de aireación, un medio de soporte móvil un afluente y un efluente, diseñado para simular el tratamiento biológico con tecnología MBBR aplicado a agua residual doméstica.

**SALR:** Hace referencia a la carga superficial que hay por unidad de área en los portadores plásticos llamados biocarriers.

**Sólidos suspendidos volátiles (SSV):** Aquellos compuestos orgánicos de la fracción de los sólidos suspendidos totales que realizan combustión a una temperatura de 500 C. Se relacionan con la presencia de biomasa.

**Tiempo de retención hidráulica:** Tiempo que permanece el sustrato en el reactor para ser metabolizado. Influye en los porcentajes de remoción del tratamiento.

**Unidad piloto:** Modelo físico que simula a escala real un proceso que sirve para el estudio de la tratabilidad de un desecho líquido o la determinación de las constantes cinéticas y los parámetros de diseño del proceso.

## RESUMEN

En la actualidad en México no se tienen avances importantes en temas relacionados con el tratamiento de aguas residuales domésticas y la reutilización de estas, lo cual se evidencia con las investigaciones realizadas durante la elaboración del presente proyecto de grado, ya que actualmente de las 2526 plantas de tratamiento de aguas residuales existentes en México solo se tratan el 63% de las aguas residuales producidas en el país, lo cual motivó a realizar el presente proyecto el cual tiene como objetivo la investigación de una metodología más eficiente en el tratamiento de aguas residuales y de bajo presupuesto como lo es la tecnología de lecho móvil (MBBR). De acuerdo a lo anterior el objetivo del presente proyecto de grado es realizar el diseño a escala piloto de un reactor de lecho móvil con los parámetros de diseño provenientes de la comunidad de Aporo, Michoacán y observar su comportamiento hidráulico. Para ello se realizó la construcción de una unidad piloto con una escala de 1:12 con respecto al modelo a escala real y se analizó su comportamiento hidráulico con respecto a los diferentes parámetros operacionales del reactor, tales como el porcentaje de llenado de biocarriers en el reactor y el diseño del sistema de aireación. Por lo que se probaron distintos porcentajes de llenado de biocarriers en el reactor y distintos diseños en el sistema de aireación del reactor hasta tener un funcionamiento hidráulico óptimo en el reactor. Finalmente se analizaron los resultados obtenidos para generar un modelo matemático que ayude con el diseño del sistema de aireación, con el que a partir de la geometría del reactor y del oxígeno requerido podemos obtener un número aproximado de las piedras difusoras que requerirá el tanque reactor para su funcionamiento.

**Palabras clave:** aguas residuales, lecho móvil, biocarriers, sistema de aireación, reactor.

## ABSTRACT

Currently in Mexico there are no significant advances in issues related to the treatment of domestic wastewater and its reuse, which was evidenced by the research carried out during the investigation of this degree project, since currently of the 2526 plants of wastewater treatment existing in Mexico, only 63% of the wastewater produced in the country is treated, which is the reason for carrying out this project, which aims to investigate a more efficient methodology in the treatment of wastewater and low budget such as moving bed technology (MBBR). According to the above, the objective of this degree project is to carry out the pilot scale design of a moving bed reactor with the design parameters from the community of Aporo, Michoacán and observe its hydraulic behavior. For this purpose, the construction of a pilot unit with a scale of 1:12 with respect to the full-scale model was carried out and its hydraulic behavior was analyzed with respect to the different operational parameters of the reactor, such as the percentage of filling of biocarriers in the reactor and aeration system design. Therefore, different filling percentages of biocarriers in the reactor and different designs in the reactor aeration system were tested until having an optimal hydraulic operation in the reactor. Finally, the results obtained were analyzed to generate a mathematical model that helps with the design of the aeration system, with which, based on the geometry of the reactor and the oxygen required, we can obtain an approximate number of diffuser stones that the reactor tank will require to its operation.

# CAPITULO I

## INTRODUCCIÓN

### 1.1. Antecedentes

El uso de reactores a base de biopelícula para tratar aguas residuales se remonta a los años de 1950 a 1970 con los filtros percoladores biológicos, reactores de biopelícula de lecho fijo sumergido aireado, reactores de lecho fluidizado y contactores biológicos rotativos (RBC). Todos estos presentan una serie de ventajas y desventajas, entre las desventajas más importantes destacan; el filtro de goteo no tiene un volumen específico, los reactores de biopelícula de lecho fijo sumergido presentan inconvenientes en alcanzar una distribución uniforme de biopelícula en la superficie de soporte, los reactores de lecho fluidizado presentan con frecuencia inestabilidad hidráulica y los RCB es susceptible a fallas mecánicas. Estos problemas de operación presentes en los medios para tratar aguas residuales a base de biopelícula, llevo al desarrollo del compacto e innovador biorreactor de lecho móvil (MBBR), esta tecnología fue desarrollada a finales de los años 80's y principios de los 90's en Noruega por la Universidad Noruega de Ciencia y Tecnología (NTNU) en conjunto con la empresa Kaldnes Miljøteknologi (Bassin & Dezotti, 2017).

Los primeros biorreactores de lecho móvil (MBBR) se instalaron en Noruega en el año de 1990 y desde entonces esta tecnología ha ganado gran popularidad y se extendió hacia los países más avanzados en cuestión de tecnología, hasta el año 2000 se registraron alrededor de 100 instalaciones con esta tecnología, de las cuales la mayoría se encontraba en Europa (Zimmerman et al., 2012). Una de las principales características que ha hecho crecer en popularidad a esta tecnología es su tamaño compacto; pues debido a que esta tecnología

funciona a base de portadores móviles flotantes en conjunto con un sistema de aireación, esto permite reducir el tamaño del tanque reactor en un tamaño considerable sin perder eficiencia y sin tener riesgo de atascamiento gracias a que los portadores flotantes están en constante movimiento. Las plantas de tratamiento que cuentan con esta tecnología, las hacen ideales para el tratamiento de aguas en zonas apartadas, comunidades remotas o conjuntos residenciales (Álvarez & Mavares, 2012).

A pesar de que la tecnología MBBR creció rápidamente y ganó gran popularidad, debido a que este tipo de sistemas se caracterizan típicamente por tener un bajo consumo de energía y un funcionamiento estable y simple, sin embargo, el diseño de este tipo de reactores solo se limita a datos empíricos debido a la falta de un modelo integral generalmente aceptado; y con frecuencia se hace el uso de modelos hidráulicos del sitio dentro del diseño. Hasta cierto punto cada diseño es específico para cada sitio determinado, pues este depende de diversos factores que pueden variar según el sitio para el que se va a diseñar, entre los que se encuentran el volumen para el que se va a diseñar, el volumen de medios, las características de las aguas residuales a tratar, la temperatura, los requisitos de los efluentes, entre otros (Zimmerman et al., 2012).

## **1.2. Planteamiento del problema**

El presente proyecto de investigación parte de la necesidad de emplear nuevas tecnologías para el tratamiento de aguas residuales domésticas, que permitan obtener una mayor eficiencia a menores costos de operación y mantenimiento, pues en México se tiene la problemática de que actualmente debido al crecimiento de la población la mayor parte de las plantas de tratamiento existentes están perdiendo efectividad por la sobre carga de aguas residuales domésticas.

### **1.3. Justificación**

El crecimiento de la población y su cada vez mayor capacidad económica, ha concluido inevitablemente en una mayor presión sobre las fuentes de abasto de agua, básicamente como resultado de la necesidad de producir más alimentos y energía, así como abastecer con mayores volúmenes las zonas urbanas y las actividades productivas, principalmente la agricultura y la industria. Esto no solo ha llevado a tener una mayor demanda del líquido, sino también una mayor generación de aguas residuales, de las cuales una porción importante se vierte sin tratamiento previo sobre los cuerpos de agua superficiales, dando como resultado la contaminación de los cuerpos de agua donde estas aguas son vertidas y dañando de forma irremediable la biodiversidad de los ecosistemas, además la contaminación de los cuerpos de agua superficiales y acuíferos reduce inmediatamente la disponibilidad del líquido, lo cual hace necesario buscar alternativas para tratar las aguas residuales que representen una mayor eficiencia a un menor costo en cuanto a mantenimiento y operación. Desde 1990 nuestro país se comprometió con la ONU para darle el derecho a todos los habitantes un servicio de agua de calidad, pero la meta de servicios de saneamiento no fue alcanzada, cabe mencionar que a nivel mundial nuestro país es el segundo, solo después de China en verter agua cruda (sin tratar) a los cuerpos de agua superficiales, lo cual resulta en el daño de los ecosistemas, así como diversos problemas de salud (INCyTU, 2019).

En México durante los últimos años en las 2526 plantas existentes en el país solo se tratan alrededor del 63% de las aguas residuales producidas, uno de los principales motivos por los que se tiene poca efectividad al momento de tratar las aguas residuales totales recolectadas en los sistemas de alcantarillado se debe al crecimiento de la población y la cada vez mayor producción de aguas residuales, lo cual causa que los sistemas utilizados para tratar las aguas

residuales pierdan eficiencia debido a que se genera una sobrecarga de aguas residuales en las plantas de tratamiento. Por lo que vale la pena profundizar en el campo de los sistemas de lecho móvil (MBBR) para el tratamiento de aguas residuales y considerarlo como una solución muy eficiente para esta problemática, pues más allá de sus ventajas en el aspecto geométrico para construir nuevas plantas en zonas reducidas o remotas, también resulta ser un sistema muy flexible para adaptarse a cualquier tipo de reactor gracias a la inclusión de los portadores móviles y el sistema de aireación, por lo que resulta en una solución muy practica y eficiente para mejorar las plantas de tratamiento que sufren sobrecarga, formando así sistemas híbridos (McQuarrie & Boltz, 2011), sin embargo a pesar de las ventajas que ofrece la tecnología de lecho móvil (MBBR) aun es un campo poco aplicado y estudiado en el país, pues de las 2526 plantas existentes en el país (de las cuales un 52.90% utilizan sistemas de lodos activados) este solo se ha aplicado en un 0.02% de las plantas totales como sistema hibrido para mejorar la eficiencia de plantas de tratamiento con sistemas de lodos activados (CONAGUA, 2018) lo cual lo hace un campo de investigación poco explorado y abierto a su fortalecimiento



## **1.4. Objetivos**

### **1.4.1. Objetivo General**

Diseñar y construir un biorreactor de lecho móvil (MBBR) a escala de laboratorio para tratar aguas residuales domésticas.

### **1.4.2. Objetivos Específicos**

- Estudiar las metodologías para dimensionar un biorreactor de lecho móvil (MBBR).
- Dimensionar las características geométricas de un biorreactor de lecho móvil (MBBR).
- Determinar la capacidad del sistema de aireación del biorreactor para su funcionamiento.
- Seleccionar los materiales necesarios para la construcción del biorreactor.
- Elaborar los planos de conjunto y de corte del biorreactor para su ejecución.
- Construir el biorreactor de lecho móvil (MBBR) a escala de laboratorio.
- Probar el funcionamiento hidráulico del biorreactor.

## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE

En los últimos años el reactor de biopelícula de lecho móvil (MBBR) se ha establecido como una tecnología simple pero robusta, flexible y compacta para el tratamiento de aguas residuales, pues esta ha mostrado gran efectividad en la reducción de cargas contaminantes y presenta una clara ventaja sobre otros sistemas de tratamiento biológicos, siendo esta tecnología una forma rentable de actualizar el sistema de tratamiento de aguas residuales ya que es eficiente, compacto y fácil de operar (Barwal & Chaudhary, 2014).

Para el presente trabajo de grado es necesario tener claro cómo operan los reactores de biopelícula de lecho móvil, los principios de funcionamiento, así como los materiales y parámetros de diseño que se deben tener en cuenta para la construcción de una unidad piloto a escala.

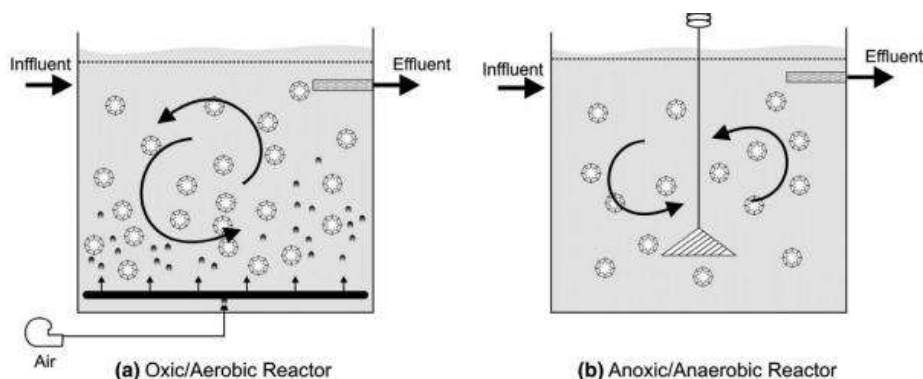
#### **2.1. Principios de la tecnología MBBR**

La idea detrás del desarrollo de esta tecnología de biopelícula lecho móvil (MBBR) fue adoptar lo mejor tanto del proceso de lodos activados como del proceso de biofiltro sin incluir lo peor. Al contrario de la mayoría de los reactores de biopelícula, el reactor de biopelícula de lecho móvil (MBBR) si utiliza todo el volumen del tanque para el crecimiento de biomasa, al igual que el reactor de lodos activados. De manera contraria al reactor de lodos activados, no necesita ningún reciclaje de lodo, como es el caso en otros reactores de biopelícula, esto se logra haciendo crecer la biomasa en portadores plásticos que se mueven libremente en el volumen de agua del reactor, mantenidos dentro del volumen del reactor mediante una disposición de tamiz a la salida del reactor (H Ødegaard, 1999). Dado que en este tipo de

reactores no tiene lugar la recirculación de lodos, solo se debe separar la biomasa excedente, lo cual representa una ventaja considerable sobre el proceso de lodos activados, ya que no hay reciclaje desde el sistema de separación al biorreactor y la biomasa en suspensión es similar a la concentración total de solidos suspendidos (SST) del afluente.

El principio básico de los reactores de biopelícula de lecho móvil (MBBR) es el crecimiento de biomasa en los medios de soporte plástico, es decir que los microorganismos que llevan a cabo el tratamiento están adheridos a estos medios de soporte plásticos, llamados portadores. Es decir que, la biomasa crece principalmente unida en forma de biopelícula a los pequeños medios de soporte plásticos que se mantienen suspendidos y en continuo movimiento en el volumen útil del reactor, tal movimiento puede ser generado a partir de aireación o agitación mecánica (Bengtson, 2015). El movimiento es necesario en el biorreactor para transportar los sustratos a la biomasa adjunta en la biopelícula y para mantener la capa de biopelícula delgada a través de las fuerzas de cizallamiento, a diferencia de otros sistemas de biopelícula en la tecnología MBBR la relación de llenado (la relación entre el volumen portador aparente y el volumen de operación del biorreactor) debe ser inferior al 70% (Leyva-Díaz et al., 2017).

**Figura 1.** Principio de un MBBR



**Nota.** La agitación de los portadores puede producirse mediante aireación (a) o de forma mecánica (b) (Barwal & Chaudhary, 2014).

