

DOI: 10.24275/uama.6735.9757



Casa abierta al tiempo
Universidad Autónoma Metropolitana
Azcapotzalco

DIVISIÓN DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERÍA
DOCTORADO EN CIENCIAS E INGENIERÍA AMBIENTALES

**DISEÑO Y EVALUACIÓN DE UN TANQUE SÉPTICO DE FLUJO
ASCENDENTE CON UN FILTRO DE ZEOLITA PARA EL
TRATAMIENTO DESCENTRALIZADO DE BAJO COSTO DE
AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES**

Presenta:

M en C Ángel Luis Santiago Díaz

Directora: Dra. Violeta Mugica Álvarez

Co-director: Dr. Daniel de los Cobos Vasconcelos

Ciudad de México, Junio 2023

TABLA DE CONTENIDO

Resumen:.....	1
Abstract:	2
1. INTRODUCCIÓN.....	3
2. ANTECEDENTES.....	6
2.1. Características y composición de las aguas residuales.....	6
2.2. Tratamiento de aguas residuales.....	7
2.3. Gestión centralizada de las aguas residuales.....	9
2.4. Sistemas integrales de tratamiento descentralizado de aguas residuales.....	10
2.5. Análisis hidráulico en reactores para el tratamiento de aguas residuales.....	31
2.6. Aplicación de modelos cinéticos.....	46
3. ESTADO DEL ARTE.....	54
4. JUSTIFICACIÓN.....	60
5. HIPÓTESIS.....	61
6. OBJETIVOS.....	61
6.1. Objetivo General.....	61
6.2. Actividades Específicas.....	61
7. METODOLOGÍA.....	62
7.1. Diseño del tanque séptico de flujo ascendente híbrido (TSFAH) con un filtro anaerobio en el último compartimiento de un tanque séptico de flujo ascendente (TSFA).....	62
7.2. Determinación del patrón de flujo por medio de análisis de trazador... 	63
7.3. Análisis de la etapa de arranque en el tratamiento de aguas residuales a la temperatura ambiente de la Ciudad de México con un TRH 48h.....	64
7.4. Análisis del desempeño a diferentes TRH.....	65

7.5. Aplicación de los modelos cinéticos	65
7.6. Evaluación del efluente del TSFAH según la NOM-001-SEMARNAT 1996.	65
8. RESULTADOS	66
8.1. Dimensionamiento y construcción TSFA y el TSFAH.....	66
8.2. Análisis del patrón de flujo	75
8.3 Caracterización del agua residual	83
8.4. Caracterización del lodo anaerobio.....	85
8.5. Evaluación del desempeño del TSFA y TSFAH.....	86
8.6. Evaluación de los modelos cinéticos.....	99
10. CONCLUSIONES.....	108
12.REFERENCIAS	110

Resumen:

Actualmente, el tanque séptico convencional sigue siendo utilizado como alternativa para tratar las aguas residuales domésticas en viviendas individuales y zonas sin conexión al sistema centralizado de tratamiento de recolección de aguas residuales (AR). Sin embargo, la baja calidad del efluente de los tanques sépticos los convierte en una fuente de contaminación del ambiente y un contribuidor potencial de la eutroficación de los recursos acuáticos. En la búsqueda de preservar la calidad de los recursos acuáticos se diseñó un tanque séptico de flujo ascendente (TSFA) con tres compartimientos al cual, a su vez, se le instaló un filtro de zeolita con el objetivo de mejorar su desempeño en la remoción de materia orgánica y amonio y producir un efluente de mejor calidad. Para evaluar el desempeño se construyeron dos TSFA de las mismas dimensiones y a uno se le instaló un filtro de zeolita en el último compartimiento. Esta configuración del TSFA se identificó como tanque séptico de flujo ascendente híbrido (TSFAH). Para evaluar el efecto del cambio en la configuración, al instalar el filtro, se analizó el comportamiento hidráulico del TSFA a través de pruebas con trazadores y modelado matemático utilizando los modelos de dispersión axial y tanque en serie (TIS) bajo diferentes TRH (12 h, 18 h y 24 h) y configuraciones (TSFA solo, TSFA con lodo y TSFAH con lodo) y la eficiencia del tratamiento bajo cinco TRH diferentes (48 h, 36 h, 24 h, 18 h y 12 h) utilizando modelos cinéticos que correlacionaron la eficiencia del proceso con la tasas de carga hidráulica y orgánica utilizando agua residual doméstica sintética. De acuerdo con el modelo TIS y la curva de distribución de los tiempos de residencia (RTD), el TSFA tiene un patrón de flujo no ideal intermedio entre flujo pistón y flujo completamente mezclado. El TRH no tiene influencia significativa en el patrón de flujo del sistema. Por el contrario, la configuración del sistema tiene un efecto significativo en el flujo induciendo el comportamiento hacia flujo pistón con la adición del lodo y el filtro de zeolita. El número de Peclet mostró que la advección fue el factor predominante en el transporte de masa. El modelo de dispersión axial se ajustó adecuadamente a los datos experimentales para 12 h TRH ($R^2=0.9262$). Mientras, el modelo TIS ($N=4$) basado en φ mostró un mejor ajuste para 18 h ($R^2=0.9911$) y 24 h TRH ($R^2=0.9833$) y fue más adecuado para determinar el comportamiento hidráulico del TSFA. El TSFA y la configuración TSFAH alcanzaron remociones de materia orgánica y sólidos que indican un buen desempeño y robustez; aunque, la eficiencia del tratamiento disminuyó notablemente cuando el reactor operó bajo TRH por debajo de las 24 h. La evaluación de los modelos cinéticos demostró que el modelo modificado de Stover-Kincannon se ajusta mejor a ambos sistemas dado los datos experimentales, con un R^2 superior al 98% en el análisis de regresión lineal. Además, los valores de DQO predichos con este modelo se ajustaron adecuadamente a los datos experimentales, ya que el porcentaje de error medio fue del 7.97 %. La adición del filtro de zeolita demostró la viabilidad de su aplicación para la remoción de amonio del agua residual alcanzando remociones de hasta el 98% de amonio y aumentando la capacidad de pulimento del sistema y de remoción de DQO. Sin embargo, a medida que pasa el tiempo el filtro de zeolita se va saturando y la remoción de amonio disminuye significativamente.

Abstract:

Today, the conventional septic tank is still widely used as an alternative to treat domestic wastewater in individual homes and areas without connection to the centralized wastewater collection treatment system (AR). However, the low quality of the effluent from septic tanks makes them a source of environmental pollution and a potential contributor to the eutrophication of aquatic resources. In the pursuit to preserve the quality of aquatic resources, an Upflow Septic Tank (TSFA) with three compartments was modified installing a zeolite filter in order to improve its performance in the removal of organic matter and ammonia and to produce an effluent with a better quality. To evaluate the performance, two TSFAs of the same dimensions were built and a zeolite filter was installed in the last compartment of one of the TSFAs. This configuration of the TSFA was identified as a Hybrid Upflow Septic Tank (TSFAH). To evaluate the effect of the change in the configuration, when installing the filter, the hydraulic behavior of the TSFA was analyzed using tracers tests and mathematical modeling using the axial dispersion and the tank in series (TIS) models under different TRH (12 h, 18 h, and 24 h) and configurations (TSFA only, TSFA with sludge, and TSFAH with sludge) and the treatment efficiency under five different HRTs (48 h, 36 h, 24 h, 18 h, and 12 h) using kinetic models that correlated the process efficiency with hydraulic and organic loading rate, using synthetic domestic wastewater. According to the TIS model and the RTD curve the TSFA has a non-ideal flow pattern intermediate between plug flow and completely mixed flow. According to the results, the TRH has no significant influence on the flow pattern of the system. On the contrary, the configuration of the system has a significant effect on the flow inducing behavior towards plug flow with the addition of the sludge and the zeolite filter. The Peclet number showed that advection was the predominant factor in mass transport. The axial dispersion model was adequately adjusted to the experimental data for 12 h HRT ($R^2=0.9262$). Meanwhile, the TIS model ($N=4$) based on ϕ showed a better fit for 18 h ($R^2=0.9911$) and 24 h HRT ($R^2=0.9833$) and was more adequate to determine the hydraulic behavior of the TSFA. The TSFA and the TSFAH configuration reached organic matter and solids removals that indicate good performance and robustness; although, the efficiency of the treatment was reduced when the reactor operated with TRHs below of 24 h. The evaluation of the kinetic models shows that the modified Stover-Kincannon model fits better to both systems given the experimental data, with an R^2 greater than 98% in the linear regression analysis. In addition, the COD values predicted with this model were well adjusted to the experimental data, since the mean percentage error was 7.97%. The addition of the zeolite filter increased the viability of the application of this material for the removal of ammonia from wastewater, reaching removals of up to 98% of ammonia and increasing the polishing capacity of the system to increase the soluble COD removal efficiency. However, as time passes, the zeolite filter becomes saturated and ammonium removal decreases significantly.