## 2.2. Componentes de un reactor MBBR

### 2.2.1. Soportes plásticos (portadores – biocarriers)

Los medios de soporte plásticos (portadores o biocarriers) generalmente se fabrican a partir de polietileno virgen de alta densidad, pero estos también pueden ser fabricados a partir de polietileno reciclado de alta densidad. Estos portadores plásticos de biopelícula son ligeramente flotantes y tienen un peso específico entre 0.94 y 0.96 g/cm<sup>3</sup>. Tanto los portadores de biopelícula vírgenes como los cubiertos por biopelícula tienen una propensión a flotar. Los mecanismos de distribución incluyen el sistema de aireación, la recirculación de líquidos y la mezcla mecánica. Los portadores plásticos que se utilizan normalmente en los MBBR tienen canales a lo largo del interior del medio que forman una superficie protegida, en esta superficie protegida dentro del portador es donde se desarrolla la biopelícula principalmente (McQuarrie & Boltz, 2011).

**Figura 2.** *Medios de soporte tipo Kaldnes*



**Nota.** Los medios de soporte tienen diferentes diseños, en base a la carga orgánica a tratar en las aguas residuales (Álvarez & Mavares, 2012).

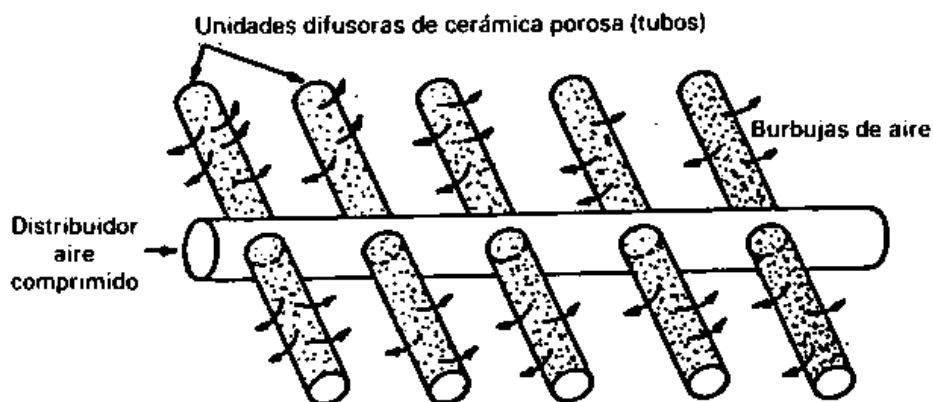
### **2.2.2. Sistema de aireación**

los sistemas de aireación en los reactores de lecho móvil son parte fundamental del sistema, pues estos funcionan como inyectores de oxígeno y generadores de movimiento del lecho y por lo tanto gracias a estos se genera la transferencia de oxígeno dentro del medio líquido permitiendo que se lleven a cabo los procesos de oxidación aerobia (Ekama & Wentzel, 2008). Ahora bien, existen diferentes fuentes generadoras de aire que pueden ser empleadas para esquemas de tratamiento como el que ofrece la tecnología con reactores de lechos móviles, los cuales se presentan a continuación:

#### **Difusores de burbuja fina.**

Estas unidades emplean pequeños orificios de difusión, tales como soportes porosos, placas o tubos, por medio de estas unidades porosas pasa el aire comprimido formando burbujas de aire que sirven para transferir el oxígeno, consiguiendo también la turbulencia requerida en el biorreactor. Las pequeñas burbujas que se generan poseen un diámetro de 2-2.5 mm y una gran superficie por unidad de volumen, permitiendo así un buen contacto oxígeno-líquido, consiguiéndose valores relativamente elevados de rendimiento en la transferencia de oxígeno. Una desventaja de estas unidades de difusión son los altos costos de mantenimiento, debido al atascamiento u obstrucción de los orificios, por lo que normalmente se utilizan filtros de aire para separar las partículas de polvo que puedan obstruir los difusores (Ramalho, 1996). En la siguiente figura se muestra un esquema de un sistema de difusión de aire de burbuja fina.

**Figura 3.** Difusores de aire de burbuja fina.

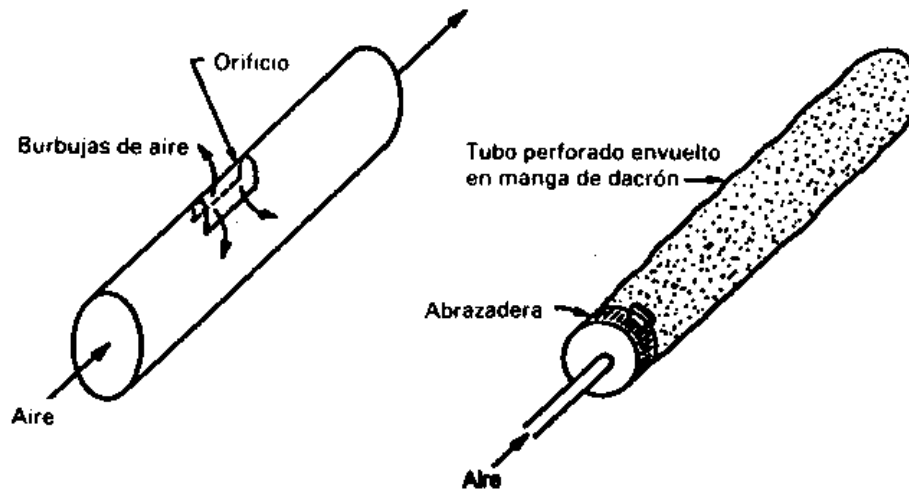


**Nota.** Esquema de un sistema de difusión de burbuja fina. Consiste en una serie de difusores cerámicos porosos (Ramalho, 1996).

#### **Difusores de burbuja gruesa.**

estas unidades emplean grandes orificios, o bien, equipos de agitación hidráulica (efecto cortante del líquido). El tamaño de la burbuja que producen llega hasta los 25 mm de diámetro, tienen la ventaja de no requerir filtros de aire, exigiendo menos gastos de mantenimiento y menor potencia en los compresores de aire, sin embargo estas unidades de transferencia de oxígeno tienen rendimientos inferiores a las de burbuja fina, debido a que el área interfacial para la transferencia es considerablemente inferior (Ramalho, 1996). La siguiente figura muestra los esquemas de dos unidades típicas de difusores de aire de burbuja grande.

**Figura 4.** Difusores de aire de burbuja gruesa.



**Nota.** Esquema de unidades típicas de difusores de aire de burbuja gruesa (Ramalho, 1996).

### 2.3. Ventajas de la tecnología MBBR

Entre las ventajas que ofrecen los reactores de lecho móvil (MBBR) podemos citar: reducción del tamaño del biorreactor (debido al empleo de los soportes plásticos que proporcionan una alta superficie específica para el crecimiento de la biomasa), flexibilidad para modificar la superficie específica en función del porcentaje de soportes empleados, ausencia de recirculación de fangos al biorreactor (evitando la formación de “Bulking”), sencillez en la operación y control del proceso, reducción de los atascamientos y operación a cargas elevadas (Álvarez & Mavares, 2012). Además de contar con la capacidad para cumplir objetivos de tratamiento similares a los de los lodos activados, con respecto a la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y la eliminación de nitrógeno, la tecnología MBBR es un proceso de flujo continuo que no requiere de ciclo operativo especial para el control del espesor de la biomasa adherida a los soportes plásticos, por lo que los sistemas MBBR son

ideales para la instalación de reacondicionamiento en sistemas que ya están sobrecargados, formando sistemas híbridos con otros sistemas de biopelícula o lodos activados, permitiendo así mejorar la efectividad de estos sistemas gracias a la presencia de los portadores plásticos (McQuarrie & Boltz, 2011).

## **2.4. Consideraciones operativas de un reactor MBBR**

Una de las principales consideraciones a tomar en cuenta para la operación de un reactor MBBR es la relación del volumen de portadores sobre el volumen del reactor, es decir la fracción de llenado, permite diseñar el tamaño del reactor para una determinada fracción de llenado y, en consecuencia, se podría agregar más volumen de portadores. Esto permite tener un mejor rendimiento o aumentar la capacidad volumétrica del propio reactor. Sin embargo, la mezcla y la hidrodinámica del reactor pueden verse comprometidas, razón por la que se recomienda que la fracción de llenado no debe exceder del 70% del volumen del reactor para lograr propiedades adecuadas de mezcla para los portadores en sistemas aeróbicos (di Biase et al., 2019). Por lo tanto, es importante definir una fracción de relleno que asegure propiedades hidrodinámicas efectivas junto con los portadores más efectivos para un proceso en particular evitando la limitación de la transferencia de masa.

El requerimiento de oxígeno para la eliminación de la materia orgánica, en los sistemas con biomasa suspendida suele ser menor que en los sistemas con biomasa fija. Sin embargo, los reactores MBBR normalmente suelen estar sobre aireados para lograr las condiciones de mezcla adecuadas para la eliminación de la materia orgánica. En los reactores MBBR el uso de difusores de burbujas gruesas o finas para mantener las condiciones de adecuadas de operación y una eficiencia de transferencia de oxígeno adecuada depende del tipo de portador



y la fracción de llenado, ya que las propiedades físicas de los portadores afectan la hidrodinámica del reactor a través de la dependencia de la eficiencia hidráulica, la dimensionalidad y la porosidad (di Biase et al., 2019).

Pham et al. (2012) realizaron un estudio para investigar la mezcla de movimiento de balanceo y transferencia de oxígeno utilizando difusores de burbujas finas y gruesas en diferentes fracciones de llenado (es decir, 25, 50 y 65%) en un reactor a escala piloto de 3 m<sup>3</sup>. El principal factor que afecta la transferencia de oxígeno en el reactor es el tipo de difusor utilizado, pues los difusores de burbuja fina producen eficiencias más altas que los difusores de burbuja gruesa, mientras que los medios portadores ejercen un efecto menor en la transferencia de oxígeno en el reactor. En una relación de llenado de 25 y 50 por ciento, los difusores de burbuja gruesa se ven beneficiados con la presencia de los difusores, mientras que los difusores de burbuja fina se ven afectados en la eficiencia de transferencia de oxígeno.

## **2.5. Parámetros de diseño establecidos para un reactor MBBR**

El diseño de los reactores MBBR es algo complicado debido a la falta de un modelo integral generalmente aceptado y, por lo tanto, generalmente este tipo de reactores se diseña en base a metodologías de otras tecnologías para el tratamiento de aguas residuales domésticas, limitándose a obtener solo datos empíricos que no son muy favorables para el diseño, por lo que el uso de modelos hidráulicos a escala de laboratorio se ve frecuentemente como parte del diseño del prototipo a escala real, debido a que el diseño de este tipo de reactores depende de muchos factores que pueden variar de acuerdo a la zona en la que se va a construir tales como son la temperatura, el volumen para el que se va a diseñar, las características del agua a tratar, entre otros (Zimmerman et al., 2012).

Bengtson (2015) describió que en el proceso de diseño de un reactor MBBR para la eliminación de DBO en una etapa, el parámetro de diseño clave para dimensionar el tanque MBBR es la tasa de carga del área superficial (SALR), generalmente con unidades de  $\text{g/día}\cdot\text{m}^2$ , es decir, gramos por día de DBO que ingresan al tanque MBBR por de área de superficie del portador. Además de describir como se puede calcular la velocidad de carga en  $\text{g DBO/día}$  usando valores de diseño para el caudal de aguas residuales y la concentración de DBO que ingresa al tanque MBBR. Luego, al dividir la carga de DBO en  $\text{g/día}$  por el SALR en  $\text{g/día}\cdot\text{m}^2$  se obtiene el área de superficie requerida del portador en  $\text{m}^2$ . El porcentaje de llenado del portador, el área de superficie específica del portador y el espacio vacío (%) del portador se pueden usar para calcular el volumen de portadores requerido en el reactor, el volumen del tanque y el volumen del líquido en el reactor. De acuerdo con Bengtson (2015) en la siguiente tabla se presentan los parámetros de diseño utilizados en los sistemas MBBR.

**Tabla 1.** *Parámetros de diseño para un sistema MBBR.*

Parámetro de diseño	Unidad
Área superficial requerida del portador ( $A_m$ )	$\text{m}^2$
Caudal de aguas residuales (QF)	$\text{m}^3/\text{d}$
DBO del agua en el afluente ( $S_e$ )	$\text{g}/\text{m}^3$
Carga por área superficial del portador (SALR)	$\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{día}$
Porcentaje de eficiencia de eliminación de DBO5 (E)	%
Área superficial específica del portador ( $A_{ec}$ )	$\text{m}^2/\text{m}^3$
Porcentaje de espacios vacíos en los portadores (SV)	%

**Nota.** El diseño de los sistemas MBBR se basa principalmente en las características de los portadores de biopelícula (Bengtson, 2015).

## **2.6. Estado del arte**

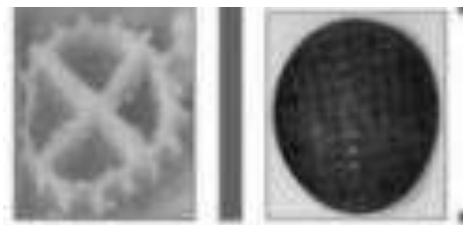
La tecnología MBBR se desarrolló a finales de los años 80's y principios de los 90's como una solución al tratamiento de aguas residuales, bajo la necesidad de tener plantas de tratamiento compactas, fáciles de instalar y de operar. Además de buscar una forma de mejorar las plantas de tratamiento existentes y aumentar su capacidad volumétrica, este fue uno de los principales motivos por los que se generó la idea de contar con portadores plásticos móviles de flotación libre y se consideró como una alternativa valiosa y una solución a otros sistemas. Debido a las ventajas que la tecnología MBBR presenta sobre otros sistemas de biopelícula y sistemas de lodos activados convencionales, para el año 2014 más de 1200 plantas de tratamiento de agua residual distribuidas en al menos 50 países ya utilizaban tecnología MBBR (di Biase et al., 2019). Hoy en día la literatura tiene una serie importante de estudios acerca de la tecnología MBBR, pues actualmente es crucial tener una tecnología que te permita construir plantas de tratamiento en espacios compactos, además de tener una solución para actualizar a bajo costo las plantas de tratamiento existentes para aumentar su capacidad volumétrica.

Sin embargo se ha investigado más la eliminación de materia orgánica, incluido el pretratamiento de alta velocidad para mejorar las plantas de lodos activados, también se ha desarrollado un proceso de tratamiento secundario de alta velocidad basado en el reactor de lecho móvil en combinación con coagulación y flotación, lo que da como resultado un tiempo de retención hidráulica total del proceso de menos de 1 hora (Helness et al., 2005). Para el año 2012 se desarrolló un nuevo concepto de proceso para el tratamiento secundario basado en la combinación de un proceso de lecho móvil de alta velocidad combinado con coagulación de dosis baja, si se combina con el tamizado fino para el pretratamiento y la

flotación para la separación de biomasa, se obtiene un proceso extremadamente compacto (Hallvard Ødegaard et al., 2012).

Debido a que el rendimiento de los reactores de biopelícula de lecho móvil (MBBR), depende del porcentaje de medios proporcionados en el reactor, el área de superficie del portador (carrier), el oxígeno disuelto y la carga orgánica (Barwal & Chaudhary, 2014), en la actualidad se han realizado estudios en diferentes tipos de portadores con el objetivo de estudiar la influencia que tiene la geometría del portador para el crecimiento de la biopelícula en el portador mismo. Mediante estos estudios realizados en los portadores se concluyó que los portadores tipo K1 de geometría cilíndrica requieren tiempos de retención hidráulica (TRH) más bajos para su adecuado funcionamiento dentro del reactor, esto debido a que la biopelícula que se adhiere en el interior del portador se mantiene relativamente estable en el portador, caso contrario a los portadores tipo Z-200 de geometría similar a una silla de montar con rejillas abiertas, en los que las fuerzas de cizallamiento son mayores debido a que el oxígeno y el agua viajan con más libertad por su interior, provocando así que la capa de biopelícula adhiere a este sea más delgada e inestable y por consiguiente estos portadores requieren de mayor TRH para su funcionamiento (Kostrysia et al., 2022).

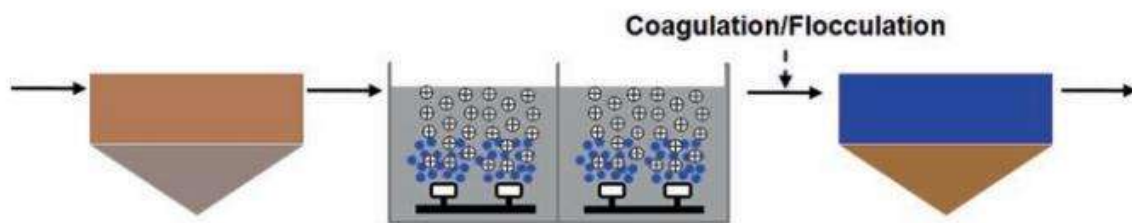
**Figura 5.** *Geometría de portadores tipo K1 y Z-200*



**Nota.** Portador tipo K1 / Portador tipo Z-200

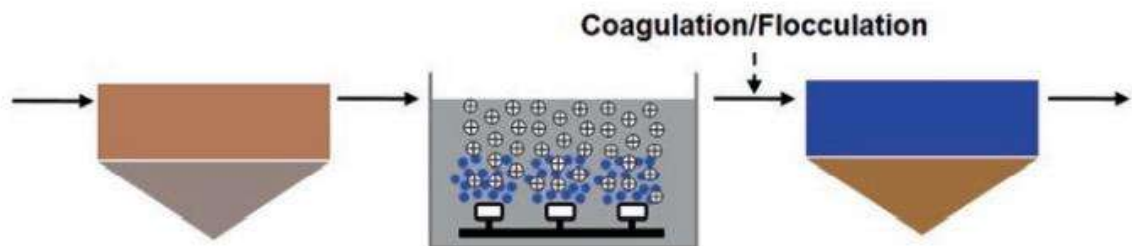
Parte importante para el tratamiento de aguas residuales con los sistemas MBBR es el diagrama de flujo del proceso y la configuración del reactor, las consideraciones relevantes al seleccionar la configuración de un sistema MBBR incluyen los objetivos de tratamiento específicos del sitio, las características de las aguas residuales, el diseño del sitio, la configuración del depósito existente (si se trata de un reacondicionamiento), el sistema hidráulico, el esquema de tratamiento existente (si corresponde) y la posibilidad de reacondicionar los tanques existentes. En las siguientes figuras se ilustran los diagramas de flujo típicos para sistemas MBBR.

**Figura 6.** Diagrama de flujo de un MBBR para la remoción de fósforo



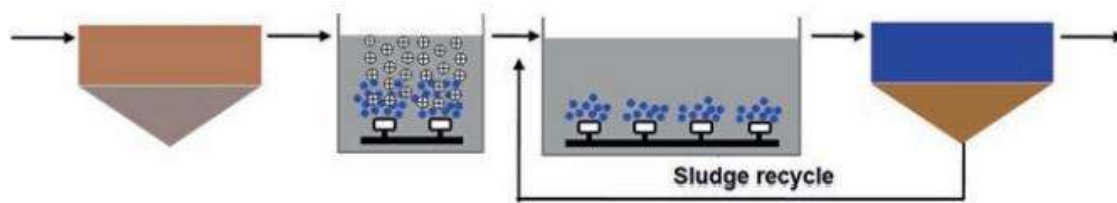
**Nota.** MBBR seguido de sedimentación (separación de biomasa), con inclusión de una etapa fisicoquímica (coagulación/floculación) para la remoción de fósforo (Bassin & Dezotti, 2017).

**Figura 7.** Diagrama de flujo de un MBBR de alta velocidad



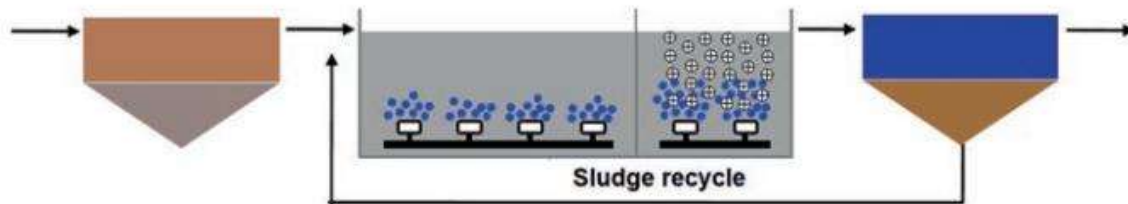
**Nota.** MBBR de alta velocidad seguido de coagulación/floculación y separación de biomasa (Bassin & Dezotti, 2017).

**Figura 8** Diagrama de flujo de un MBBR aplicado como pretratamiento



**Nota.** MBBR aplicado como pretratamiento para plantas de lodos activados existentes con el objetivo de aumentar la capacidad de la planta o mejorando la eficiencia general del proceso (Bassin & Dezotti, 2017).

**Figura 9.** Diagrama de flujo de un MBBR combinado con lodos activados



**Nota.** Combinación de proceso de lodos activados y sistema MBBR donde los medios de soporte se colocan en la parte final del reactor para aumentar el rendimiento del reactor y permitir mejorar la nitrificación (Bassin & Dezotti, 2017).

## CAPITULO III

### METODOLOGÍA

Para el desarrollo del presente proyecto de investigación, se planteó la metodología de experimentación en cuatro etapas, que se presentan a continuación:

**FASE I:** Población de proyecto y gasto de diseño de la zona en estudio. Durante esta fase se utilizaron diversas metodologías utilizando los datos censados por el Instituto Nacional de Estadística y Geografía (INEGI), para obtener la población de proyecto de la zona en estudio (Aporo, Michoacán), además de las demandas y aportaciones de agua residual de la población que se espera tener a final del periodo de diseño del reactor MBBR.

**FASE II:** Dimensionamiento del reactor MBBR. Para el desarrollo de esta fase se realizó el dimensionamiento del reactor MBBR en base a los parámetros de diseño establecidos para un reactor MBBR, como lo son la carga por área superficial (SALR) y la DBO en el afluente.

**FASE III:** Diseño de la unidad piloto del reactor de lecho móvil (MBBR). Para el desarrollo de esta fase se realizó la reducción de escalas de la unidad a escala real para diseñar la unidad piloto del reactor MBBR y se seleccionaron los equipos requeridos como aireadores, bombas, sistemas de difusión de aire, entre otros para pasar a la última fase.

**FASE IV:** Construcción y puesta en operación de la unidad piloto. Durante el desarrollo de esta fase se construyó la unidad piloto del reactor MBBR y posteriormente se puso en operación para corroborar su funcionamiento hidráulico.

### **3.1. Población de proyecto y gasto de diseño de la zona en estudio**

#### **3.1.1. Estudio demográfico**

La demografía es el estudio estadístico de las poblaciones humanas, ahora bien estadísticamente una población es, en principio, el conjunto de individuos que responden a una misma definición (Vallin, 1994), es decir, en el caso de la población de Aporo Michoacán corresponde al conjunto de personas que residen en Aporo.

Uno de los principales objetivos de la demografía es estudiar el estado y la dinámica de las poblaciones, por lo que esta suele utilizarse para conocer las proyecciones de población en determinados periodos de tiempo en base a censos de poblaciones pasadas, razón por la cual suele utilizarse en la hidráulica para conocer las poblaciones de proyecto.

Para obtener la población de proyecto de la zona en estudio, es decir, del municipio de Aporo Michoacán, se utilizaron los censos de población realizados en el municipio por el Instituto Nacional de Estadística y Geografía (INEGI).



**Tabla 2.** *Censos de población registrados de 1950 a 2020 en Aporo, Michoacán.*

Años censados	Total de habitantes	Crecimiento poblacional	Tasa de crecimiento anual
1950	2509		
1960	2735	226	22,60
1970	2167	-568	-56.80
1980	2377	210	21.00
1990	2492	115	11.50
2000	2826	334	33.40
2010	3218	392	39.20
2020	3529	311	31.10

**Nota.** Fuente: Instituto Nacional de Estadística y Geografía (INEGI).

De acuerdo a las sugerencias para plantas de tratamiento del manual número 4 de CONAGUA, la población de proyecto se proyectó en un periodo de 15 años, mediante las siguientes metodologías:

#### **Método aritmético.**

El método aritmético asume que el cambio poblacional anual (o por unidad de tiempo considerada), en un área o región específica, es constante (Ospina Botero, 1981), es decir, supone un crecimiento lineal constante, lo cual significa que la población aumenta o disminuye en el mismo número de personas, por lo que la tasa de crecimiento anual ( $r$ ) está dada por:

$$r = \frac{\text{población2} - \text{población1}}{\text{año2} - \text{año1}}$$

$$p_t = p_n + (t - n)r$$

Donde:

r = tasa de crecimiento anual.

Pt = población futura proyectada a n años.

Pn = población del último censo.

t = año de la población a proyectar.

n = año del último censo.

Haciendo los cálculos correspondientes con el método aritmético, tenemos que la población de proyecto es la siguiente:

**Tabla 3.** *Población proyectada, método aritmético.*

Años Censados	Población (Habitantes)
2025	3602
2030	3675
2035	3748
2037	3777

### **Método Geométrico.**

El método geométrico asume un porcentaje constante de cambio por unidad de tiempo (Ospina Botero, 1981). Lo que supone que la población crece a una tasa constante, lo que significa que aumenta proporcionalmente en cada periodo de tiempo, pero en

número absoluto, las personas aumentan en forma creciente, por lo que el crecimiento obedece a la siguiente expresión:

$$R = \left[ \frac{\text{población2}}{\text{población1}} \right]^{\frac{1}{(\text{año2}-\text{año1})}} - 1$$

$$p_t = p_n(1 + r)^{(t-n)}$$

Donde:

r = tasa de crecimiento anual.

Pt = población futura proyectada a n años.

Pn = población del último censo.

t = año de la población a proyectar.

n = año del último censo.

Haciendo los cálculos correspondientes con el método geométrico, tenemos que la población de proyecto es la siguiente:

**Tabla 4.** *Población proyectada, método geométrico.*

Años Censados	Población (Habitantes)
2025	3617
2030	3708
2035	3801
2037	3838

### **Método exponencial.**

El método exponencial supone un crecimiento muy rápido y continuo de la población, por lo que este método resulta ser más razonable que los anteriores aunque es

necesario tener cuidado y hacer su aplicación a corto plazo, pues se corre el riesgo de que a un muy largo plazo la población se dispare, lo que podría arrojar resultados ilógicos y fuera de lo normal (Ospina Botero, 1981). En este caso, y de manera similar a los supuestos de crecimiento anteriores, la ecuación que representa dicho crecimiento está dada por:

$$r = [(\ln(\text{población2}) - \ln(\text{población1})) * 1 / (\text{año2} - \text{año1})]$$

$$p_t = \exp(\ln p_n + r * (n - t))$$

Donde:

r = tasa de crecimiento anual.

P<sub>t</sub> = población futura proyectada a *n* años.

P<sub>n</sub> = población del último censo.

t = año de la población a proyectar.

n = año del último censo.

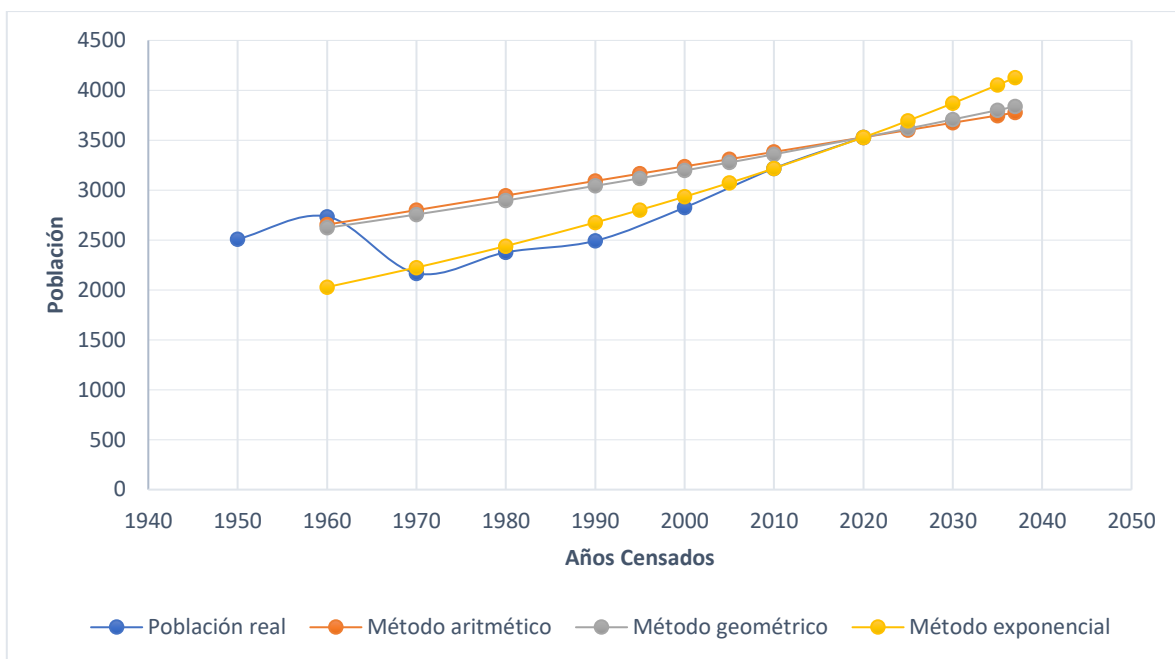
Haciendo los cálculos correspondientes con el método exponencial, tenemos que la población de proyecto es la siguiente:

**Tabla 5.** *Población proyectada, método exponencial.*

Años Censados	Población (Habitantes)
2025	3696
2030	3870
2035	4053
2037	4128

Para tener una mejor interpretación de los resultados obtenidos mediante las metodologías utilizadas, se realizó una representación gráfica de la población real y la población proyectada por cada una de las metodologías utilizadas, estas últimas se proyectaron con la misma pendiente hacia años anteriores para observar la similitud entre la curva de la población real y las curvas proyectada por cada metodología como se muestra en la siguiente figura.

**Figura 10.** Población proyectada al periodo de diseño.



Como se observa en el anterior gráfico, la metodología que más se asemeja al comportamiento de la población real, es el método exponencial, por lo que tomaremos como población de proyecto la que este método nos otorga para comenzar con el diseño del reactor de lecho móvil (MBBR).

### 3.1.2. Gasto de diseño

La cantidad de aguas residuales producidas por una comunidad está en función con el abastecimiento que esta recibe, consumo y grado de desarrollo económico y social de la misma, es decir, que las comunidades más desarrolladas tienen un mayor y más diverso uso del agua en las actividades realizadas por la población de esta. A continuación, se enumeran algunos de los principales factores que influyen en la cantidad de aguas residuales generadas por una comunidad:

- Consumo de agua de abastecimiento.
- Pérdidas que podrían deberse a fugas en los colectores o a que parte de las aguas consumidas no llegan a la red de alcantarillado debido a que son destinadas a otro tipo de actividades.
- Ganancias por vertidos a la red de alcantarillado, como es el caso del agua pluvial.