1. INTRODUCCIÓN

Ante el crecimiento demográfico y socioeconómico en el mundo, el manejo de los recursos hídricos adquiere cada día mayor prioridad en la agenda municipal y estatal. Los recursos hídricos se encuentran bajo una presión constante por causa del aumento en el consumo de agua y, como consecuencia, por las descargas de aguas residuales (AR) a los cuerpos de agua (de la Peña *et al*, 2013). En este sentido, el Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática (INEGI) reportó en el *Censo Nacional de Gobiernos Municipales y Demarcaciones Territoriales de la Ciudad de México 2021* que, de 2,446 municipios, 473 municipios (19.16%) no ofrecen a la población el servicio de drenaje y alcantarillado. Y solo el 41% de los municipios aplica tratamiento al menos a una fracción de sus aguas residuales. El número de municipios que no ofrecen el servicio de tratamiento de aguas residuales asciende a 953. Existen 5,852 sitios de descarga de aguas negras. El estado de México, Veracruz de Ignacio de la Llave e Hidalgo suman juntos el 30 % del total. Los estados de Nuevo León y Yucatán no tienen ninguno. Según, Rodolfo Orozco, director general adjunto de Medio Ambiente del INEGI, al presentar estos datos, dice que esto se debe en gran parte al abandono del tratamiento de agua por los gobiernos locales, debido a los costos de inversión y operación que conllevan los procesos de tratamiento de aguas residuales. Por tal razón, es necesario generar opciones de tratamiento a las AR simples y económicas que permitan aumentar la cobertura en saneamiento y así lograr su retorno al ambiente sin que esto represente un riesgo para la salud pública.

El término "tratamiento" consiste en la separación de sólidos y la estabilización de los contaminantes a materiales inertes (Metcalf & Eddy, 2014). Estabilización significa la degradación de la materia orgánica hasta el punto en el que las reacciones químicas o biológicas se detienen. El tratamiento también puede implicar la eliminación de sustancias tóxicas o peligrosas (por ejemplo, metales pesados o fósforo) que de otra manera podrían alterar los ciclos biológicos naturales, incluso después de la estabilización de la materia orgánica (Sasse, 1998).

Los tratamientos del agua se clasifican en tres clases: físicos, químicos y biológicos (Reynolds y Richards, 2003). Una PTAR puede tener combinaciones de los tres tipos de tratamiento; por ejemplo, un esquema de tratamiento comúnmente usado para el tratamiento de AR municipales incluye unidades de sedimentación primaria, lodos activados, sedimentación secundaria y desinfección.

Actualmente el enfoque para la gestión de las aguas residuales es el tratamiento centralizado por medio de sistemas convencionales; pero estos pueden llegar a ser onerosos y sofisticados en su estructura y funcionamiento y por lo tanto no son asequibles ni viables para municipios o comunidades con bajos recursos, esto debido a que el concepto de PTAR centralizada implica tener un sistema que trata las aguas residuales de toda la zona o ciudad (Capodaglio *et al.*, 2017). En las zonas urbanas, las

aguas residuales se recolectan por medio de sistemas de alcantarillado complejos que transportan el agua a una PTAR centralizada a gran escala, que debe satisfacer los requisitos para permitir el retorno del agua al ambiente (Halabi, 2005).

Vale la pena señalar que los sistemas de alcantarillado y las PTAR centralizadas generalmente son de gran tamaño y utilizan tecnologías que elevan sus costos de construcción y operación. Por ejemplo, con los tratamientos químicos se obtienen buenos resultados, pero su aplicación es costosa; por otro lado los lodos activados generados en el tratamiento aerobio, utilizado comúnmente en el tratamiento de AR municipales, requieren de una fuente externa de aireación que suministre el oxígeno para que el proceso ocurra, además producen grandes cantidades de lodo biológico, factores que a la postre elevan los costos de operación (Metcalf & Eddy, 2014). Además, la instalación y operación de una PTAR centralizada está condicionada a los recursos disponibles y al resultado esperado luego de su aplicación.

Como alternativa, se proponen los *Sistemas Integrales de Tratamiento* (DEWATS, por sus siglas en inglés) de bajo costo e *in situ* para la gestión descentralizada de las AR a través de sistemas sencillos, de pequeño porte, fácil control y mantenimiento, que funcionan sin aportes externos de energía y no se pueden apagar intencionalmente, además de ser integrales y sostenibles.

Los sistemas integrales de tratamiento descentralizado han venido cobrando fuerza en las últimas dos décadas, involucran el desarrollo de tecnologías de tratamiento tan cerca como sea posible de la fuente generadora y se basan en un conjunto de principios: prescinden de la necesidad de un control y mantenimiento sofisticado, funcionan continuamente, son fiables y toleran fluctuaciones en el influente (Capodaglio *et al.*, 2017).

Los sistemas integrales de tratamiento de AR descentralizados permiten flexibilidad en la gestión, donde las diferentes partes del sistema se pueden combinar en "trenes de tratamiento", o una serie de procesos para alcanzar con los objetivos del tratamiento, adaptándose a las condiciones del lugar y, así, cumplir con las exigencias de protección del medio ambiente (Sasse, 1998).

Por otro lado, proporcionan una tecnología de tratamiento de aguas a un bajo costo ya que tienen un diseño simple, además de que todos los materiales utilizados en la construcción están disponibles a nivel local y, una vez instalados, no requieren de mayor cuidado. Por lo tanto, el sistema de tratamiento integral y descentralizado es un enfoque no sólo para las zonas de bajos recursos en países en desarrollo, sino también para áreas que carecen de sistemas de alcantarillado o de sistemas de tratamiento de aguas residuales.

Los sistemas integrales de tratamiento descentralizado pueden estar constituidos tanto por sistemas de tratamiento aerobios como anaerobios, aunque se reconoce que estos últimos son el núcleo de esta tecnología porque son sostenibles y de bajo costo (Lettinga *et al.*, 1993).

El tanque séptico, utilizado por más de 150 años (Al-Jamal and Mahmoud, 2009), es el sistema de tratamiento más aplicado de los sistemas integrales de tratamiento descentralizado debido a la sencillez y facilidad con la que se puede aplicar; sin embargo, su eficiencia es baja y el efluente contiene altas concentraciones de materia orgánica, nutrientes y patógenos (Richards *et al.*, 2016). Estudios recientes han reportado que las descargas del efluente de este sistema son una fuente potencial de contaminación de agua, afectando la calidad y aumentando el riesgo de eutrofización de los cuerpos de agua y el riesgo a la salud humana (Richards *et al.*, 2016; Withers *et al.*, 2012; Withers *et al.*, 2011). Es por esta razón, que, en vías de mejorar la eficiencia del sistema, se han hecho modificaciones al diseño para obtener efluentes con mejor calidad.

Entre los sistemas de tratamiento que han surgido tras la modificación del tanque séptico, se encuentra el tanque séptico UASB o tanque séptico de flujo ascendente, en el cual se aplican algunas características del reactor UASB para mejorar el desempeño del tanque séptico (Mahmoud and Van Lier, 2011; Santiago-Díaz and Salazar-Peláez, 2017). Al tanque séptico de flujo ascendente a su vez se le hace una modificación adaptándole un filtro anaerobio lo que se conoce como tanque séptico de flujo ascendente híbrido o simplemente tanque séptico híbrido. De esta manera el tanque séptico obtiene las ventajas de un reactor UASB y de un Filtro Anaerobio para el tratamiento de aguas residuales (Büyükkamaci and Filibeli, 2002; Elmitwalli *et al.*, 2003).

Los DEWATS pueden ser una solución viable para comunidades de tamaños y características demográficas muy diferentes en países con cualquier nivel de desarrollo, pero, como cualquier otro sistema de PTAR, deben diseñarse, mantenerse y operarse adecuadamente para brindar beneficios óptimos (Capodaglio *et al.*, 2017). Dado a que la eficiencia de los sistemas de tratamiento está influenciada a por las características del agua residual y las condiciones climáticas del lugar de aplicación (Metcalf & Eddy, 2014), en vías de mejorar la eficiencia y aplicación de estos sistemas, es necesario ahondar en la investigación sobre estos sistemas integrales de tratamiento en América y el Caribe, entre ellos el tanque séptico que es el sistema más utilizado, y su combinación con otros sistemas descentralizados como el filtro anaerobio, antes de que pueda decidirse con certeza si se puede aplicar o no la tecnología descentralizada como una opción eficiente y viable para el tratamiento de AR municipales. Algunas necesidades de investigación incluyen el estudio del desempeño de diseños de tanques sépticos modificados, incluyendo el tanque séptico

de flujo ascendente híbrido (TSFAH) y su aplicabilidad en AR municipales, la evaluación de las características hidráulicas del sistema, el análisis de la transformación de contaminantes al interior del reactor, el efecto de las condiciones operacionales y los cambios estacionales en el desempeño del mismo, la posibilidad del reúso directo de su efluente así como la recuperación de nutrientes y la elaboración de recomendaciones para optimizar su diseño, operación y mantenimiento (D'Amato, 2010).

Así, en este trabajo se pretende evaluar un sistema integral de tratamiento descentralizado constituido por un tanque séptico de flujo ascendente híbrido a escala laboratorio en la remoción de materia orgánica, el tipo de mezclado en el tanque, la evolución de amonio y fósforo en el sistema y su capacidad para producir un efluente con mayor calidad que el tanque séptico convencional utilizado ampliamente en la actualidad.