En la siguiente tabla se muestran las dotaciones de abastecimiento para los distintos rangos de población.

**Tabla 6.** *Consumos urbanos (L / hab d), según los usos de la población abastecida.*

Población (habitantes)	Doméstico municipales	Industrial	Servicio	Fugas en redes y varios	Total
1000	60	5	10	25	100
1000 – 6000	70	30	25	25	150
6000 – 12000	90	50	35	25	200
12000 – 50000	110	70	45	25	250
50000 – 250000	125	100	50	25	300
> 250000	165	150	60	25	400

**Nota.** Fuente: (Subdirección General de Agua Potable Drenaje y Saneamiento, 2017).

Ahora bien, de acuerdo con el manual número 31 de CONAGUA, el cálculo del gasto de agua residual generada por una comunidad ( $Q$ ), se considera la dotación de agua potable por habitante por día ( $D$ ), la cual en nuestro caso al tratarse de una comunidad pequeña y de acuerdo con la tabla anterior es de  $150 \text{ L/hab} \cdot \text{d}$ , además del número de habitantes a servir ( $h$ ) y el coeficiente de aportación ( $Ca$ ), el cual puede variar de 0.70 a 0.80, tal como se presenta en la siguiente ecuación:

$$Q = D(h)(Ca)10^{-3}$$

$$Q = \left(150 \frac{\text{L}}{\text{hab} \cdot \text{d}}\right) * (4128 \text{ hab}) * (0.75) * (10^{-3}) = 464.4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

### **3.2. Dimensionamiento del reactor de lecho móvil (MBBR)**

#### **3.2.1. Carga por área superficial (SALR)**

El diseño se realizó teniendo en cuenta los parámetros que se establecen para reactores de lecho móvil, como se menciona en el apartado 2.5 del presente documento. El parámetro principal de diseño y dimensionamiento de un reactor MBBR es la carga por área superficial conocida como SALR que se da en unidades de  $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ . Los  $\text{g/d}$  hacen referencia a la cantidad del parámetro que se desea remover, para el caso de la unidad piloto la carga orgánica dada como DBO. Los  $\text{m}^2$  hacen referencia al área superficial de carriers requerida en el reactor para lograr la eficiencia esperada. El valor del SALR se toma de acuerdo a la eficiencia esperada en el sistema como se observa en la siguiente tabla.

**Tabla 7.** Valores de SALR típicos de diseño para remoción de DBO.

Objeto	Porcentaje de remoción esperado (%)	SALR de diseño (g/m <sup>2</sup> *d)
Remoción de DBO		
Alta tasa	75 – 80	25
Tasa normal	85 – 90	15
Baja tasa	90 – 95	7.5

**Nota.** Fuente: (Bengtson, 2015).

La eficiencia esperada en el reactor se encuentra entre el 85 – 90%, por lo que según lo establecido en la anterior tabla se tomó un SALR de 15 g/m<sup>2</sup>\*d.

### 3.2.2. Demanda bioquímica de oxígeno (DBO) en el afluente

La DBO es la demanda bioquímica de oxígeno que tiene un agua. Es la cantidad de oxígeno que los microorganismos, especialmente bacterias (aeróbicas o anaeróbicas), hongos y plancton, consumen durante la degradación de las sustancias orgánicas contenidas en la muestra. Se utiliza para medir el grado de contaminación y se expresa en mgO<sub>2</sub>/L (Orozco Jaramillo, 2005). El valor de la DBO que se tomó como parámetro principal de diseño, se tomó de acuerdo a los valores estimados DBO por nivel de contaminación del agua como se muestra en la siguiente tabla.

**Tabla 8.** Niveles de contaminación del agua residual

Nivel de contaminación del agua	DBO (mg/L)
Pura	≤ 20
Poco contaminada	20 – 100
Medianamente contaminada	100 – 500
Muy contaminada	500 – 3000
Extremadamente contaminada	3000 – 15000

**Nota.** Con carácter general, cuanta más contaminación, más DBO.



El valor de la DBO se consideró para un agua muy contaminada, por lo que tomando en cuenta tanto las condiciones demográficas, como las principales actividades de la comunidad en estudio, se tomó una DBO de 600 mg/L.

### 3.2.3. Dimensionamiento del reactor MBBR

Como primera medida deberá ser calculada el área superficial requerida del Carrier en el reactor para tratar la carga contaminante que entra al reactor.

$$A_m = Q * Se * \frac{E}{SALR * 100\%}$$

Donde:

$A_m$  = Área superficial requerida del Carrier en el reactor.

$Q$  = Caudal.

$Se$  = DBO del agua en el afluente.

$SALR$  = Carga por área superficial del Carrier en el reactor.

$E$  = Porcentaje de eficiencia de eliminación de DBO<sub>5</sub>.

Entonces:

$$A_m = 464.4 \frac{m^3}{d} * 600 \frac{g}{m^3} * \frac{90\%}{15 \frac{g}{m^2 d} * 100\%} = 16718.4 m^2$$

Posteriormente con el área superficial requerida, se pasa a calcular el volumen de carriers necesarios en el reactor, para ello se debe emplear el área superficial específica del carrier que se presenta a continuación como  $A_{ec}$  y este valor se obtiene de la ficha técnica del producto (ver tabla 15).

$$V_{ec} = 500 \frac{m^2}{m^3}$$

$$V_c = \frac{A_m}{A_{ec}}$$

Donde:

$V_c$  = Volumen de Carriers necesarios en el reactor.

$A_m$  = Área superficial requerida del Carrier en el reactor.

$A_{ec}$  = Área superficial específica del Carrier.

Entonces:

$$V_c = \frac{16718.4m^2}{500 \frac{m^2}{m^3}} = 33.44m^3$$

Para calcular el volumen del tanque se debe tener en cuenta el porcentaje de llenado de carrier en el reactor ( $fm$ ), inicialmente se recomienda definir el 50% de llenado, no se recomienda llenar el tanque más de un 70% para garantizar el movimiento de los carriers en todo el volumen del reactor.

$$fm = 50\%$$

$$V_t = \frac{V_c}{fm}$$

Donde:

$V_t$  = Volumen del tanque.

$V_c$  = Volumen de carriers necesarios en el reactor.

$fm$  = Porcentaje de llenado de carriers.

Entonces:

$$V_t = \frac{33.44m^3}{50\%} = 66.87m^3$$

Finalmente se procede a calcular el volumen del fluido presente en el reactor. Es importante tener en cuenta el porcentaje vacío que existe dentro del carrier puesto que es un espacio ocupado por el fluido.

$$SV = 80\%$$

$$V_L = V_t - V_c * (1 - SV)$$

Donde:

$V_L$  = Volumen del líquido.

$V_t$  = Volumen del tanque.

$V_c$  = Volumen de carriers necesarios en el reactor.

$SV$  = Porcentaje de espacio vacío en los carriers.

Entonces:

$$V_L = 66.87m^3 - 33.44m^3 * (1 - 80\%) = 60.19m^3$$

### **Altura del reactor**

La altura se definió en base a que la altura recomendada para sistemas con difusores, para los cuales lo recomendable es usar alturas de entre 3m y 4m, en este caso la altura efectiva del reactor se asumió de 3.5m.

### **Área del reactor**

$$A_R = \frac{V_t}{H}$$

Donde:

$A_R$  = Área del reactor.

$V_t$  = Volumen del tanque.

$H$  = Altura efectiva del reactor.

Entonces:

$$A_R = \frac{66.87m^3}{3.5m} = 19.11m^2$$

### **Tiempo de retención hidráulica (TRH)**

El tiempo de retención hidráulica es el periodo de tiempo que el agua permanece en el reactor durante el tratamiento, el cual se define como TRH.

$$TRH = \frac{V_t}{Q}$$

Donde:

TRH = Tiempo de retención hidráulica.

V<sub>t</sub> = Volumen del tanque.

Q = Caudal.

Entonces:

$$TRH = \frac{66.87m^3}{464.4 \frac{m^3}{d}} = 0.144 \text{ días} \rightarrow 3 \text{ horas } 30 \text{ minutos}$$

Resumiendo, los cálculos anteriores, se tiene un tanque a escala real con las siguientes dimensiones:

**Tabla 9.** Dimensiones del reactor.

Parámetro	Unidad	Valor
Altura efectiva	m	3.5
Área superficial	m <sup>2</sup>	19.11
Largo	m	6.2
Ancho	m	3.1
Volumen	m <sup>3</sup>	66.87

### 3.3. Diseño de la unidad piloto del reactor de lecho móvil (MBBR)

#### 3.3.1. Similitud hidráulica

Para corroborar el diseño y verificar que el funcionamiento del reactor MBBR sea el correcto con los parámetros de diseño utilizados, fue necesario realizar un modelo hidráulico a escala de laboratorio, es decir, una unidad piloto del reactor real.

Primeramente, se realizó la similitud geométrica entre el prototipo del reactor MBBR y el modelo de la unidad piloto. Se dice que dos sistemas (prototipo y modelo) son similares geoméricamente cuando estos pueden ser llevados en posiciones homologas sucesivamente, es decir, si dentro de los flujos ciertas dimensiones se seleccionan y, además se designa con  $p$  al prototipo y con  $m$  al modelo, la similitud geométrica sería equivalente a:

$$l_e = \frac{l_p}{l_m}$$

Donde  $l_e$  es la escala de líneas que cuantifica el tamaño relativo de los dos sistemas.

Una consecuencia de la similitud geométrica exacta es que la relación de áreas y volúmenes en ambos sistemas se puede expresar en términos del cuadrado y del cubo de  $l_e$  respectivamente, esto es:

$$A_e = \frac{A_p}{A_m} = l_e^2$$

$$v_e = \frac{v_p}{v_m} = l_e^3$$

Por lo tanto, en base a las ecuaciones anteriores y teniendo en cuenta que el modelo de la unidad piloto se realizó con una escala 1:12 con respecto al prototipo real, las características geométricas de la unidad piloto son las siguientes.

### 1. Altura

$$l_e = \frac{H_p}{H_m} \rightarrow H_m = \frac{H_p}{l_e}$$

Donde:

$l_e$  = Escala de líneas que cuantifica el tamaño relativo de los dos sistemas.

$H_m$  = Altura del modelo a escala.

$H_p$  = Altura del prototipo real.

Entonces:

$$H_m = \frac{3.5m}{12} = 0.29m$$

### 2. Área

$$l_e^2 = \frac{A_p}{A_m} \rightarrow A_m = \frac{A_p}{l_e^2}$$

Donde:

$l_e$  = Escala de líneas que cuantifica el tamaño relativo de los dos sistemas.

$A_m$  = Área del modelo a escala.

$A_p$  = Área del prototipo real.

Entonces:

$$A_m = \frac{19.11m^2}{(12)^2} = 0.13m^2$$

### 3. Volumen

$$l_e^3 = \frac{V_p}{V_m} \rightarrow V_m = \frac{V_p}{l_e^3}$$

Donde:

$l_e$  = Escala de líneas que cuantifica el tamaño relativo de los dos sistemas.

$V_m$  = Volumen del modelo a escala.

$V_p$  = Volumen del prototipo real.

Entonces:

$$V_m = \frac{66.87m^3}{(12)^3} = 0.04m^3$$

Ahora bien, una vez que ya se obtuvieron todas las características geométricas de la unidad piloto mediante la similitud geométrica, ahora pasamos a obtener el gasto y el TRH de la unidad mediante las leyes de similitud del número de Froude. En la hidráulica, el parámetro de similitud que se usa comúnmente para el diseño de obras hidráulicas en donde el flujo se ve sometido a fuerzas dinámicas y fuerzas de peso, es el número de Froude, en este criterio de similitud se establece la siguiente condición:

$$Fr_m = Fr_p$$

Donde:

$Fr_p$  es el número de Froude en el prototipo, y

$Fr_m$  es el número de Froude en el modelo, esto implica que:

$$\frac{v_m}{[g_m l_m]^{1/2}} = \frac{v_p}{[g_p l_p]^{1/2}}$$

La constante gravitacional  $g$  puede considerarse distinta entre el sitio donde se localiza el prototipo y el lugar donde se prueba el modelo; sin embargo, se acepta en general que  $g = 1$  debido a la poca variación de  $g$  con la latitud geográfica y la elevación sobre el nivel del mar, por lo tanto:

$$\frac{v_m}{[l_m]^{1/2}} = \frac{v_p}{[l_p]^{1/2}}$$

$$\left[\frac{l_p}{l_m}\right]^{1/2} = \frac{v_p}{v_m} = v_e$$

Donde:

$v_e$  es la escala de velocidades y, por tanto, la escala de velocidades equivale a:

$$v_e = [l_e]^{1/2}$$

Puesto que:

$$v_e = \frac{v_p}{v_m} = \frac{l_p/t_p}{l_m/t_m} = \frac{l_p t_m}{l_m t_p} = \frac{l_e}{t_e}$$

Entonces la escala de tiempos será:

$$t_e = \frac{l_e}{v_e} = \frac{l_e}{[l_e]^{1/2}}$$

$$t_e = [l_e]^{1/2}$$

La escala de gasto será:

$$Q_e = v_e A_e = [l_e]^{1/2} [l_e]^2$$

$$Q_e = [l_e]^{5/2}$$

Por lo tanto, en base a las ecuaciones anteriores y recordando que la escala de la unidad piloto es 1:12 con respecto al prototipo real del reactor, podemos obtener el gasto y el TRH de la unidad piloto de la siguiente manera.

#### 4. Gasto

$$(l_e)^{5/2} = \frac{Q_p}{Q_m} \rightarrow Q_m = \frac{Q_p}{(l_e)^{5/2}}$$

Donde:

$l_e$  = Escala de líneas que cuantifica el tamaño relativo de los dos sistemas.



$Q_m$  = Caudal del modelo a escala.

$Q_p$  = Caudal del prototipo real.

Entonces:

$$Q_m = \frac{464.4m^3/d}{(12)^{5/2}} = 0.93m^3/d$$

### 5. Tiempo de retención hidráulica (TRH)

$$(l_e)^{1/2} = \frac{t_p}{t_m} \rightarrow t_m = \frac{t_p}{(l_e)^{1/2}}$$

Donde:

$l_e$  = Escala de líneas que cuantifica el tamaño relativo de los dos sistemas.

$t_m$  = TRH del modelo a escala.

$t_p$  = TRH del prototipo real.

Entonces:

$$t_m = \frac{3.5 \text{ horas}}{(12)^{1/2}} = 1 \text{ hora}$$

**Tabla 10.** Dimensiones de la unidad piloto.

Parámetro	Unidad	Valor
Altura efectiva	m	0.29
Área superficial	m <sup>2</sup>	0.13
Largo	m	0.52
Ancho	m	0.26
Volumen	m <sup>3</sup>	0.04

### 3.3.2. Proceso biológico del reactor MBBR

Por medio de las expresiones cinéticas es posible representar matemáticamente el funcionamiento del proceso biológico que ocurre en el reactor, para ello es necesario revisar ciertas constantes que intervienen en la modelación matemática, estas se presentan en la siguiente tabla.

**Tabla 11.** *Coefficientes Cinéticos para modelación matemática.*

Coeficiente	Unidades	Valor		Valor de $\theta$
		Rango	Típico	
K	1/d	2 a 10	5	$1.0 < \theta < 1.135$
Ks	mg DBO5/l	25 a 100	60	
Y	mg SSV/mg DBO5	0.4 a 0.8	0.6	
Kd	1/d	0.06 a 0.15	0.1	$1.03 < \theta < 1.06$

**Nota.** Coeficientes cinéticos típicos para el proceso de lodos activados para la eliminación de materia orgánica de las aguas residuales. Fuente: (Subdirección General de Agua Potable Drenaje y Saneamiento, 2016)

#### Corrección de los coeficientes cinéticos.

De acuerdo con la sección 2.2.7 en el libro número 33 de CONAGUA “*Diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales: procesos de oxidación bioquímica con biomasa suspendida*” las constantes de reacción están afectadas por la temperatura, la dependencia de la misma viene dada por la siguiente ecuación:

$$K = Ae^{-E/RT}$$

#### 6. Corrección de K.

Para realizar las correcciones es necesario considerar las menores temperaturas del ambiente registradas, por lo que se tomara una temperatura de 18° C, así mismo se toma un  $\theta$  de 1,03 (Ramalho, 1996).

$$K_{TW} = K_{20}\theta^{(TW-20)}$$

$$K_{TW} = 5\text{días}^{-1} * 1.03^{(18-20)} = 5\text{días}^{-1}$$

### 7. Corrección del Kd.

$$K_{TW} = K_{20}\theta^{(TW-20)}$$

$$K_{TW} = 0.1\text{días}^{-1} * 1.03^{(18-20)} = 0.094\text{días}^{-1}$$

### Estequiometria.

### 8. Fracción biodegradable.

Dependiendo del tipo de aguas residuales, la DBO5 puede representar entre el 50% y 90% biodegradable según IAWQ, por lo que teniendo en cuenta las consideraciones del agua a tratar tenemos lo siguiente:

$$fb = \frac{fb'}{1 + (1 - fb')K_d\theta_c}$$

$$fb = \frac{0.8}{1 + (1 - 0.8) * 0.094\text{días}^{-1} * 25\text{días}} = 0.54$$

El valor de  $\theta_c$  se encuentra en un rango de 20 a 30 días por lo que para este caso se tomara un valor de 25 días.

### 9. Producción específica observada.

$$\gamma_{obs} = \frac{\gamma}{1 + K_d\theta_cfb}$$

$$\gamma_{obs} = \frac{0.6 \text{ mg(SSV)}/\text{mg(DBO5)}}{1 + 0.094\text{días}^{-1} * 25\text{días} * 0.54} = 0.26 \text{ mg(SSV)}/\text{mg(DBO5)}$$

### 10. Concentración del sustrato en el efluente del reactor.

$$S = \frac{K_s(1 + \theta_c K_d)}{\theta_c(YK - K_d) - 1}$$

$$S = \frac{60 \frac{mg(DBO5)}{l} * (1 + (25 \text{ días} * 0.094 \text{ días}^{-1}))}{25 \text{ días} * ((0.6 * 5 \text{ días}^{-1}) - 0.094 \text{ días}^{-1}) - 1} = 2.805 \text{ mg(DBO5)/l}$$

### 11. Concentración de microorganismos en el reactor.

$$X = \frac{\mu_m(S_o - S)}{K(1 + \theta_c K_d)}$$

Donde:

$\mu_m$  = Constante de crecimiento máximo, valor típico entre 1.5 y 5 días<sup>-1</sup>, 3.65.

$S_o$  = DBO5 soluble en el afluente.

$K$  = Tasa de utilización del sustrato.

$$X = \frac{3.65 \text{ días}^{-1} * \left( 600 \frac{mg(DBO5)}{l} - 2.805 \frac{mg(DBO5)}{l} \right)}{5 \text{ días}^{-1} * (1 + (25 \text{ días} * 0.094 \text{ días}^{-1}))} = 130.13 \frac{mg}{l}$$

### Parámetros operacionales.

#### 12. Caudal de purga: $Q_w$

$$Q_w = \frac{Vol}{\theta_c}$$

Donde:

$Vol$  = Volumen útil del reactor.

$\theta_c$  = Edad de lodos.

$$Q_w = \frac{39,2 \text{ l}}{25 \text{ días}} = 1.56 \frac{\text{l}}{\text{día}}$$

### 13. Carga orgánica o relación F/M.

$$\frac{F}{M} = \frac{Q * S_o}{Vol * SSV(Reactor)}$$

Donde:

$S_o$  = DBO5 soluble en el afluente.

$Q$  = Caudal del afluente.

$Vol$  = Volumen útil del reactor.

$SSV(Reactor)$  = Sólidos suspendidos volátiles en el Reactor, valor típico entre 2000 y 5000 mg/l.

$$\frac{F}{M} = \frac{930.98 \frac{\text{l}}{\text{d}} * 600 \frac{\text{mg}(DBO5)}{\text{l}}}{39.2 \text{ l} * 4500 \frac{\text{mg}(SSV)}{\text{l}}} = 3.17 \frac{\text{mg}(DBO5)}{\text{mg}(SSV)d}$$

Para el valor de los sólidos suspendidos volátiles en el reactor se tomó como parámetro de diseño la edad de lodos y el modelo de diseño que se utiliza para diseñar un reactor de lodos activados, ya que como se mencionó en el capítulo II el funcionamiento de un reactor MBBR es similar al de uno de lodos activados, ya que el MBBR toma lo mejor de este último para un óptimo funcionamiento.

### 14. Carga volumétrica aplicada (COV):

$$COV = \frac{Q * S_o}{Vol}$$

$$COV = \frac{930.98 \frac{l}{d} * 600 \frac{mg(DBO5)}{l}}{39.2 l} = 14246.75 mg(DBO5)/l * d$$

### Producción de lodo.

#### 15. Eficiencia.

$$E = \frac{S_o - S}{S_o} * 100$$

$$E = \frac{600 \frac{mg(DBO5)}{l} - 2.805 \frac{mg(DBO5)}{l}}{2.805 \frac{mg(DBO5)}{l}} * 100 = 99.53\%$$

#### 16. Producción de lodo.

$$P_{vx} = \gamma_{abs} * Q(S_o - S)$$

$$P_{vx} = 0.26 \frac{mg(SSV)}{mg(DBO5)} * 930.98 \frac{l}{d} * \left( 600 \frac{mg(DBO5)}{l} - 2.805 \frac{mg(DBO5)}{l} \right)$$

$$P_{vx} = 146.38 \frac{g}{d}$$

### 3.3.3. Oxígeno requerido

El oxígeno requerido para el reactor MBBR se calculó a partir de modelos matemáticos de un reactor de lodos activados convencional debido a su semejanza en el proceso de degradación aerobia y mezcla completa. Según lo expuesto en el marco teórico del presente documento, el sistema MBBR resulta de la combinación de un reactor de lodos activados convencional y un filtro biológico de biopelícula, lo que posibilita, asemejar el cálculo del oxígeno requerido. Por lo cual, para calcular el

requerimiento de oxígeno del sistema y la potencia del equipo que satisface dicho requerimiento se utilizó la metodología empleada por la IWA (International Water Association) (García & Gutierrez, 2018):

$$R_o = 1.46 * Q(S_0 - S) - 1.42 * P_{vx}$$

Donde:

$S_0$  = DBO5 soluble en el afluente.

Q = Caudal del afluente.

S = Concentración de sustrato soluble.

$P_{vx}$  = Producción de lodo.

$$R_o = 1.46 \times 0.93 \frac{m^3}{d} * \left( 600 \frac{g}{m^3} - 2.805 \frac{g}{m^3} \right) - 1.42 * 146.38 \frac{g}{d}$$

$$R_o = 603.865 \text{ gO}_2/d$$

a) Calcular la concentración de OD, de acuerdo con las condiciones de equilibrio:

De acuerdo con las temperaturas registradas en la zona en la que se va a operar el reactor MBBR y teniendo en cuenta una temperatura media en la que se va a operar el reactor, la concentración de OD se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$DO_{ST} = \frac{51.6}{(31.6 + T)} * DO_{20}$$

Donde:

$DO_{ST}$  = Concentración de saturación de oxígeno disuelto a temperatura de operación.

$DO_{S20}$  = Concentración de saturación de oxígeno disuelto a 20° C. (9.1 mg O<sub>2</sub>/l)

T = Temperatura de operación en °C.

$$DO_{ST} = \frac{51.6}{(31.6 + 26.5)} * 9.1 \text{ mgO}_2/\text{l} = 8.08 \text{ mgO}_2/\text{l}$$

b) Calcular la concentración de saturación de oxígeno a la presión P, de acuerdo con la tabla 12.

**Tabla 12.** Relación entre presión atmosférica y altitud, temperatura y presión de vapor.

Altitud (m.s.n.m)	Presión (mm Hg)	Temperatura (°C)	Presión de vapor (PW*) (mm Hg)
0	760	0	4.6
500	715	5	6.5
1000	673	10	9.2
1500	633	15	12.8
2000	595	20	17.5
2500	560	25	23.7
3000	525	30	31.7
		35	42

**Nota.** PW: presión de vapor de agua.

$$DO_S = DO_{ST} \frac{p - p_w}{p_s - p_w}$$

Donde:

DO<sub>S</sub> = Concentración de saturación de oxígeno a presión P.

DO<sub>ST</sub> = Concentración de saturación de oxígeno disuelto a temperatura de operación.

P = Presión.

P<sub>S</sub> = Presión estándar (1 atm = 760 mm Hg).

P<sub>w</sub> = Presión de vapor de agua.



En base a los valores de la tabla 12 se hacen las siguientes interpolaciones para conocer los valores de P y P<sub>w</sub>.

Altitud (m.s.n.m)	Presión (mm Hg)
1500	633
1920	X
2000	595

$$\frac{2000 - 1500}{2000 - 1920} = \frac{595 - 633}{595 - X}$$

$$X = \frac{38 * (80)}{500} + 595 = 601.08$$

$$\therefore P = 601.08 \text{ mm Hg}$$

Temperatura (°C)	PW (mm Hg)
25	23.7
26.5	X
30	31.7

$$\frac{30 - 25}{30 - 26.5} = \frac{31.7 - 23.7}{31.7 - X}$$

$$X = \frac{-8 * (3.5)}{5} + 31.7 = 26.1$$

$$\therefore P_w = 26.1 \text{ mm Hg}$$

$$DO_s = 8.08 \frac{mgO_2}{l} * \frac{601 \text{ mm Hg} - 26.1 \text{ mm Hg}}{760 \text{ mm Hg} - 26.1 \text{ mm Hg}} = 6.33 \frac{mgO_2}{l}$$

c) Calcular la eficiencia real de transferencia de oxígeno.

$$OT_a = OT_s * \alpha * \theta^{T-20} * \frac{\left[ \frac{(p - p_w) * 51.6 * \beta * DO_{SS} - DO_l}{(p - p_w) * (31.6 + T)} \right]}{DO_{SS}}$$

Donde:

$OT_s$  = Eficiencia de transferencia de oxígeno bajo condiciones estándar ( $Kg * O_2 * KWh^{-1}$ ).

$\alpha$  = Relación de la tasa de transferencia en licor y en agua pura bajo condiciones idénticas, 0.8.

$\beta$  = Relación de saturación de OD en licor mezclado y en agua pura bajo condiciones idénticas, 0.9.

$DO_{SS}$  = Concentración de saturación de oxígeno disuelto a 20° C (9.1 mg  $O_2$ /litro).

$DO_l$  = Oxígeno disuelto actual (normalmente igual al OD del punto de medición).

$$OT_a = 3.6 * 0.8 * 1.03^{(26.5-20)} * \frac{\left[ \frac{(601.08 - 26.1) \times 51.6 \times 0.9 \times 9.1}{(601.08 - 26.1) \times (31.6 + 26.5)} - 1 \right]}{9.1}$$

$$OT_a = 2.41 Kg * O_2 * KWh^{-1}$$

El valor de la eficiencia de oxígeno bajo condiciones estándar se toma de la tabla 13.

**Tabla 13.** Eficiencia de oxígeno bajo condiciones estándar.

Aerator Type	SAE kgO <sub>2</sub> kWh <sup>-1</sup>	Low SRT AE (@ 2 mgDO l <sup>-1</sup> )	High SRT AE (@ 2 mgDO l <sup>-1</sup> )
High-speed surface aerator	0.9 – 1.3		0.4 – 0.8
Low-speed surface aerator	1.5 – 2.1		0.7 – 1.5
Coarse-Bubble	0.6 – 1.5	0.3 – 0.7	0.4 – 0.9
Turbines or jets (Fine-bubble)	1.2 – 1.8	0.4 – 0.6	0.6 – 0.8
Fine-Pore (Fine-bubble)	3.6 – 4.8	0.7 – 1.0	2.0 – 2.6

**Nota:** Eficiencia de oxígeno bajo condiciones estándar de acuerdo al tipo de aireador utilizado (Rosso & Stenstrom, 2010).

d) Cálculo de potencia requerida.

$$P_{aer} = \frac{R_o}{24 \times OT_\alpha}$$

Donde:

$P_{aer}$  = Potencia requerida por motor de aireación (KW).

$Mo_t$  = Consumo de oxígeno (KgO<sub>2</sub>\*día<sup>-1</sup>).

$OT_\alpha$  = Actual transferencia de oxígeno (O<sub>2</sub>\*KWh<sup>-1</sup>).

$$P_{aer} = \frac{0.604 \text{ Kg} * O_2 * d^{-1}}{24 \times 2.41 \text{ Kg} * O_2 * KW * h^{-1}} = 10.457 \text{ Watts}$$

e) Arreglo de difusores.

El arreglo de difusores y la determinación del número de unidades de difusión para el funcionamiento del reactor aun es un tema un tanto ambiguo dentro de la metodología utilizada para el diseño de reactores MBBR, ya que los datos característicos de las diferentes unidades de difusión se suelen presentar en gráficos, que indican los

KgO<sub>2</sub>/h transferidos por unidad de difusión en función del caudal de aire por unidad. Pero en este caso debido a que el caudal de aire de las piedras difusoras utilizadas durante el proyecto en curso, es muy pequeño para la escala de los gráficos antes mencionados, por lo que se trabajó para realizar un gráfico en función de las características geométricas del reactor en base a la siguiente ecuación planteada por Ramalho (1996) para correlacionar datos referentes a unidades de difusión de aire en agua limpia.

$$N = G_S * (H/W) * (DO_{ST} - DO_L) * 1.024^{(T-20)} * \alpha_{20^{\circ}C}$$

Donde:

$N$  = Kg de O<sub>2</sub> transferidos/hora \* unidad.

$G_S$  = Caudal de aire ( $m^3/hora * unidad$ ) ( $m^3$  a  $P$  760 mm Hg y  $t = 20^{\circ}C$ ).

$H$  = Profundidad del líquido ( $m$ ).

$W$  = Anchura del tanque reactor ( $m$ ).

$DO_{ST}$  = Concentración de oxígeno disuelto a saturación en aguas residuales ( $mg/l$ ).

$DO_L$  = Concentración de oxígeno disuelto en funcionamiento en régimen estacionario ( $mg/l$ , normalmente entre 0.5 y 1.5  $mg/l$ ).

$T$  = Temperatura en  $^{\circ}C$ .

$\alpha$  = Coeficiente de transferencia de oxígeno.

A partir la anterior ecuación tenemos:

$$\frac{N}{H} = \frac{G_S * (DO_{ST} - D_L) * 1.024^{(T-20)} * \alpha_{20^{\circ}C}}{W}$$

De donde en función de la anchura del tanque reactor ( $W$ ) podemos graficar la relación de  $N/H$ . Entonces, de acuerdo a lo anterior tenemos que:

$$f(W) = N/H$$

Ahora bien, teniendo en cuenta la relación  $H/W$  de la ecuación inicial, podemos ajustar una constante equivalente a esta misma relación en la función para despejar  $N$  sin alterar la función, de tal forma que:

$$\frac{H}{W} = C \rightarrow H = CW$$

$$0.5 \leq C \leq 1.5$$

Donde:

$H$  = Profundidad del líquido ( $m$ ).