2. ANTECEDENTES

2.1. Características y composición de las aguas residuales

Debido a la gran variedad de constituyentes que se pueden encontrar en las aguas residuales, es una práctica común caracterizar las aguas residuales en términos de sus características físicas, químicas y biológicas. El conocimiento de la composición de las aguas residuales es esencial en para el diseño, operación y control de los sistemas de tratamientos. Las aguas residuales domésticas, municipales e industriales contienen principalmente excreta de humanos, productos para el cuidado personal y del hogar, desechos de comida, junto con trazas de otros compuestos orgánicos e inorgánicos (Metcalf & Eddy, 2014)

La composición de las aguas domésticas es en gran parte carbono orgánico, ya sea en solución o en forma de partículas. Una gran cantidad de la materia orgánica presente en partículas es lo suficientemente grande como para removerse del agua por medio del proceso de sedimentación. La otra gran parte de la materia orgánica es fácilmente biodegradable y consiste en proteínas, aminoácidos, péptidos, carbohidratos, grasas y ácidos grasos (Metcalf & Eddy, 2014).

La relación promedio de carbono a nitrógeno a fósforo (o relación C : N : P) en aguas residuales domesticas se establece de diversas maneras como aproximadamente 100-300 : 5-19 : 1-6. Esto está cerca de lo ideal para el crecimiento de las bacterias. Sin embargo, las aguas residuales industriales tienen una composición mucho más variable. Las aguas residuales provenientes de efluentes de la industria cervecera y de pulpa y papel, por ejemplo, son deficientes en nitrógeno y fosfato (Metcalf & Eddy, 2014). Por lo tanto, a estas aguas residuales sería necesario agregar estos nutrientes para lograr la proporción correcta para el crecimiento microbiano y permitir que el tratamiento se lleve a cabo de manera óptima.

2.2. Tratamiento de aguas residuales

Los tratamientos del agua residual se clasifican en tres tipos: físicos, químicos y biológicos (Tabla 2.1) (Reynolds and Richards, 1996). Una PTAR convencional puede tener combinaciones de los tres tipos de tratamiento; por ejemplo, un esquema de tratamiento comúnmente usado para el tratamiento de AR municipales incluye unidades de sedimentación primaria, lodos activados, sedimentación secundaria y desinfección.

Tabla 2.1. Algunos ejemplos de tratamiento de aguas residuales (Reynolds and Richards, 1996)

Tratamientos físicos	Tratamientos químicos	Tratamientos biológicos
Tamizado	Coagulación	Procesos anaerobios
Filtración	Floculación	Procesos aerobios
Sedimentación	Cloración	

Cabe señalar que la aplicación de estos tratamientos está condicionada a los recursos disponibles y al resultado esperado luego de su aplicación. Por ejemplo, con los tratamientos químicos se obtienen buenos resultados, pero su aplicación es costosa; por otro lado, los lodos activados utilizados comúnmente en el tratamiento de AR municipales, requieren de una fuente externa de aireación que suministre el oxígeno para que el proceso ocurra, además, producen grandes cantidades de lodo biológico que son factores que a la postre elevan los costos de operación (Metcalf & Eddy, 2014).

En el presente, la mayoría de las PTAR utilizan el método convencional de tratamiento biológico aerobio a través de lodos activados. Como ya se mencionó, este sistema de tratamiento, a pesar de tener un buen desempeño, tiene una serie de desventajas que no se presentan con los sistemas de tratamiento anaerobio (Figura 2.1), pues estos últimos no necesitan una fuente que suministre oxígeno, no producen grandes cantidades de biomasa, y además, de acuerdo con de Lemos Chernicharo, (2007):

- La carga orgánica volumétrica en los procesos anaerobios es de 5 a 10 veces más alta por lo que los sistemas requieren menor espacio para su funcionamiento.
- La producción de biomasa es de 3 a 5 veces menor por lo que hay un menor requerimiento de nutrientes y una reducción en el manejo de biomasa residual.
- No se requiere consumo de energía para aireación.
- Ocurre la mineralización de la materia orgánica a biogás (CH_4 y CO_2), que puede ser utilizado como fuente de energía.

- Es posible la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero debido a la captación de biogás para el uso energético de metano en lugar de combustibles fósiles.
- Se pueden tener sistemas sencillos, de bajo mantenimiento y de fácil operación.

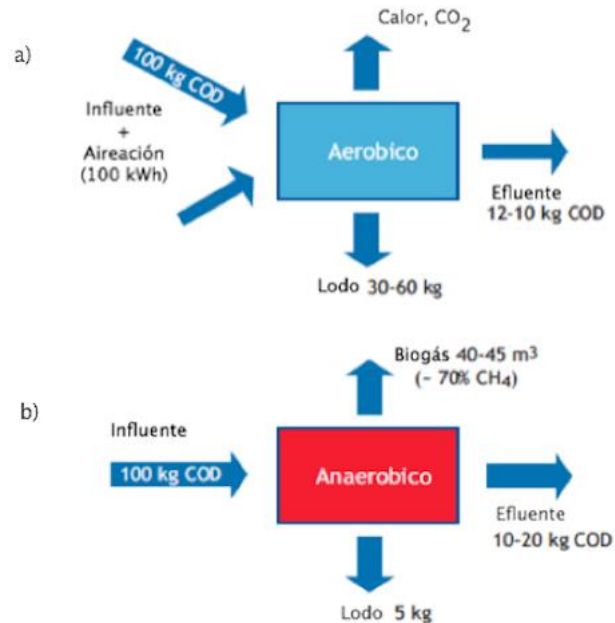


Figura 2.1. Esquema del (a) proceso aerobio y (b) proceso anaerobio (van Lier, Mahmoud and Zeeman, 2008)

Por otro lado, de Lemos Chernicharo (2007) también ha resumido los aspectos de los procesos anaerobios que pueden afectar negativamente su desempeño:

- La poca producción de biomasa hace que la fase de arranque del reactor pueda ser muy lenta, en comparación con un reactor aerobio, en caso de que no se disponga de un lodo previamente adaptado.
- Las bajas velocidades de crecimiento de los microorganismos en la fermentación metanogénica, lo que hace más difícil la recuperación del sistema después de una perturbación.
- La baja actividad microbiana específica, especialmente en las etapas finales del proceso.
- La inhibición de la actividad microbiana producida por algunas sustancias presentes en el influente o generadas en el proceso.
- La necesidad de mantener los parámetros operacionales dentro de intervalos limitados con el fin de asegurar un adecuado desempeño del reactor.
- La baja capacidad de manejo de fluctuaciones en la calidad y cantidad del influente.

2.3. Gestión centralizada de las aguas residuales

De acuerdo con Lettinga *et al.* (2001), en el mundo industrializado la tendencia en el saneamiento urbano es recoger y transportar residuos y aguas residuales, tanto domésticas como industriales, a través de grandes redes de alcantarillado desde el sitio de generación a una planta de tratamiento central, en el mejor de los casos. La inversión y los costos de mantenimiento de este enfoque de saneamiento urbano centralizado son enormes, mientras que su buen funcionamiento depende del suministro de electricidad y de cantidades suficientes de agua, como factor de dilución, con el fin de prevenir la obstrucción de las redes de alcantarillado. Si las redes de alcantarillado no funcionan adecuadamente, pueden representar un grave riesgo a la salud pública, debido al alto riesgo de propagación de organismos peligrosos y de sustancias nocivas sobre el medio ambiente, por ejemplo, en las fuentes de agua potable.

El concepto de la PTAR centralizada (Figura 2.2) implica tener un sistema que trata las aguas residuales de toda la zona o ciudad. En las zonas urbanas, las aguas residuales se recolectan por medio de sistemas de alcantarillado complejos que trasladan el agua a una PTAR centralizada a gran escala, que debe satisfacer los requisitos para permitir el retorno del agua al ambiente (Halabi, 2005).

Como consecuencia de la dilución, se deben implementar sistemas de tratamiento costosos y complejos para lograr un tratamiento satisfactorio del enorme flujo de aguas residuales diluidas resultante. Con frecuencia, las autoridades responsables son incapaces de velar por el correcto funcionamiento y mantenimiento de los sistemas de alcantarillado y tratamiento instalados, en particular en los países en vía de desarrollo. En consecuencia, el enfoque centralizado presenta una serie de deficiencias graves que impiden beneficiar a todos los habitantes de una ciudad o región con una buena higiene (Lettinga *et al.*, 2001).

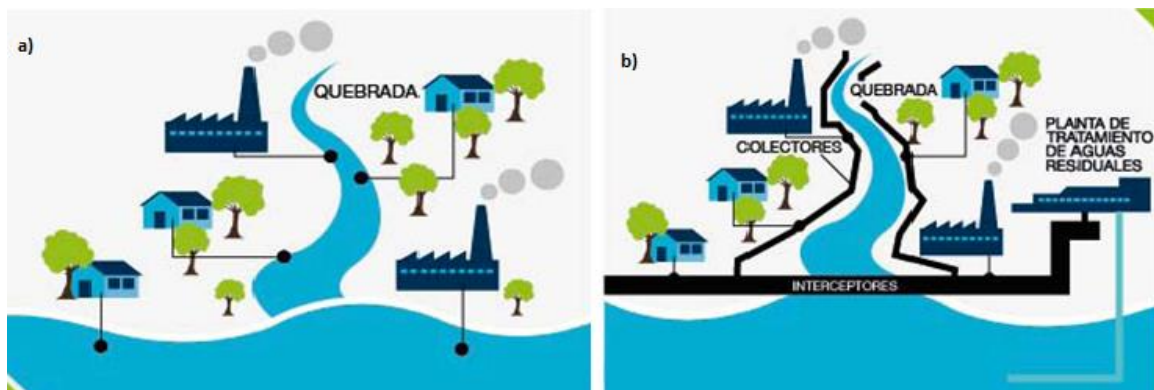


Figura 2.2. a) Zona sin tratamiento de aguas residuales, b) Sistema centralizado de tratamiento de aguas residuales (BORDA, s.f.)