$W$  = Anchura del tanque reactor ( $m$ ).

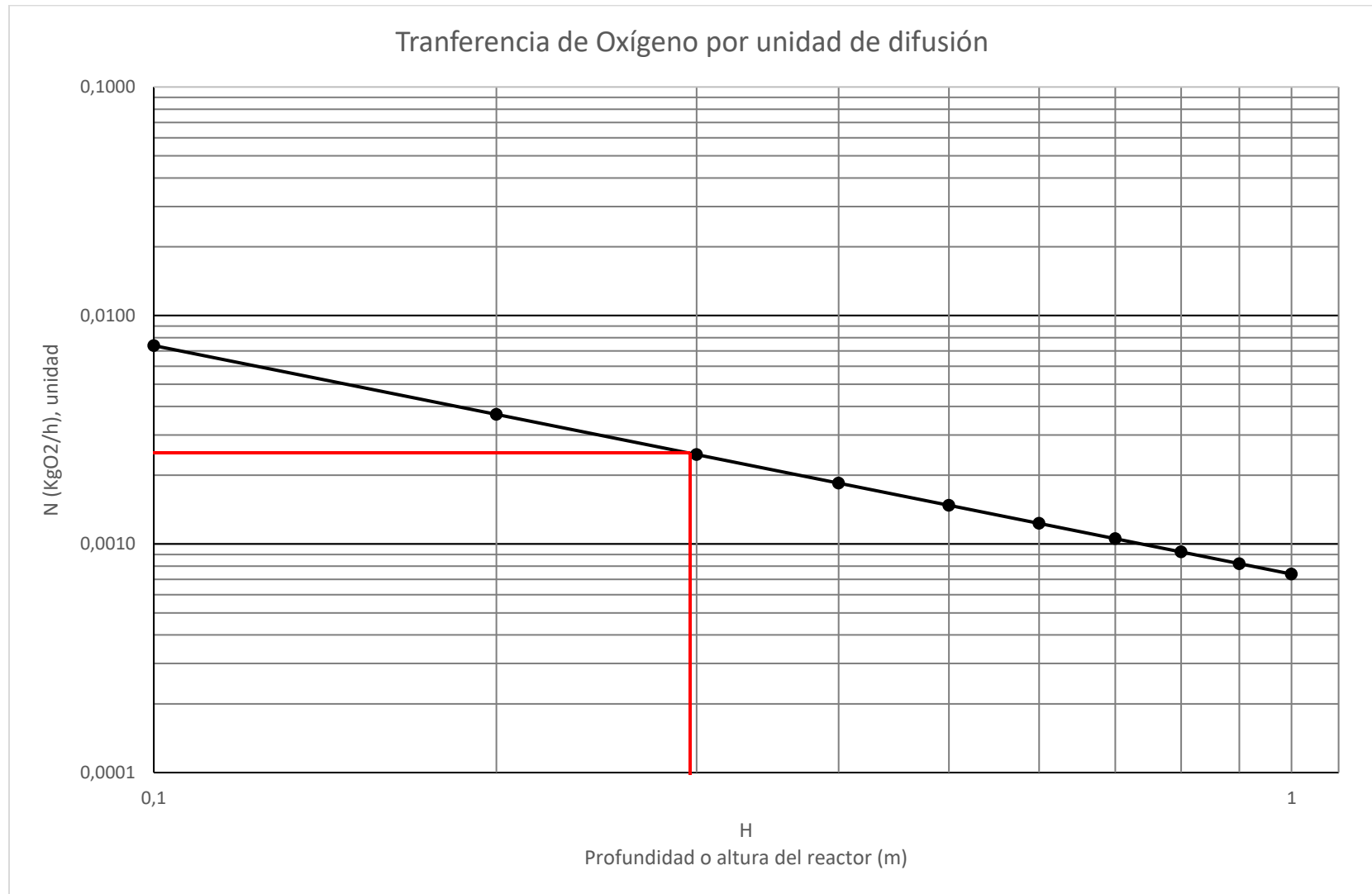
$C$  = Constante de ajuste en la relación  $H/W$

Por lo tanto, al aplicar la constante de ajuste  $C$  en la función y teniendo en cuenta que la profundidad de líquido en el reactor ( $H$ ) es equivalente a  $CW$  podemos escribir la función de la siguiente manera:

$$f(CW) = N/CW$$

Teniendo en cuenta que  $CW$  es equivalente  $H$ , a partir de las características estándar de presión y temperatura ( $P = 760$  mm Hg,  $t = 20^\circ\text{C}$ ), y de las características ideales en la geometría del reactor ( $W = H$ , por lo cual  $C = 1$ ) podemos obtener  $N$  mediante el grafico generado a partir de la función anterior, como se muestra en la figura 11.

**Figura 11.** Datos de transferencia de oxígeno por unidad de difusión.



Ahora bien, de acuerdo a la figura 11 el valor de N es de 0.0024 KgO<sub>2</sub>/h, por lo tanto, el número de unidades difusoras que se requieren para el funcionamiento del reactor se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$\text{Numero de unidades} = \frac{\frac{\text{KgO}_2}{\text{h}} \text{ requerido}}{N}$$

$$\text{Numero de unidades} = \frac{0.025 \text{ KgO}_2/\text{h}}{0.0024 \text{ KgO}_2/\text{h}} = 10 \text{ unidades}$$

Una vez terminado el diseño de la unidad piloto del reactor MBBR, se compararon los resultados obtenidos con el método utilizado en el diseño del reactor con otra metodología la cual está establecida por Ramalho (1996), dicha metodología se encuentra en el apartado *ANEXOS*.

### 3.4. Construcción y puesta en operación de la unidad piloto

Luego de haber realizado el diseño de la unidad piloto como se mostró anteriormente, se inició la construcción, a continuación, se encuentra la descripción de los materiales utilizados en el proceso.

#### 3.4.1. Materiales

##### Bomba de aire.

Para garantizar la cantidad de aire requerida, se decidió utilizar una bomba de aire comercial de alta presión de diez salidas, marca AquaMiracle, puesto que era importante tener en cuenta el sistema de difusión de aire y que se distribuyera de manera homogénea en el sistema.

**Tabla 14.** *Ficha técnica bomba de aire.*

Modelo	AquaMiracle 120W
Potencia	120 Watts
Caudal (máximo)	360 litros/hora
Dimensiones (L*W*H)	27.5 cm * 17.6 cm * 13 cm

**Figura 12.** *Bomba de aire.*





### **Soportes plásticos o biocarriers.**

Como soportes plásticos para la correcta formación de la biopelícula, se utilizaron biocarriers de la marca Aquaneat.

**Tabla 15.** *Ficha técnica biocarriers.*

<b>Modelo</b>	<b>Aquaneat K1</b>
Diámetro	10 mm
Altura	7 mm
Área superficial específica	500 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>

**Figura 13.** *Biocarriers.*



### **Difusores de piedra pómez.**

Para completar el sistema de difusión de aire se utilizaron difusores de piedra pómez marca Lomas de 15 cm de longitud.

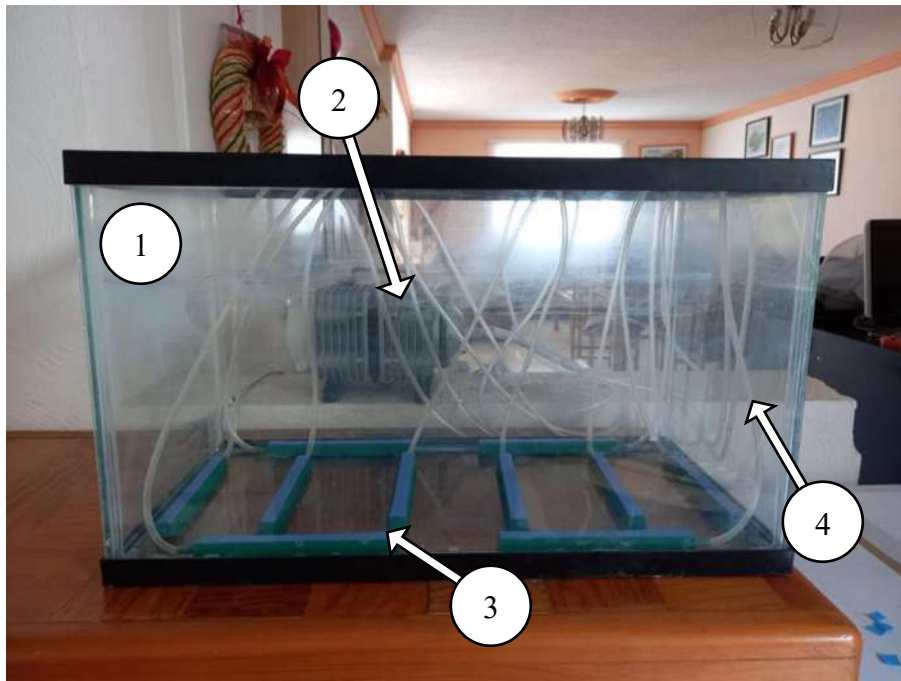
**Figura 14.** *Piedra difusora.*



**Reactor biológico de lecho móvil.**

De acuerdo a las dimensiones utilizadas en el diseño del reactor, el tanque del reactor se construyó con material de vidrio de 3mm. A continuación, se presenta la imagen del sistema con la respectiva descripción de sus partes.

**Figura 15.** *Reactor de lecho móvil.*



Partes:

1. Tanque reactor de vidrio de 3mm.
2. Bomba de aire.
3. Difusores de aire de piedra pómez.
4. Mangueras de inyección de aire.

### **Acomodo de difusores y mangueras para la aireación.**

Para obtener la cantidad de aire necesaria para hacer funcionar de forma correcta el reactor MBBR, se utilizaron mangueras de 2mm de diámetro, esto con el fin de garantizar la velocidad y la presión requerida en el sistema. Es importante tener en cuenta que la cantidad de aire que llega a los diferentes difusores tiene que ser homogénea, por lo cual se utilizó una conexión de 10 salidas en la bomba de aire como la que se muestra en la figura 16.

**Figura 16.** *Controlador de flujo de aire de 10 vías.*



Los difusores se implementaron a escala piloto en piedra difusora, ya que estas comúnmente son utilizadas para oxigenar una pecera, además de esta forma se logró evidenciar durante la operación del reactor la formación de burbujas finas. Por lo tanto, en base al alcance del oxígeno proporcionado por las piedras difusoras, estas se

repartieron en la base del reactor con un ratio de alcance de 5cm tal como se muestra en la figura 17.

**Figura 17.** *Distribución de las piedras difusoras en el reactor.*



**Nota.** En base al alcance del oxígeno proporcionado por las piedras difusoras, el ratio de alcance se encuentra en un rango de 5cm a 7cm.

### **3.4.2. Operación del reactor MBBR**

Una vez que se construyó el reactor, se procedió a hacer las pruebas correspondientes para ponerlo en operación. Primeramente, se probó el sistema de aireación con los portadores plásticos o biocarriers en agua limpia, esto para verificar si el caudal de aire proporcionado por el sistema de aireación es suficiente para cumplir con el funcionamiento hidráulico del reactor. Por lo que se realizaron distintas pruebas en el reactor con diferentes porcentajes de llenado en relación de agua y biocarriers,

**Figura 18.** Pruebas realizadas en función de la relación de llenado biocarriers/agua.



**Prueba 1.** Relación de llenado biocarriers/agua 100%.



**Prueba 2.** Relación de llenado biocarriers/agua 80%.



**Prueba 3.** Relación de llenado biocarriers/agua 70%.



**Prueba 3.** Relación de llenado biocarriers/agua 50%.

Ahora bien, como podemos observar en la figura 18, cuanto menor sea la relación biocarriers/agua más movimiento se genera dentro del reactor, lo cual se transmite como un mejor funcionamiento hidráulico.

En la prueba 1 podemos observar que el movimiento de los portadores o biocarriers es nulo, esto se debe a que los mismos biocarriers interrumpen el viaje de las burbujas generadas por las piedras difusoras, por lo que dentro del reactor no se puede generar la agitación suficiente

para mantener en movimiento los biocarriers. En la prueba 2 ya se puede observar más movimiento de los biocarriers dentro del reactor, pero aún se observan zonas en las que se interrumpe el movimiento, esto se debe a que el viaje de las burbujas aun es interrumpido por los biocarriers, razón por la cual solo se produce movimiento por encima de las piedras difusoras, y donde no hay piedras difusoras los biocarriers se quedan estancados debido a que el viaje de las burbujas es interrumpido por estos mismos. Durante la prueba 3 ya se puede observar un movimiento homogéneo de los biocarriers en todo el tanque reactor debido a que en este caso las burbujas generadas por las piedras difusoras ahora si tienen el espacio suficiente para generar la agitación necesaria en todo el tanque para mantener en movimiento los biocarriers. En la prueba 4 ya se puede observar un movimiento más agresivo de los biocarriers debido a que las burbujas tienen aún más espacio para generar la agitación que mantiene en movimiento a los biocarriers, pero tener un movimiento así de agresivo dentro del reactor también es perjudicial para la efectividad del mismo, ya que el impacto generado en los portadores o biocarriers podría desprender a los microorganismos que se alojan en estos mismos y que son parte importante del proceso de tratamiento, perdiendo así efectividad en el reactor. Por lo tanto, la relación biocarriers/agua más eficiente para el funcionamiento de un reactor MBBR es al 70% de llenado de biocarriers, ya que en este porcentaje de llenado se tiene un movimiento homogéneo en todo el tanque y una agitación que no afectaría al desarrollo de los microorganismos que se alojan en los portadores o biocarriers.

## CAPITULO IV

### ANÁLISIS Y RESULTADOS

#### 4.1. Parámetros operacionales del reactor

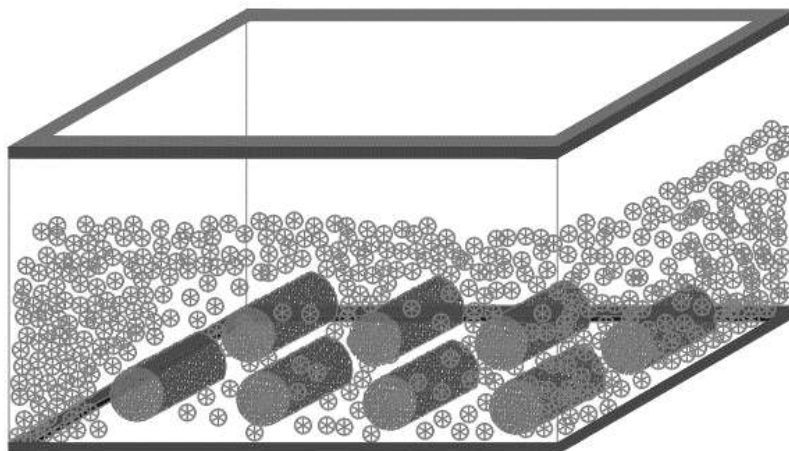
Durante el periodo de operación de reactor de lecho móvil (MBBR) se observaron diversos factores que intervienen en el funcionamiento del reactor, tales como la fracción de llenado de portadores o biocarriers en el reactor y el acomodo de las piedras difusoras dentro del tanque reactor.

##### 4.1.1. Sistema de aireación.

Durante la instalación del sistema de aireación del reactor se probaron piedras difusoras con distintas geometrías, con las cuales se obtuvieron los resultados descritos a continuación:

- Piedras difusoras cilíndricas: este tipo de piedras con geometría cilíndrica no dieron muy buenos resultados, ya que además de no tener una base estable para adherirse a la base del tanque reactor son muy pequeñas (7cm), lo cual representa un problema ya que esto nos lleva a necesitar un mayor número de unidades de difusión dentro del tanque, pero debido a que las piedras con esta geometría no tienen una base estable y a su pequeño tamaño, estas también son desplazadas por el caudal de aire que ingresa al tanque, lo cual afecta al funcionamiento hidráulico del reactor, ya que al estar en movimiento las piedras en conjunto de los biocarriers, estos se quedan estancados a los costados del tanque y a donde no puede llegar el aire (Fig. 19), ya que no se genera la suficiente agitación en el tanque para tener un movimiento homogéneo de los biocarriers.

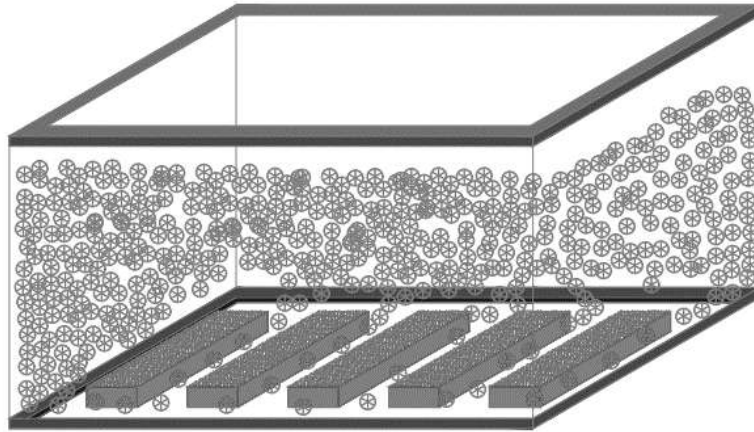
**Figura 19.** *Funcionamiento hidráulico con piedras cilíndricas.*



- Piedras difusoras rectangulares: durante las pruebas realizadas con este tipo de piedras con geometría de prisma rectangular, se observó un mejor funcionamiento hidráulico debido que estas piedras si tienen una base estable y son de mayor longitud (15cm). Las piedras utilizadas durante las pruebas contaban con un recubrimiento plástico en la base y a los costados, por lo que el flujo de aire solo salía por la parte superior de la piedra lo cual resultó en pequeños estancamientos de los biocarriers en las partes a donde no llegaba el flujo de aire (Fig. 20). Para resolver este problema se redujo el ratio de alcance del flujo de aire de las piedras hasta cumplir con el funcionamiento hidráulico del reactor.

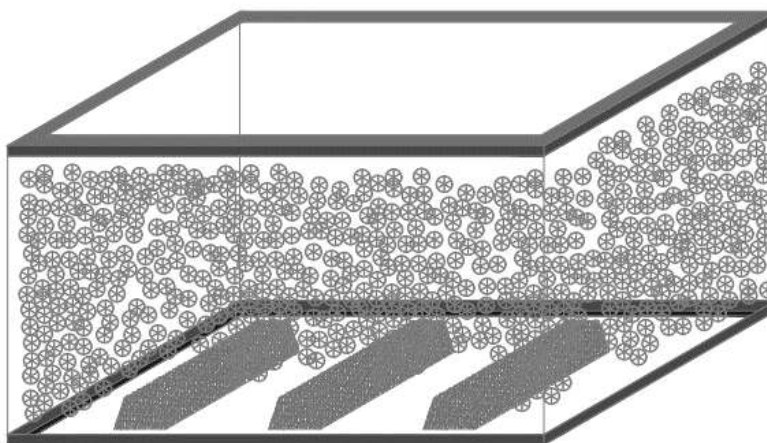


**Figura 20.** *Funcionamiento hidráulico con piedras rectangulares.*



- Piedras difusoras trapezoidales: con este tipo de piedras con geometría de prisma trapezoidal se obtuvieron mejores resultados, esto gracias a que su forma de trapecio le permite ingresar el flujo de aire al tanque reactor en más direcciones permitiendo así un movimiento más homogéneo de los biocarriers y reduciendo así la posibilidad de estancamiento de estos mismos (Fig. 21). Por lo tanto, el flujo de aire proporcionado por este tipo de piedras tiene un ratio de alcance de hasta 7.5cm.

**Figura 21.** *Funcionamiento hidráulico con piedras trapezoidales.*



Una vez que se realizaron las pruebas con los diferentes tipos de piedras difusoras se optó por utilizar las piedras rectangulares, ya que estas tienen un comportamiento más similar a los difusores de escala real, por lo tanto para la construcción del sistema de aireación se probaron distintos acomodos de las piedras difusoras con diferentes cantidades de estas en la instalación del sistema de aireación hasta llegar al más adecuado para el funcionamiento hidráulico del reactor, en base a dicho procedimiento se logró obtener una relación entre las características geométricas del reactor y el oxígeno requerido por este, por lo cual se propuso la gráfica de la figura 11 del capítulo 3.3.3 del presente documento, esto para tener una referencia del número de piedras difusoras que se requieren para el sistema de aireación y así evitar o disminuir el proceso de prueba y error.

#### **4.1.2. Fracción de llenado de biocarriers en el reactor.**

Durante la operación del reactor se realizaron distintas pruebas en el reactor con diversos porcentajes de llenado del reactor en la relación biocarriers/agua, tal y como

se muestra en la figura 18 del capítulo 3.4.2 del presente documento los resultados de las pruebas se resumen en la siguiente tabla.

**Tabla 16.** *Resumen de la fracción de llenado del reactor.*

Prueba	Relación de biocarriers/agua	Movimiento de los biocarriers	Descripción del funcionamiento hidráulico
Prueba 1	100%	Nulo	Los biocarriers interfieren con el viaje de las burbujas generadas por las piedras difusoras debido a que estos están muy cercanos, razón por la cual no se puede generar la agitación suficiente para el movimiento de los biocarriers.
Prueba 2	80%	Malo	Solo se produce movimiento por encima de las piedras difusoras debido a que estas siguen estando muy cercanas a los biocarriers, por lo que estos interfieren con el viaje de las burbujas y se quedan estancados en donde no hay piedra difusora.
Prueba 3	70%	Bueno	El movimiento de los biocarriers es homogéneo en todo el tanque reactor debido a que las burbujas producidas por las piedras difusoras ahora si tienen el espacio suficiente para generar la agitación que requiere el tanque para su funcionamiento.
Prueba 4	50%	Bueno	El movimiento que se produce es más agresivo debido que las burbujas producidas por las piedras difusoras tienen más espacio para generar una mayor agitación, pero el tener una agitación muy fuerte en el reactor representar perder efectividad, ya que el impacto de las burbujas con los biocarriers puede desprender los microorganismos que se alojan en estos.

## CAPITULO V

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 5.1. Conclusiones

- De acuerdo con las investigaciones consultadas, la tecnología MBBR regularmente es muy aplicada para el tratamiento de aguas residuales municipales de origen doméstico principalmente. Es por ello que el diseño de reactor se realizó a una escala pequeña y se diseñó para tratar aguas residuales con una  $DBO_5$  de entre  $500 \text{ g/m}^3$  y  $700 \text{ g/m}^3$ . A su vez se optó por un diseño con geometría rectangular con una relación ancho – largo de 1:2 respectivamente, ya que la que mejor funcionamiento hidráulico presento respecto a la circulación de los portadores de biomasa o biocarriers en el tanque reactor.
- Uno de los principales parámetros operaciones de un reactor de lecho móvil, es conocer las características de los portadores de biomasa o biocarriers (densidad, tamaño y material), así como el mecanismo de agitación que permita tener un movimiento óptimo de estos en toda de geometría del tanque reactor. En base a estos parámetros debe pensarse en el porcentaje de llenado de biocarriers dentro del volumen útil del tanque reactor, para ello en base a las investigaciones realizadas se encuentran valores típicos del 70% al 75% del volumen útil, durante las pruebas realizadas al reactor fue un porcentaje del 70% del volumen útil lo que permitió tener un movimiento óptimo sin tener una circulación brusca de los biocarriers a lo largo de la geometría del tanque reactor.
- Las pruebas realizadas al reactor biológico de lecho móvil durante su funcionamiento se realizaron con agua limpia, por lo que resultados de las pruebas podrían verse afectados

una vez que el reactor comience a funcionar con aguas residuales, ya que factores como los sólidos suspendidos en el tanque reactor y la biomasa adherida a los biocarriers pueden influir en la circulación de los biocarriers a lo largo de la geometría del reactor.

- Durante la elección del sistema de aireación se probaron piedras difusoras de distintas geometrías (cilíndricas, rectangulares y trapezoidales) así como diferentes acomodos de las piedras dentro del tanque reactor, por lo que se llegó a la conclusión de que las piedras difusoras con geometría trapezoidal tienen una mayor efectividad con respecto al flujo de aire que transfieren al tanque reactor.

## **5.2. Recomendaciones**

- Probar la circulación de los biocarriers en tanques de diferentes geometrías para obtener un funcionamiento hidráulico óptimo. De acuerdo a las fuentes consultadas durante la investigación, generalmente se recomienda una geometría rectangular y con relación ancho – largo de 1:2 o 1:1.5, para tener un buen funcionamiento. Por lo que optó por diseñar el tanque reactor con una geometría rectangular y a una relación ancho – largo de 1:2.
- Utilizar diferentes porcentajes en el llenado de biocarriers dentro del volumen útil del reactor, para obtener el porcentaje de llenado que otorgue un mejor funcionamiento en el reactor con respecto a una buena circulación de los biocarriers en el tanque reactor sin tener una circulación brusca.
- Evitar tener una circulación brusca de los biocarriers en el tanque reactor, ya que una circulación brusca podría afectar el funcionamiento y la efectividad del reactor, debido a que podría afectar a los microorganismos que se adhieren a los biocarriers en forma de

biomasa debido al fuerte impacto que generaría en estos una circulación brusca o muy agitada.

- Probar el movimiento de los biocarriers con diferentes modelos del sistema de difusión con piedras difusoras de distintas geometrías para obtener un funcionamiento óptimo del tanque reactor. Esto con el fin de evitar estancamientos o una mala circulación de los biocarriers en el reactor.
- Probar diferentes ratios de separación entre las piedras difusoras durante el acomodo de estas dentro del tanque reactor, esto con el fin de generar un movimiento homogéneo de los biocarriers en todo el reactor, por lo cual es recomendable que el ratio de separación entre piedras difusoras vaya de 5cm a 7.5cm.

## BIBLIOGRAFÍA

- Álvarez, M., & Mavares, D. (2012). CONSTRUCCIÓN DE REACTOR BIOPELÍCULA CON SOPORTES MÓVILES Y MEMBRANAS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES. In *REDIP. UNEXPO. VRB. Venezuela* (Vol. 2, Issue 2).
- Barwal, A., & Chaudhary, R. (2014). To study the performance of biocarriers in moving bed biofilm reactor ( MBBR ) technology and kinetics of biofilm for retrofitting the existing aerobic treatment systems: a review. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. <https://doi.org/10.1007/s11157-014-9333-7>
- Bassin, J. P., & Dezotti, M. (2017). Moving bed biofilm reactor (MBBR). In *Advanced Biological Processes for Wastewater Treatment: Emerging, Consolidated Technologies and Introduction to Molecular Techniques* (pp. 37–74). Springer International Publishing. [https://doi.org/10.1007/978-3-319-58835-3\\_3](https://doi.org/10.1007/978-3-319-58835-3_3)
- Bengtson, H. H. (2015). Biological Wastewater Treatment Processes II : MBBR Processes. *New York, United States: CED Engineering*.
- CONAGUA. (2018). Estadísticas del agua en Mexico. *Comision Nacional Del Agua*, 125–132.
- di Biase, A., Kowalski, M. S., Devlin, T. R., & Oleszkiewicz, J. A. (2019). Moving bed biofilm reactor technology in municipal wastewater treatment: A review. *Journal of Environmental Management*, 247(June), 849–866. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.06.053>
- Ekama, G. A., & Wentzel, M. C. (2008). Organic Material Removal. In *Biological wastewater treatment: principles, modeling and design*.
- García, F., & Gutierrez, D. (2018). *Diseño y operación de un reactor de lecho móvil para tratamiento de agua residual doméstica*. 60. <https://repository.unimilitar.edu.co/bitstream/handle/10654/18000/GarciaNathalia%2C GutiérrezDaniela%2C2018.pdf?sequence=3&isAllowed=y>
- Helness, H., Melin, E., Ulgenes, Y., Järvinen, P., Rasmussen, V., & Ødegaard, H. (2005). High-rate wastewater treatment combining a moving bed biofilm reactor and enhanced particle separation. *Water Science and Technology*, 52(10–11), 117–127. <https://doi.org/10.2166/wst.2005.0685>
- INCyTU. (2019). Tratamiento de aguas residuales. *Oficina de Información Científica y Tecnológica Para El Congreso de La Unión*, 52(028), 1–6.
- Kostrysia, A., Papirio, S., Khodzhaev, M., Morrison, L., Collins, G., Lens, P. N. L., Ijaz, U. Z., & Esposito, G. (2022). Biofilm carrier type affects biogenic sulfur-driven denitrification performance and microbial community dynamics in moving-bed biofilm reactors. *Chemosphere*, 287(P1). <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2021.131975>
- Leyva-Díaz, J. C., Martín-Pascual, J., & Poyatos, J. M. (2017). Moving bed biofilm reactor to treat wastewater. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 14(4), 881–910. <https://doi.org/10.1007/s13762-016-1169-y>

- McQuarrie, J. P., & Boltz, J. P. (2011). Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance. *Water Environment Research*, 83(6), 560–575. <https://doi.org/10.2175/106143010x12851009156286>
- Ødegaard, H. (1999). The Moving Bed Biofilm Reactor. *Water Environment Engineering and Reuse of Water*, 250–305.
- Ødegaard, Hallvard, Rusten, B., & Wessman, F. (2012). State of art in Europe of the moving bed biofilm reactor (MBBR) process. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2004(16).
- Orozco Jaramillo, A. (2005). Bioingeniería de aguas residuales. *Medellín: ACODAL*.
- Ospina Botero, D. (1981). Modelos matemáticos elementales en proyecciones de población. *Revista Colombiana de Estadística*, 2(3), 77–87.
- Pham, H., Viswanathan, S., & Kelly, R. F. (2012). Evaluation of Plastic Carrier Media Impact on Oxygen Transfer Efficiency with Coarse and Fine Bubble Diffusers. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2008(11), 5069–5079. <https://doi.org/10.2175/193864708788805378>
- Ramalho, R. S. (1996). *TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES* (1a. ed.). REVERTÉ, S. A.
- Rosso, D., & Stenstrom, M. K. (2010). Aeration. *Design of Hydraulic Gates*, 265–278. <https://doi.org/10.1201/b16954-13>
- Subdirección General de Agua Potable Drenaje y Saneamiento. (2016). Volumen 33 Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Procesos de Oxidación Bioquímica con Biomasa Suspendida. In *Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento*. <http://mapasconagua.net/libros/SGAPDS-1-15-Libro25.pdf>
- Subdirección General de Agua Potable Drenaje y Saneamiento. (2017). Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Zonas Rurales, Periurbanas y Desarrollos Ecoturísticos. In *Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento*. <https://files.conagua.gob.mx/conagua/mapas/SGAPDS-1-15-Libro31.pdf>
- Vallin, J. (1994). LA DEMOGRAFÍA. *Centro Latinoamericano de Demografía*, 44(7), S18–S26. <https://doi.org/10.1134/s0132665118070065>
- Zimmerman, R. A., Richard, D., & Costello, J. M. (2012). DESIGN, CONSTRUCTION, START-UP, AND OPERATION OF A FULL-SCALE SEPARATE STAGE MOVING BED BIOFILM REACTOR NITRIFICATION PROCESS. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2004(16), 319–347. <https://doi.org/10.2175/193864704784147331>