2.4. Sistemas integrales de tratamiento descentralizado de aguas residuales

2.4.1. Definición

El concepto de sistema integral de tratamiento descentralizado (Figura 2.3) ha venido cobrando fuerza en las últimas dos décadas e involucra el desarrollo de tecnologías de tratamiento tan cerca como sea posible de la fuente generadora (Sasse, 1998). Un sistema descentralizado emplea una combinación de sistemas *in situ* para tratar y disponer las aguas residuales de las casas o edificios públicos.

Los sistemas integrales de tratamiento de AR descentralizados permiten flexibilidad en la gestión, donde las diferentes partes del sistema se pueden combinar en "trenes de tratamiento", o una serie de procesos para alcanzar con los objetivos del tratamiento, adaptándose a las condiciones del lugar y, así, cumplir con las exigencias de protección del medio ambiente (Sasse, 1998).

Una de las premisas fundamentales en el diseño es que estos sistemas deben requerir poco mantenimiento. La mayoría de las partes del sistema funcionan sin aportes externos de energía y no se pueden apagar intencionalmente.

Los sistemas integrales de tratamiento descentralizados están diseñados con cuatro tecnologías básicas que se combinan para proporcionar una solución específica para cada necesidad particular (Sasse, 1998) (Figura 2.3):

- Tratamiento primario en *tanque séptico o tanque Imhoff*.
- Tratamiento anaerobio secundario en *tanque con filtro anaerobio, tanque de flujo ascendente con deflectores o tanque séptico UASB*.
- Tratamiento aerobio anaerobio secundario y terciario en *humedales artificiales*.
- Tratamiento anaerobio secundario y terciario en *lagunas anaerobias*.

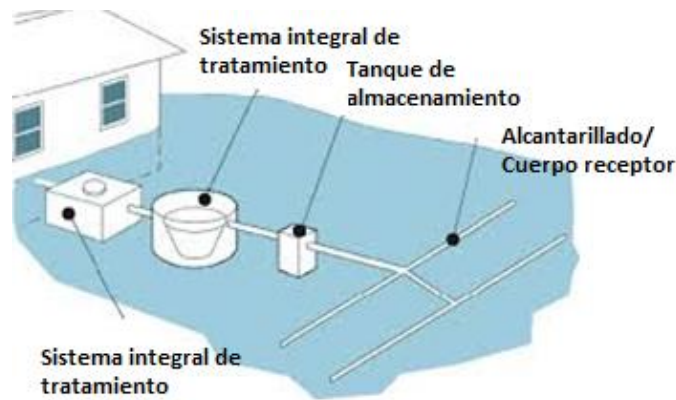


Figura 2.3. Sistemas integrales de tratamiento descentralizado (BORDA, s.f.)

Con una gestión de aguas residuales que involucre sistemas integrales de tratamiento descentralizado es posible obtener agua tratada que puede ser utilizada en irrigación, debido a que contiene nutrientes (N, P, K) al mismo tiempo que se controla la contaminación de los cuerpos de agua (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

No obstante, las principales limitaciones en el uso de las aguas tratadas se relacionan con la composición indefinida, y a veces incluso peligrosa, del agua residual (incluyendo sus fluctuaciones) y la incertidumbre de que la tecnología aplicada no pueda manejar adecuadamente todos esos contaminantes.

Teniendo en cuenta el hecho de que los sistemas descentralizados son utilizados en el tratamiento de efluentes meramente de origen doméstico, es mucho más fácil vincular los sistemas de tratamiento descentralizado a la reutilización y reúso del agua tratada que las plantas centralizadas a gran escala. Además, estas últimas requieren grandes inversiones en infraestructura tanto en el lugar de tratamiento

como en las redes de alcantarillado y, por lo tanto, son más difíciles de construir en un corto plazo. Obviamente, esto aplica especialmente para aquellas zonas que no están conectadas a grandes redes de alcantarillado (van Lier, Zeeman and Frans, 2002).

2.4.2. Ventajas y desventajas de los sistemas descentralizados para el manejo de las AR

La descentralización en el manejo de las aguas residuales podría ser beneficiosa, e incluso imprescindible, para conseguir ahorro en el uso de agua y una eficiente reutilización del agua tratada y sus subproductos (Tilley *et al.*, 2014). Se podría prevenir la propagación de contaminantes y se mejoraría la participación de los usuarios en la prevención de la contaminación y en el correcto funcionamiento del sistema. También los sistemas descentralizados serían menos vulnerables ante desastres naturales y artificiales.

Además, los sistemas descentralizados se enfocan en el tratamiento, obtención y reciclaje de los valiosos recursos presentes en el agua residual: energía (biogás) generada a partir de la biotransformación de la materia orgánica, nutrientes (N, P, K, S) y agua tratada (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

Entre las desventajas de la descentralización están la inestabilidad del proceso y una vigilancia del proceso más complicada. La separación de los diferentes tipos de aguas residuales (negras, grises, provenientes de la cocina) podría estar limitada por los costos de las redes de tuberías más complejas y el uso de las tecnologías de recolección y tratamiento existentes a una escala más pequeña podría conducir a un costo per cápita más alto.

Sin embargo, el desarrollo en tecnologías en el sector de saneamiento descentralizado, busca superar estos problemas. Los avances tecnológicos más recientes en el tratamiento de las aguas residuales, pueden contribuir a la disminución de costos y desarrollo de nuevos métodos de control de procesos que podrían hacer más eficientes la recolección descentralizada y los métodos de tratamiento (Singh *et al.* 2019).

2.4.3 Recolección, transporte y tratamiento de las aguas residuales domésticas en sistemas descentralizados

Dentro del enfoque de saneamiento descentralizado dos situaciones se distinguen: (1) el tratamiento del total de las aguas residuales domésticas y (2) el tratamiento por separado de las diferentes corrientes de aguas residuales. En este último caso, las corrientes de aguas residuales son separadas según su grado y tipo de contaminación

y su potencial de reutilización de los recursos; lo que permite potencializar al máximo el reúso y el reciclaje de recursos (van Lier, Zeeman and Frans, 2002).

Generalmente, se distinguen tres tipos de corrientes de aguas residuales: las aguas negras, las aguas grises y el agua de lluvia. El agua negra es una mezcla de heces, orina y agua de descarga de los inodoros, por lo que en ésta se concentran la mayor parte de materia orgánica, patógenos y nutrientes. Por otro lado, el agua gris es una corriente voluminosa caracterizada por concentraciones más bajas (e incluso ausencia) de algunos componentes en comparación con las aguas negras. Se compone de varias sub-corrientes (agua de la ducha, agua del lavamanos, agua de lavado, agua de la cocina), cada una con sus propias características (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

Las condiciones locales determinan en gran medida la configuración del sistema de tratamiento descentralizado a utilizar dado que el nivel de cobertura de los servicios públicos disponibles varía ampliamente, así como la presencia y tipo de instalaciones hidráulicas sanitarias (Tilley *et al.*, 2014).

En muchos lugares las instalaciones sanitarias básicas ya están presentes, lo que constituye el punto de partida para un enfoque de Saneamiento Descentralizado y Reúso (DESAR, por sus siglas en inglés) apropiado. Otros lugares, sin embargo, aún carecen de estos servicios, lo que crea la posibilidad de comenzar con un nuevo enfoque que no sólo se centre en el transporte de las aguas residuales domésticas, sino también en la integración de las instalaciones sanitarias con una estrategia de reutilización local. Un ejemplo es la separación de las aguas residuales negras y grises como se muestra en la Fig. 2.4 (van Lier, Zeeman and Frans, 2002).

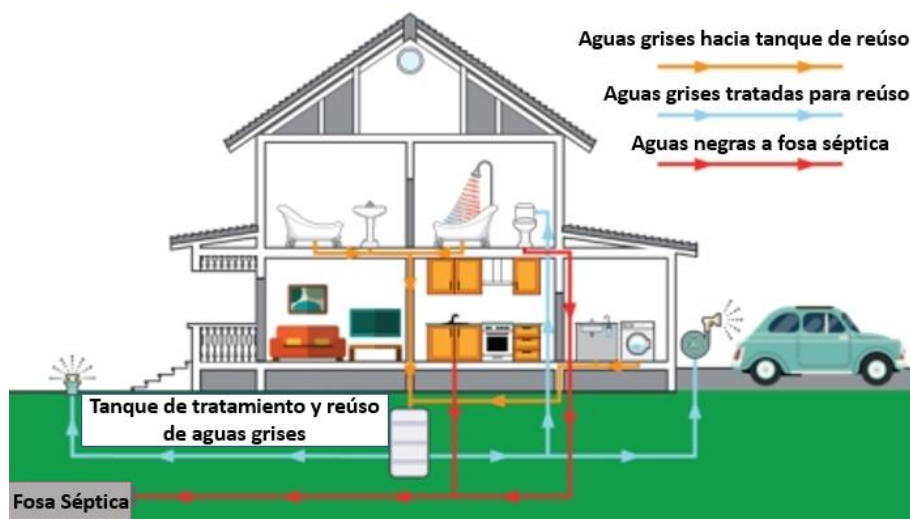


Figura 2.4. Esquema de un sistema de separación y recolección de aguas negras y grises (Ground Stone Onsite Waste Water Services, s.f.)