## ANEXOS

### ANEXO I: DISEÑO DEL REACTOR POR RAMALHO (1996).

De acuerdo a la metodología establecida por Ramalho (1996), la potencia del equipo necesario para proveer oxígeno se calcula de acuerdo al siguiente procedimiento:

#### Requerimiento de oxígeno: (Ro Kg/d)

$$R_o = 1.46 * Q * (S_o - S) - 1.42 * P_{vx}$$

Donde:

$$S_o = \text{DBO5 soluble en el afluente} = 600 \text{ g/m}^3.$$

$$Q = \text{Caudal del afluente} = 0.93 \text{ m}^3/\text{d}.$$

$$S = \text{Concentración de sustrato soluble} = 2.805 \text{ g/m}^3.$$

$$P_{vx} = \text{Producción de lodo} = 146.38 \text{ g/d}.$$

$$R_o = 1.46 \times 0.93 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \left( 600 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} - 2.805 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right) - 1.42 * 146.38 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

$$R_o = 603.865 \text{ gO}_2/\text{d}$$

La anterior ecuación puede simplificarse como:

$$R_o = a' * Q * (S_o - S) + b' * x_{vv}$$

Donde:

$$a' = 1.46 - 1.42 * Y = 1.46 - (1.42 * 0.6) = 0.608$$

$$b' = 1.42 * f_b * K_d = 1.42 * 0.53 * 0.1 = 0.076$$

$$x_{vv} = \frac{Y * \theta_c * Q * (S_o - S)}{1 + (f_b * K_d * \theta_c)} = \frac{0.6 * 25 * 0.93 * (600 - 2.805)}{1 + (0.53 * 0.1 * 25)} = 3570.373$$

$$R_o = 0.608 * 0.93 \frac{m^3}{d} * \left( 600 \frac{g}{m^3} - 2.805 \frac{g}{m^3} \right) + 0.076 * 3570.373$$

$$R_o = 608.074 \text{ gO}_2/d$$

Una vez calculada la necesidad de oxígeno diario debe calcularse la potencia del aireador de la siguiente forma:

- a) Calcular el termino  $C_{SS760}$  para las condiciones de temperatura promedio a las que se operara el reactor, este depende de la tabla 17.

**Tabla 17.** *Valores de saturación de oxígeno para agua destilada, en condiciones normales.*

Temperatura °C	Temperatura °F	O <sub>2</sub> (ml/L)
0	32	14.6
5	41	12.8
10	50	11.3
15	59	10.2
20	68	9.2
25	77	8.4
30	86	7.6
35	95	7.1
40	104	6.6

Generando una interpolación lineal es posible encontrar el valor para la temperatura de 26.5 °C.

Temperatura °C	O <sub>2</sub> (ml/L)
25	8.4
26.5	X
30	7.6

$$\frac{30 - 25}{30 - 26.5} = \frac{7.6 - 8.4}{7.6 - x}$$

$$x = \frac{0.8 * (3.5)}{5} + 7.6 = 8.16$$

- b) Calcular el termino  $P_w$  para las condiciones de temperatura promedio a las que se operara el reactor, este depende de la tabla 18.

**Tabla 18.** *Presión de vapor de agua.*

Temperatura °C	Temperatura °F	PW (mm Hg)
0	32	4.6
5	41	6.5
10	50	9.2
15	59	12.8
20	68	17.5
25	77	23.7
30	86	31.7
35	95	42

Realizando la interpolación para determinar  $P_w$ , se obtiene:

Temperatura (°C)	PW (mm Hg)
25	23.7
26.5	X
30	31.7

$$\frac{30 - 25}{30 - 26.5} = \frac{31.7 - 23.7}{31.7 - x}$$

$$x = \frac{-8 * (3.5)}{5} + 31.7 = 26.1$$

- c) Calcular el valor de  $C_{SS}$ .

Con una presión atmosférica de 770 mm Hg en la zona de estudio, es posible obtener:

$$C_{SS} = C_{SS760} * \frac{P - P_W}{760 - P_W}$$

$$C_{SS} = 8.16 * \frac{770 - 26.1}{760 - 26.1} = 8.27 \text{ mg/L}$$

- d) Calcular el valor de  $C_{SW}$ .

$$C_{SW} = \beta * C_{SS}$$

Con  $\beta$  tomada como 0.97, es una constante sugerida para aguas residuales domesticas (Ramalho, 1996).

$$C_{SW} = 0.97 * 8.27 = 8.02 \text{ mg/L}$$

- e) Calcular el valor de  $K$ .

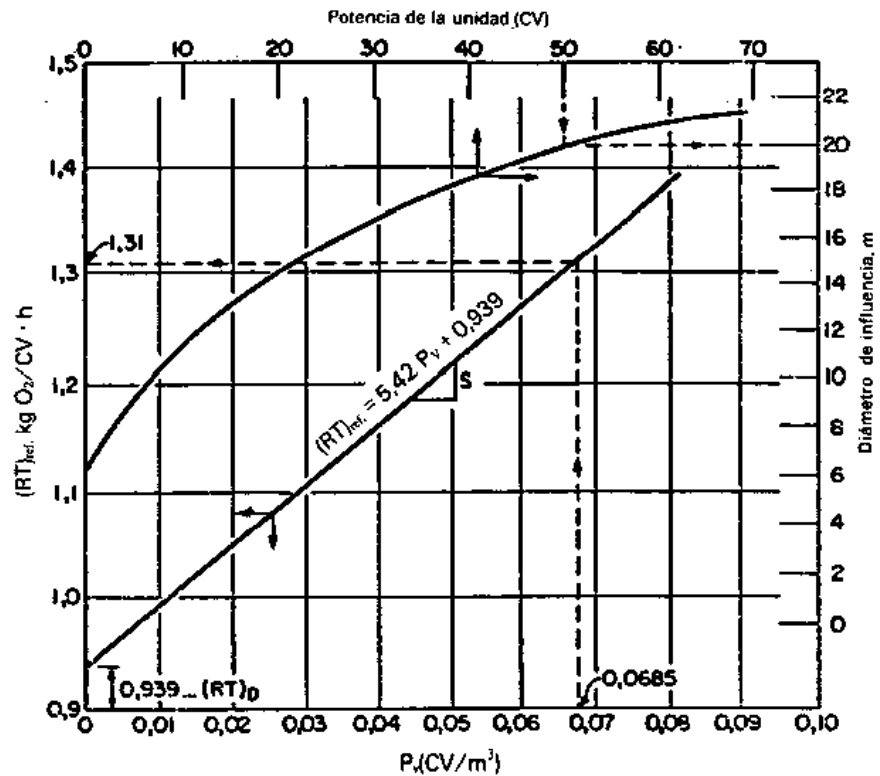
$$K = \alpha_{20^\circ\text{C}} * 1.024^{T-20} * \frac{(\beta * C_{SS}) - CL}{9.2}$$

Con  $CL = 2$  y  $\alpha_{20^\circ\text{C}} = 0.87$  (Ramalho, 1996).

$$K = 0.87 * 1.024^{(26.5-20)} * \frac{8.02 - 2}{9.2} = 0.665$$

- f) En base a la siguiente grafica (Ramalho, 1996), se debe suponer una potencia especifica y se lee un RT de referencia, por ejemplo se lee una potencia de 0.07 y el RT de referencia es de 1.32.

Figura 22. Grafica para encontrar RT, tomado de Tratamiento de Aguas Residuales.



$$RT_{REAL} = RT_{REFERENCIA} * K$$

$$RT_{REAL} = 1.32 * 0.665 = 0.887$$

La potencia requerida se obtiene a partir de la expresión:

$$P = \frac{O_{2Requerido} \left( \frac{Kg}{h} \right)}{RT_{Real} \left( \frac{KgO_2}{CV * h} \right)}$$

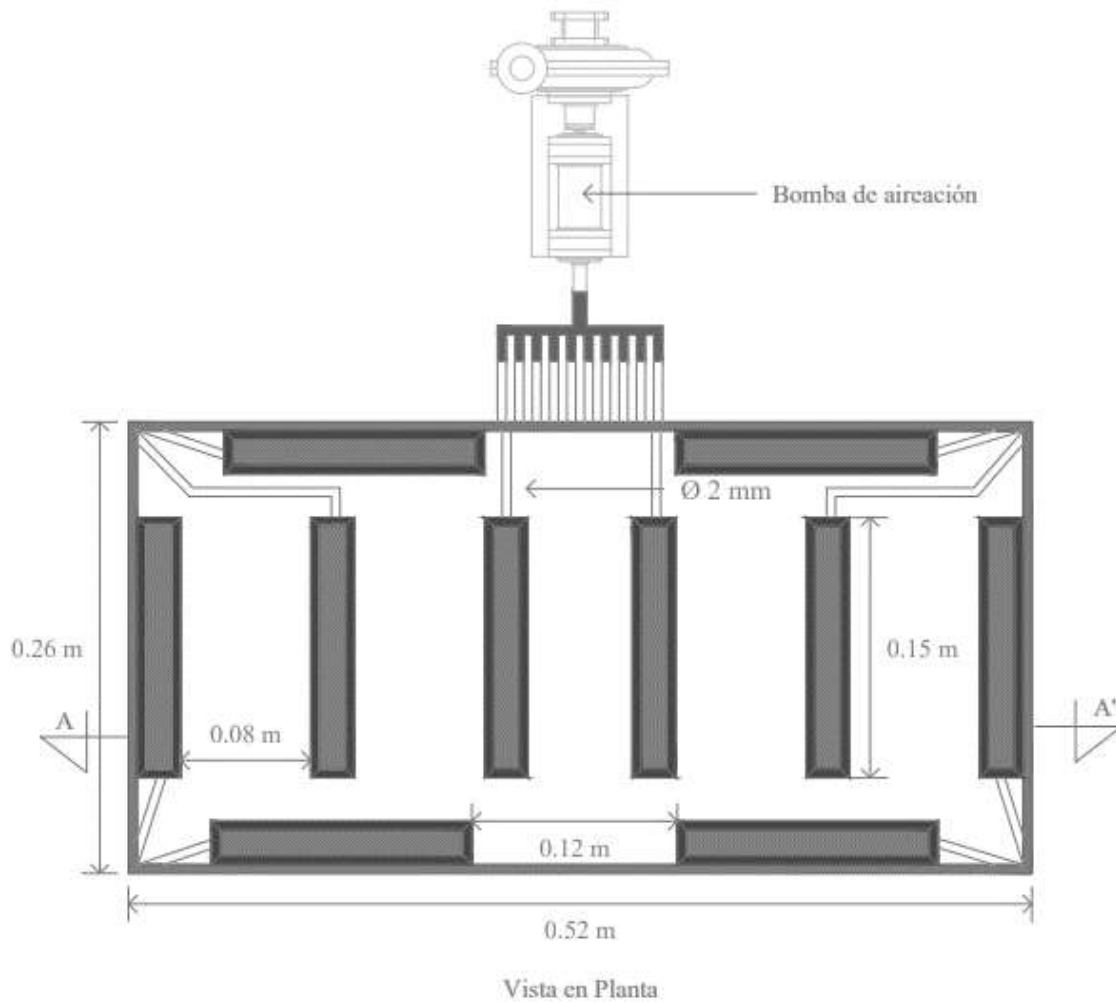
$$P = \frac{0.025 Kg/h}{0.887 Kg/CV * h} = 0.029 CV \rightarrow 21.24 Watts$$

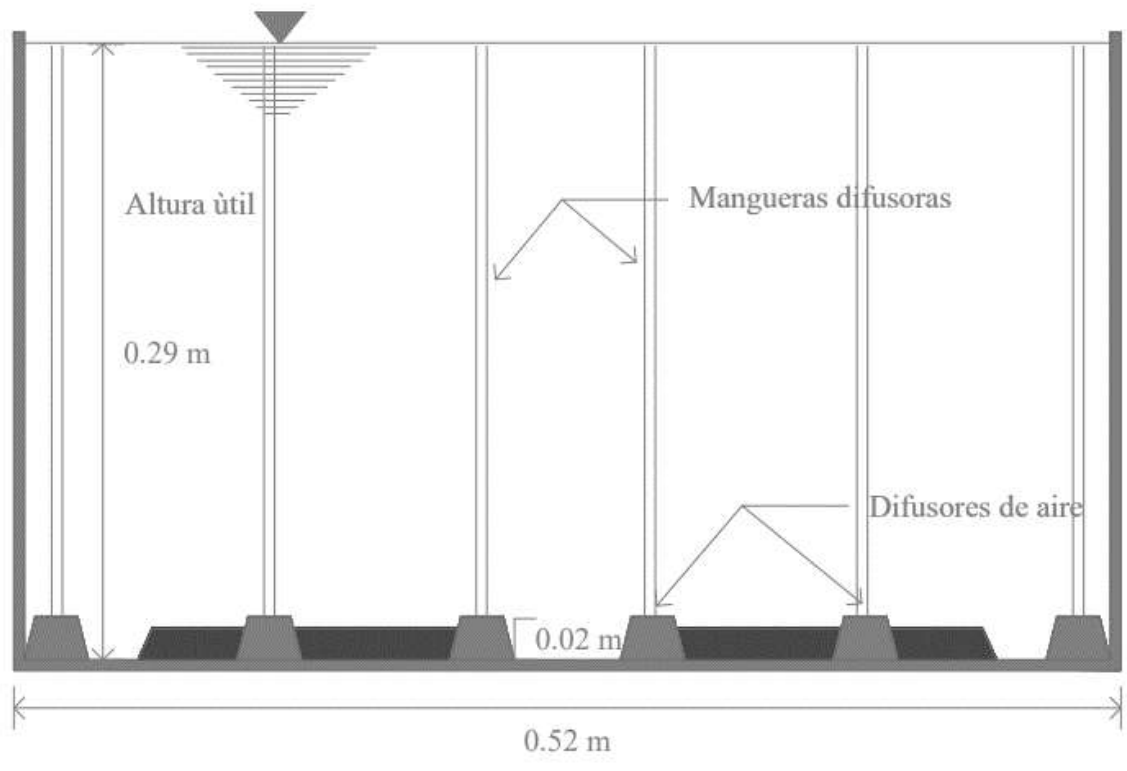
La diferencia de los resultados con este método es bastante considerable con respecto al método utilizado en el diseño de reactor, por lo que es importante realizar las practicas experimentales para probar el diseño, ya que hasta ahora no existe un método exacto para diseñar reactores con esta tecnología.

**ANEXO II: PLANOS DEL PROTOTIPO A ESCALA REAL Y DE LA UNIDAD PILOTO.**

**a) Planos de la unidad piloto.**

## Biorreactor de lecho móvil (MBBR)





Corte A-A'

b) Planos del prototipo a escala real.

### Biorreactor de lecho móvil (MBBR)