➤ Recolección, transporte y tratamiento comunitario *in situ* de las aguas residuales “totales” (aguas negras + aguas grises)

Comúnmente, las aguas residuales domésticas son recogidas y transportadas a un lugar central donde son (en parte) tratadas o descargadas. En estas condiciones, el tratamiento comunitario *in situ* utilizando una fosa séptica híbrida o un tanque séptico UASB puede ser de interés, si las condiciones climáticas lo permiten. El efluente de estos sistemas contiene nutrientes, sales y en el caso de aguas negras, agentes patógenos, por lo que puede ser requerido un postratamiento, por ejemplo, remover patógenos o nutrientes, después de lo cual se puede utilizar para fines de riego y fertilización u otras actividades como se puede observar en la Fig. 2.4 (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

En cuanto al uso para riego, el nivel del postratamiento depende de la elección de los cultivos a ser irrigados y del sistema de irrigación/distribución de agua utilizado. De acuerdo con los lineamientos de la OMS, para riego sin restricciones se requiere un alto grado de eliminación de patógenos y esto aumenta los costos del tratamiento. Sin embargo, el riego restringido para cultivos específicos permite niveles más altos de patógenos en el efluente, por ejemplo, silvicultura, cultivos no comestibles tales como algodón, forraje para animales y vegetales que requieren cocción (van Lier, Zeeman and Frans, 2002).

En la actualidad, uno de los sistemas más rentables para la eliminación de patógenos es la laguna de maduración. Diversas investigaciones (Cavalcanti, 2003; von Sperling *et al.*, 2002) han demostrado que las lagunas con deflectores son mucho más efectivas que las lagunas convencionales bajo TRH de operación similares. De acuerdo con de Lemos Chernicharo *et al.* (2001), los humedales construidos y sistemas de flujo superficial también son una alternativa de postratamiento interesante. La gran ventaja de estos sistemas extensivos de postratamiento radica en su simplicidad de operación y los bajos costos de inversión cuando los costos de la tierra son bajos.

Sin embargo, en un enfoque descentralizado, el sistema de tratamiento debe ser construido en las cercanías de las zonas residenciales donde la tierra muchas veces es escasa y, por lo tanto, cara. Otra desventaja de los sistemas de humedales y sistemas de flujo superficial es su susceptibilidad a la evaporación, lo que conduce a una pérdida de agua valiosa y al aumento concomitante en la salinidad de su efluente. Este último es un parámetro importante para la aplicación del agua tratada en agricultura.

➤ Tratamiento residencial *in situ* de las aguas residuales "totales" en un tanque séptico UASB en combinación con un postratamiento comunitario

El tanque séptico es el tratamiento más conocido y comúnmente aplicado para el tratamiento anaerobio *in situ* de las aguas residuales. Los procesos que ocurren en los tanques sépticos son la sedimentación del material en suspensión, la conversión anaerobia de la materia orgánica y la acumulación / digestión de los lodos (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

El tanque séptico UASB también puede ser utilizado para el tratamiento residencial *in situ* de las aguas residuales. El tanque séptico UASB constituye una mejora de bajo costo y baja tecnología al diseño tanque séptico convencional al aplicar un flujo ascendente y al instalar un separador trifásico en la parte superior del tanque. Estas modificaciones mejoran la remoción del material suspendido y la conversión del material orgánico soluble (van Lier, Zeeman and Frans, 2002).

Cuando las aguas negras son separadas de las aguas grises, la mayoría del material orgánico, patógenos y nutrientes estarán concentrados en el agua negra; la cual puede ser tratada junto con el agua proveniente de la cocina en el tanque séptico UASB. Dado que el efluente puede contener nutrientes y patógenos, éste puede ser transportado por un sistema de alcantarillado simplificado a un sistema de postratamiento comunitario. El lodo del tanque séptico UASB se remueve una o dos veces al año y puede ser utilizado como acondicionador de suelos y fertilizante. El agua gris puede ser tratada en un filtro de arena (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

Cuando no es posible separar las aguas negras de las grises, el agua residual "total" puede ser tratada *in situ* en el tanque séptico UASB para después ser transportada a un sistema de postratamiento comunitario.

2.4.4. Tecnologías empleadas en los sistemas de tratamiento descentralizado

Los sistemas integrales de tratamiento descentralizado pueden estar constituidos tanto por sistemas de tratamiento aerobios como anaerobios, aunque se reconoce que estos últimos son el núcleo de esta tecnología porque son sostenibles y de bajo costo (van Lier, Zeeman and Frans, 2002).

En ese sentido, Lettinga *et al.* (2001) argumentan que, sin duda alguna, los tratamientos anaerobios son mucho más atractivos que cualquier tratamiento aerobio convencional en lo referente a la eliminación y valorización de los contaminantes orgánicos. Por otro lado, los tratamientos anaerobios constituyen una tecnología robusta y sostenible para el tratamiento de casi todas las aguas residuales, excepto muy diluidas y - al igual que para todos los demás métodos biológicos - las

aguas residuales tóxicas. Además, son aplicables a cualquier escala y en cualquier lugar. A continuación, se mencionan las tecnologías anaerobias más utilizadas en el enfoque de tratamiento descentralizado.

➤ Tanque séptico convencional

El tanque séptico (Figura 2.5) es una unidad de tratamiento simple que cumple con diversas funciones como la sedimentación de sólidos suspendidos y la remoción de material flotante, mientras actúa como un digestor de lodos sin capacidad de mezcla o calentamiento. Este sistema fue concebido en la década de 1860, a partir del trabajo pionero de Mouras, en Francia. Es usado extensivamente a nivel mundial y constituye una de las alternativas principales de tratamiento primario en áreas rurales o en donde no existen redes de alcantarillado (de Lemos Chernicharo, 2007).

Por esta razón el tanque séptico, también conocido como fosa séptica, es el sistema integral de tratamiento descentralizado más utilizado a nivel global (Al-Jamal and Mahmoud, 2009). Se emplea para recibir las AR descargadas desde residencias individuales o conjuntos habitacionales y comercios o edificios sin conexión a un sistema de alcantarillado. Su construcción y funcionamiento son simples, aunque también cumple con un número de funciones importantes a través de diferentes procesos físicos y biológicos.

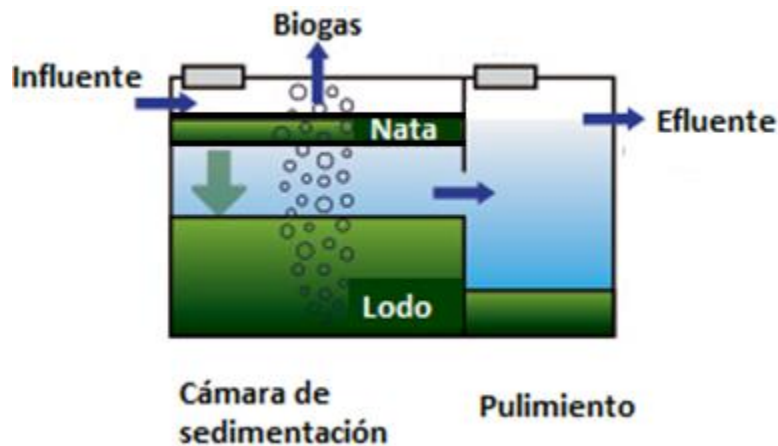


Figura 2.5. Esquema de la sección longitudinal de un tanque séptico (BORDA, 2017)

Sin embargo, a pesar de la amplia aplicación que esta tecnología tiene para el tratamiento *in situ* de las aguas residuales domésticas, el tanque séptico es reconocido por su bajo desempeño en la remoción de materia orgánica y nutrientes (van Lier, Mahmoud and Zeeman, 2008).

Anh *et al.* (2002) evaluaron el desempeño de algunos tanques sépticos instalados en diferentes ciudades del norte de Vietnam y encontraron que, en general, los tanques

estaban sobrecargados, carecían de mantenimiento habitual y el lodo no era vaciado regularmente, además de estar dañados o ser muy viejos; lo que tenía como consecuencia un pobre desempeño, llegando inclusive en algunas ocasiones a ser mayor la concentración de sólidos suspendidos en el efluente que en el influente del tanque.

En un estudio realizado por Mgana (2003) en Tanzania en un tanque séptico a escala real que trataba las aguas residuales generadas en el campus de una universidad local, se encontró que las eficiencias en la remoción de DQO total, DQO particulada, DQO coloidal y DQO soluble fueron respectivamente de 29, 29, 16 y 16%. El autor asoció el bajo desempeño del sistema a la gran acumulación de lodos en el sistema y al pobre contacto entre el sustrato influente y el lodo acumulado en el tanque, con la consecuente disminución en el TRH real y en el desempeño del tanque.

En una investigación por Zhang *et al.* (2011), al evaluar el tratamiento de aguas residuales en tanques sépticos de la ciudad de Chaohu (China) se encontraron remociones de DQO, DBO₅, SS y NT de 41.23%, 32.86%, 30.07% y 10.54%, respectivamente, mientras que las concentraciones de N-NH₃ y P aumentaron en el efluente. Además, la biodegradabilidad de las aguas residuales disminuyó en el tanque séptico.

La máxima eficiencia en los sistemas anaerobios clásicos, *i.e.* el tanque séptico convencional y el tanque Imhoff, no pasa del 30 al 50% de la remoción de materia biodegradable, dependiendo de la naturaleza de las aguas residuales y la eficiencia de la sedimentación (van Haandel *et al.*, 2006)

De acuerdo con Lettinga *et al.* (2001), basándose en los avances significativos alcanzados en la comprensión de la microbiología anaerobia y en la química y la tecnología de la digestión anaerobia, sin duda, se pueden hacer considerables mejoras a este sistema "pasado de moda". El funcionamiento de este sistema se podría mejorar mediante la aplicación de conocimientos modernos obtenidos a partir de la tecnología más reciente de reactores anaerobios.

❖ *Configuración del tanque séptico convencional*

Un tanque séptico tiene de 1 a 3 compartimientos. El primer compartimiento ocupa aproximadamente la mitad del volumen total, porque en este compartimiento se acumulan la mayoría de los sólidos y natas (D'Amato, 2010). Los demás compartimientos se proporcionan para disminuir el flujo turbulento y dar un pulimiento final al agua (Sasse, 1998). Se hacen de igual tamaño y, en total, ocupan la otra mitad del volumen. Todos los compartimientos son normalmente de la misma

profundidad. A veces, el primer compartimiento puede ser más profundo que los demás.

La operación de un tanque séptico se puede describir de la siguiente forma (de Lemos Chernicharo, 2007) Fig. 2.5:

- Los sólidos sedimentables presentes en las aguas residual del influente van a la parte inferior del tanque séptico y forman una capa de lodo.
- Los aceites, grasas y otros materiales más ligeros presentes en el influente y que pueden flotar pasan a la superficie del agua dentro del tanque y forman una capa de suciedad que se identifica como nata.
- El influente fluye entre el lodo y la nata y sale del tanque séptico en el extremo opuesto.
- La materia orgánica que se mantiene en la parte inferior del tanque pasa por un proceso de descomposición anaeróbico y facultativo, transformándose en compuestos gaseosos tales como CO₂, CH₄ y H₂S. A pesar de que el H₂S se produce en tanques sépticos, generalmente no se observan problemas de olores ya que el H₂S se combina con los metales acumulados en el lodo y forma sulfuros metálicos insolubles.
- La descomposición anaeróbica reduce continuamente el volumen de lodo depositado en la parte inferior del tanque. Durante los meses de operación del tanque siempre hay una acumulación de lodo y nata y en consecuencia se reduce el volumen neto del tanque, lo que exige la retirada periódica de estos materiales.

Debido a que el tanque séptico es el sistema más sencillo, los parámetros principales para su diseño son el caudal influente (Q) de agua a tratar y el tiempo de residencia hidráulico (TRH) (Sasse, 1998). De tal manera que el volumen del agua a tratar en el tanque es función del TRH y de Q. El volumen del líquido dentro del tanque está dado por la ecuación (2.1):

$$V = Q * TRH \quad (2.1)$$

Donde:

V = Volumen de líquido (L)

Q = Caudal influente (L/h)

TRH = Tiempo de residencia hidráulico (h)

El tiempo de retención mínimo recomendado para permitir la sedimentación adecuada de sólidos en un tanque séptico es de 48 horas (Bounds, 1997). Así, el

tanque debe tener un volumen suficiente para el almacenamiento de lodos y de las natas producidas.

➤ Tanque Imhoff

El tanque Imhoff (Figura 2.6) se utiliza para el tratamiento *in situ* de aguas residuales domésticas o municipales. El tanque Imhoff (nombrado así en honor a su inventor) es un tanque séptico dividido en dos partes: un compartimiento superior para la sedimentación y una inferior para la digestión de lodos. La ventaja de separar las dos funciones es que las burbujas de biogás generadas no pueden obstaculizar la sedimentación de los sólidos. Por esta razón el TRH en el tanque séptico convencional (12 a 48 h) es más prolongado que en el tanque Imhoff (2 h en la sección de sedimentación). El TRH más corto disminuye considerablemente su tamaño (van Haandel *et al.*, 2006).

❖ *Configuración del tanque Imhoff*

Como ya se mencionó, el tanque Imhoff se divide en dos compartimientos: uno superior y uno inferior. En el compartimiento superior se induce la sedimentación de los sólidos. Estos sólidos caen a través de la abertura en la parte inferior al depósito inferior donde pasan por un proceso de digestión anaerobia. Se produce metano que, para evitar que afecte el proceso, es desviado por deflectores a una trampa de gas o es liberado. Los lodos producidos deben ser tratados para su disposición final (Sasse, 1998).

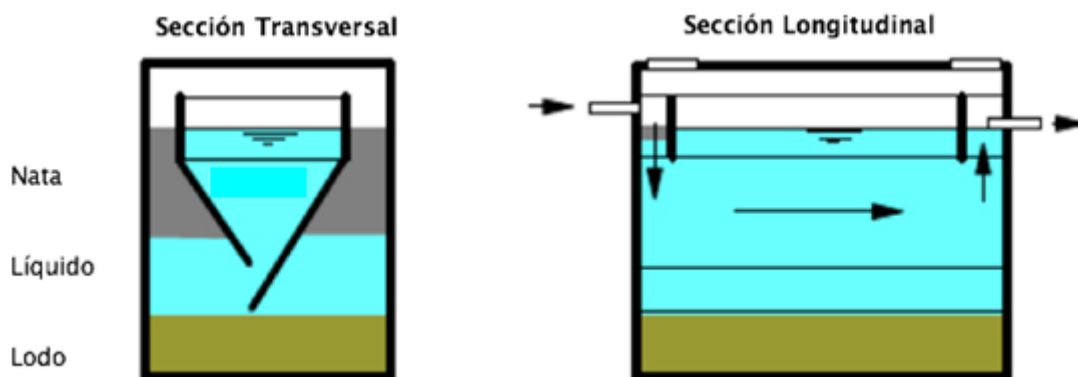


Figura 2.6. Esquema de la sección transversal y longitudinal de un tanque Imhoff (Sasse, 1998)

El compartimiento superior, dentro de las paredes del embudo, se debe diseñar para un TRH de 2 horas con el caudal máximo y la carga hidráulica volumétrica debe ser inferior a $1.5 \text{ m}^3 / \text{h}$ por 1 m^2 de área de superficie. El espacio del compartimiento de lodos debajo de los deflectores se debe calcular para retener 2.5 L de lodo por kg de

DBO removida por día de almacenamiento, para intervalos cortos en la purga de lodo. El tanque Imhoff debe ser diseñado para el caudal diario promedio o para el caudal pico, el cual requiere que el área de superficie sea más grande (Sasse, 1998).

La eficiencia de remoción de materia orgánica y sólidos en suspensión en las aguas negras, en general, es del orden del 30 a 50% (van Haandel *et al.*, 2006; EPA, 2015).

En el caso del tratamiento de aguas residuales domésticas, los lodos biológicos se establecen en el tanque séptico sin la necesidad de inoculación, debido a la presencia de las bacterias requeridas en el influente. Con el tiempo, la masa de lodo no biodegradable aumenta y, finalmente, ocupará la mayor parte del volumen útil del tanque, disminuyendo el TRH y la eficiencia en la remoción de los sólidos sedimentables. El lodo digerido acumulado se debe remover periódicamente, en periodos que varían entre una vez al año a una vez cada varios años. Junto con la baja eficiencia, la necesidad periódica de desazolve son las principales desventajas de los tanques sépticos (convencionales e Imhoff) (van Haandel *et al.*, 2006).

➤ Tanque séptico con filtro anaerobio

La aplicación del filtro anaerobio, como un sistema de tratamiento, fue propuesta por primera vez para el año 1969 (Romero Rojas, 2004). Desde entonces, su aplicación para el tratamiento de aguas domésticas y para una diversidad de efluentes industriales con baja concentración de sólidos ha venido creciendo (Singh *et al.* 2019; Njoya *et al.* 2020). A pesar de que el filtro anaerobio puede ser utilizado como sistema principal de tratamiento de aguas residuales, su aplicación resulta más apropiada como un sistema de pos-tratamiento o pulimento, añadiendo seguridad operacional y estabilidad al sistema de tratamiento como un todo (de Lemos Chernicharo, 2007).

En este sentido, para el tratamiento descentralizado de aguas residuales municipales se desarrolló el tanque séptico con filtro anaerobio. De acuerdo con Sasse (1998), el tanque séptico con filtro anaerobio (Fig. 2.7), a diferencia del tanque séptico convencional, se basa en la instalación de un filtro con bacterias activas en el segundo compartimiento. El flujo es inducido por deflectores hacia abajo y luego sube pasando a través del material filtrante. Las bacterias anaerobias crecen en la superficie del material del filtro y oxidan el efluente a medida que pasa el flujo. Los filtros anaerobios pueden ser operados con flujo descendente o flujo ascendente, no obstante, el flujo ascendente es mayormente utilizado ya que disminuye la posibilidad de que las bacterias activas sean eliminadas por el flujo (Sasse, 1998).

La biomasa retenida en el filtro anaerobio puede estar en tres distintas formas (de Lemos Chernicharo, 2007):

- Una película delgada adherida a la superficie del material filtrante
- Dispersa entre los espacios intersticiales del material filtrante
- En flóculos o gránulos retenidos en el fondo del compartimiento

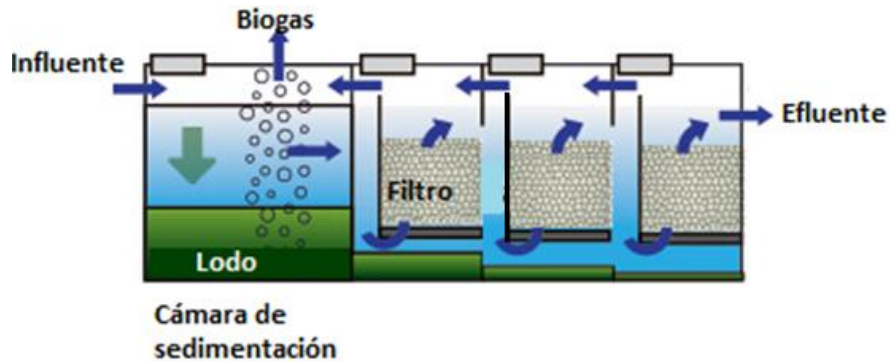


Figura 2.7. Esquema de la sección longitudinal de un tanque séptico con filtro anaerobio (BORDA, 2017)

La remoción en los filtros anaerobios bien operados, en lo que se refiere a la de DBO, oscila entre 70% - 90% (Romero Rojas, 2004). Estos efluentes son ideales para aplicar en la tierra tanto por infiltración como en el riego con fines agrícolas después de haber pasado por un proceso de desinfección.

Sin embargo el mayor inconveniente de este sistema es que debido a que el primer compartimiento presenta un flujo horizontal la remoción de sólidos es baja y entran al compartimiento con el filtro anaerobio y aceleran el taponamiento (Sasse, 1998).

❖ *Configuración de un tanque séptico con filtro anaerobio*

El tanque séptico de filtro anaerobio está compuesto por dos secciones con distinta función (Sasse, 1998): La primera sección que sería el primer compartimiento que funciona como el tanque séptico; y la segunda sección que puede estar compuesta de 1 a 3 compartimientos en los que se instala el filtro anaerobio tal y como se muestra en la figura (Fig. 2.7).

El primer compartimiento es básicamente un sedimentador y tiene como función remover los sólidos por sedimentación. De esta forma el agua llega con menos partículas de sólidos al compartimiento con el material filtrante.

El compartimiento que tiene el filtro anaerobio puede tener dos configuraciones: Sin falso fondo y con falso fondo (Fig. 2.8) (Castaño, 2003). En el caso del compartimiento

sin falso fondo (Fig. 2.8-a) el material filtrante ocupa el volumen desde el fondo del compartimiento por lo que el flujo de influente tiene contacto con el filtro desde entrar al compartimiento. En cambio, el compartimiento con falso fondo (Fig. 2.8-b) tiene un segundo fondo a una altura determinada del compartimiento que sostiene el material filtrante y provee un espacio libre que permite la sedimentación y creación de flóculos y gránulos disminuyendo los sólidos en el agua al ascender para entrar en contacto con el material filtrante.

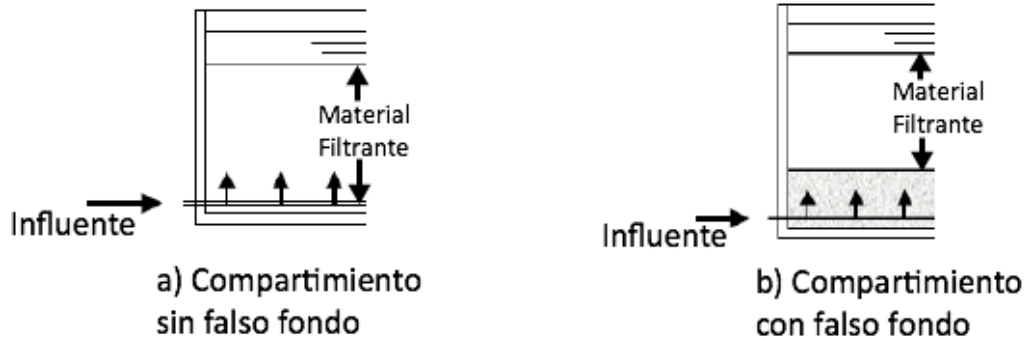


Figura. 2.8. Esquema de la configuración sin falso fondo y con falso fondo en un compartimiento (Castaño, 2003)

La cantidad de material filtrante a usarse es todavía subjetivo aunque hay recomendaciones de que puede ocupar de un 50 a 70% del volumen del compartimiento (de Lemos Chernicharo, 2007). Para tratar aguas industriales se recomienda que el material filtrante se coloque a 2/3 de la altura del compartimiento ya que para aguas con alta carga orgánica la degradación es en la parte alta del filtro. En cambio para aguas más diluidas como efluentes domésticos la remoción ocurre en la parte de baja del filtro por lo que se recomienda instalarlo a poca distancia del fondo del compartimiento (Young, 1991).

Existen diferentes tipos de material filtrante ya sean de forma natural, manipulados o prefabricados. No obstante, el tipo, forma, y característica del material filtrante ejercen influencia sobre la eficiencia en la retención de la biomasa. Sin embargo, la decisión final para elegir el material filtrante va a depender de las condiciones locales, las consideraciones económicas, la disponibilidad y accesibilidad y de los factores de operacionales.

❖ *Material filtrante*

El material filtrante sirve de soporte para el crecimiento de la población biológica adherida en forma de película para que se forme el filtro biológico. El objetivo principal del filtro biológico es (de Lemos Chernicharo, 2007):

- Actuar como un sistema de separación de sólidos y gases
- Promover un flujo uniforme
- Mejorar el contacto entre los componentes del agua y de la biomasa
- Permitir la acumulación de biomasa y mejorar la retención de lodos
- Actuar como una barrera física para impedir la salida de los sólidos del sistema de tratamiento

Entre los tipos de materiales utilizados como material filtrante se encuentran grava, rocas, materiales cerámicos, vidrios, ladrillos, poliéster, poliuretano, PVC, cuarzo y otros. Cuanto mayor sea la superficie para el crecimiento bacteriano, más rápido será el proceso de remoción. Un material de filtro adecuado debería proporcionar entre 90 y 300 m² de superficie por m³ del compartimiento ocupado para permitir la adhesión de grandes cantidades de biomasa (Sasse, 1998). Adicional, el material filtrante debe permitir una colonización acelerada de la biomasa para reducir el tiempo de arranque del sistema.

Estudios recientes han estudiado otros materiales no convencionales que además de soportar el crecimiento de la biomasa tienen otras características que aportan otras funciones adicionales al filtro anaerobio. Tal es el caso del uso de la zeolita como material filtrante. Montalvo *et al.* (2012) reportaron que la zeolita natural tiene características favorables para la adhesión de microorganismos, y que, debido a la presencia de cationes Na⁺, Ca²⁺ y Mg²⁺ en su estructura cristalina, también se utiliza para llevar a cabo intercambio de iones y de esta forma remover el ion de amonio.

➤ Tanque séptico con deflectores

El tanque séptico con deflectores puede ser considerada como la primera versión DEWATS del sistema UASB. De hecho, es una combinación de varios principios proceso del anaerobio: el tanque séptico, el reactor de lecho fluidizado y el UASB. El tanque séptico con deflectores es adecuado para todo tipo de aguas residuales incluyendo aguas domésticas (Figura 2.9) (Sasse, 1998).

❖ *Configuración del tanque séptico con deflectores*

Este sistema consta de un tanque con una sección inicial que funciona como sedimentador seguido de una sección con deflectores que hacen que el flujo se dirija hacia abajo y luego hacia arriba. En la primera sección ocurre la sedimentación de sólidos y se genera un lodo anaerobio biológicamente activo que ayuda en la degradación de la materia orgánica; aunque los sólidos que no sedimentan en la primera sección pueden sedimentar en la sección con deflectores. El uso de múltiples

secciones permite aumentar el tiempo de contacto para la conversión de sustancias difíciles de degradar. La degradación anaerobia del influente es favorecida por el hecho de que el influente entra en contacto con el lodo activo presente en la primera sección. El flujo ascendente aumenta el contacto entre el lodo activo y la materia orgánica.

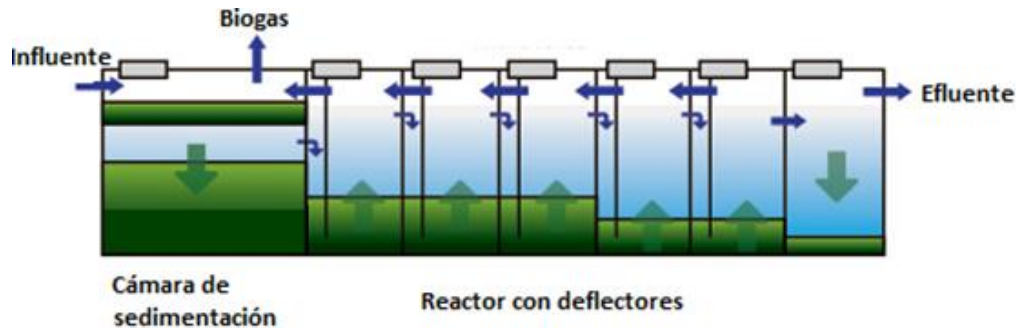


Figura 2.9. Esquema de la sección longitudinal de un tanque séptico con deflectores (BORDA, 2017)

La velocidad de flujo ascendente es el parámetro más importante para el dimensionamiento de un tanque anaerobio con deflectores. Esta no debe exceder de 2.0 m/h. La velocidad de flujo ascendente en el reactor está dada por la ecuación 2.2:

$$V_{asc} = \frac{Q}{A} \quad (2.2)$$

Donde:

V_{asc} = Velocidad de flujo ascendente (m/h)

Q = Caudal influente (m^3/h)

A = Área de sección transversal (m^2)

La carga orgánica debe ser inferior a 3.0 kg DQO/ m^3 -d. El TRH no debe ser menor de 8 horas. El diseño de un tanque séptico con deflectores debe contar con un mínimo de cuatro compartimientos en serie. Se debe diseñar para un volumen de almacenamiento de lodos de 4 L/ m^3 DBO_{influyente} en la parte y del sedimentador y alcanzar una remoción de 1.4 L/ m^3 DBO_{removido} en los compartimientos con flujo ascendente. Este sistema alcanza remociones de materia orgánica (medida como DBO) de entre 60 y 90% (Sasse, 1998).

➤ Reactor anaerobio de flujo ascendente con cama de lodos (UASB)

El reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB, por sus siglas en inglés) ha sido el sistema anaerobio de alta tasa más ampliamente utilizado para el tratamiento de aguas residuales (Lier et al. 2008). Varias plantas a escala real han sido puestas en

funcionamiento para el tratamiento de aguas residuales municipales y muchas más se encuentran actualmente en construcción, especialmente bajo condiciones tropicales o subtropicales. Algunos estudios también se han llevado a cabo en las regiones con clima moderado (van Haandel *et al.*, 2006).

Es importante señalar que el reactor UASB no es considerado estrictamente como un sistema integral de tratamiento descentralizado debido a que su operación requiere asistencia cuidadosa y especializada (Sasse, 1998), aunque hay que destacar que existen diversas aplicaciones de esta tecnología dentro del concepto de gestión de Saneamiento Urbano Descentralizado y Reúso (SDE).

El reactor UASB funciona de la siguiente manera: el agua residual entra por la parte inferior y el efluente es recogido en la parte superior del mismo. El reactor UASB consta de tres secciones: el lecho de lodo, la manta de lodo y el separador trifásico (Fig. 2.10). La zona del lecho de lodo está localizada en la parte más baja del reactor y consiste en un lecho microbiano en el cual ocurren los procesos de conversión de la materia orgánica influente. El CH_4 y CO_2 son normalmente los gases dominantes en el biogás producido. Después, el biogás pasa a través de la manta de lodo, menos densa que el lecho de lodo, pero activa. Esta manta está localizada en la parte media del reactor, se desarrolla después de un cierto periodo y es retenida por su propia masa y levantada por las burbujas de biogás. El biogás producido y el lodo flotante son separados del efluente líquido por el separador trifásico instalado en la parte superior del reactor. Por lo tanto, el separador trifásico permite al sistema mantener una gran cantidad de lodo activo en el reactor, mientras que se obtiene un efluente esencialmente libre de sólidos en suspensión (van Haandel *et al.*, 2006).

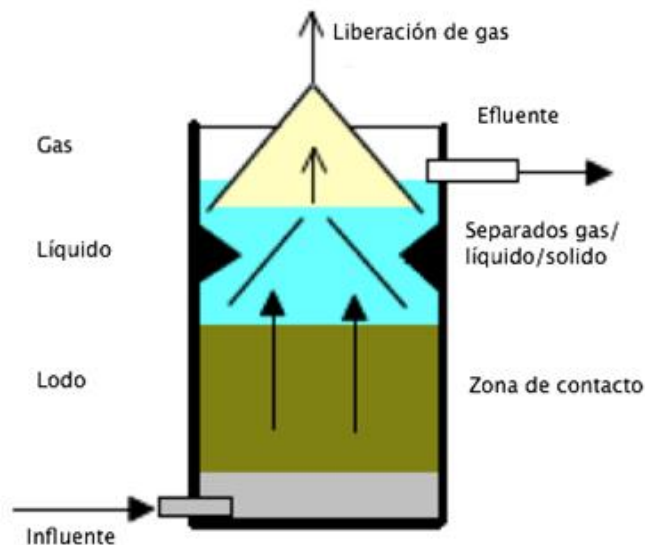


Figura 2.10. Esquema de la sección longitudinal de un reactor UASB (Sasse, 1998)

Se han reportado remociones de DQO total de hasta un 80-90%. A temperaturas por encima de 20 °C, una remoción promedio de DQO total del 70% es factible (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

❖ *Configuración del reactor de flujo ascendente con cama de lodo (UASB)*

Los elementos críticos en el diseño del reactor UASB incluyen el sistema de distribución del influente, la velocidad de flujo ascendente, el separador trifásico y el diseño del sistema de recolección del efluente (Metcalf & Eddy, 2014). La velocidad del flujo ascendente y la velocidad de sedimentación del lodo deben estar en equilibrio para formar un manto de lodo suspendido estable. La velocidad del flujo ascendente desde el área de sección transversal y el tope del reactor debe estar entre 0.5 y 1.0 m/h para no tener pérdida de biomasa (van Lier, Mahmoud and Zeeman, 2008). La altura del reactor está dada por la ecuación 2.3:

$$H = \frac{V}{A} \quad (2.3)$$

Donde:

H = Altura del reactor UASB (m)

V = Volumen del líquido dentro del reactor (m³)

A = Área de la sección transversal del reactor UASB (m²)

El volumen del líquido en el reactor también está dado por la ecuación (2.1) y la velocidad del flujo ascendente está dada por la ecuación (2.2).

➤ Tanque séptico UASB

Después de que el concepto del reactor UASB fue desarrollado en los años setenta por Lettinga y su grupo de investigación en los Países Bajos, algunas versiones modificadas de este reactor se han propuesto, para mejorar ciertas características o para ampliar su aplicación. Entre las versiones modificadas está el tanque séptico UASB, el cual tiene una gran aplicación dentro del enfoque de Saneamiento Urbano Descentralizado (van Haandel *et al.*, 2006) y que surgió como una alternativa para mejorar el desempeño del tanque séptico convencional el cual, como ya se mencionó, presenta bajas eficiencias de remoción de materia orgánica.

Según van Lier *et al.* (2008), el tanque séptico UASB es una tecnología novedosa de particular interés para la aplicación en conceptos de saneamiento descentralizados. Este sistema se puede alimentar con aguas residuales domésticas relativamente diluidas o con flujos de residuos concentrados como lo son las aguas negras

previamente separadas de las aguas grises. Este sistema difiere del tanque séptico convencional en que tiene flujo ascendente, lo cual permite una mejor mezcla entre el influente y la biomasa presente en el fondo del tanque, lo que resulta en una mejor conversión biológica de los componentes disueltos.

❖ Configuración del tanque séptico UASB

Este sistema opera con flujo ascendente a una velocidad entre 0.01 m/h y 0.2 m/h y posee un separador trifásico gas/sólido/líquido en la primera cámara (van Lier, Mahmoud and Zeeman, 2008). Estas dos modificaciones se basan en el concepto de diseño del reactor UASB; y junto con la baja carga hidráulica aplicada permiten aumentar la eficiencia en la remoción de sólidos en suspensión y la conversión biológica de componentes disueltos. El tanque séptico UASB se diferencia del reactor UASB en que es un tratamiento de baja carga orgánica e hidráulica y en que está diseñado para la acumulación y la estabilización de los lodos (van Lier, Mahmoud and Zeeman, 2008).

En la tesis de Maestría *Diseño y evaluación de un tanque séptico UASB para el tratamiento descentralizado de aguas residuales municipales* (Santiago-Díaz, 2016), se diseñó y evaluó un prototipo de tanque séptico UASB a escala laboratorio. El tanque séptico UASB, como se ilustra en la fig. 2.10, se diseñó con 3 cámaras en total. El volumen de agua a tratar en el sistema es de 45 litros. La primera cámara de este diseño ocupa la mitad del volumen total y es donde se inoculó con lodo anaerobio granular. Las 2 cámaras adicionales, para pulimiento, ocupan la segunda mitad del volumen total del tanque. El agua en el tanque sigue un movimiento descendente-ascendente dentro de las cámaras ayudada por tubos de PVC instalados en cada cámara. A la salida de la última cámara se instaló una T con el fin de evitar el arrastre de natas. Este sistema se evaluó en el tratamiento de agua residual municipal generada en el campus de la UAM-A a temperatura ambiente, alcanzando remociones de DQO total entre 69.5% y 75.2% y de DBO₅ entre 64.2% y 75.8%.

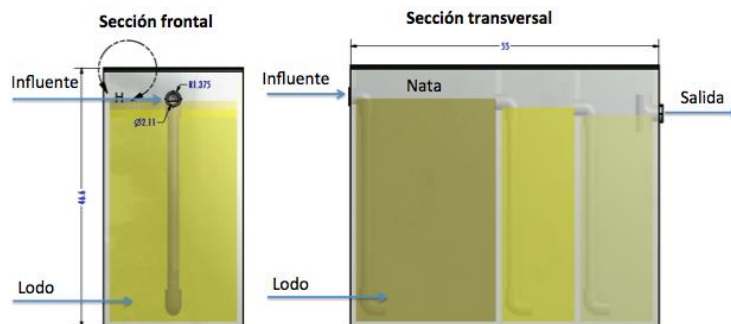


Figura 2.10. Esquema del tanque séptico UASB diseñado en la tesis de Maestría “*Diseño y evaluación de un tanque séptico UASB para el tratamiento descentralizado de aguas residuales municipales*”.

En el tanque séptico UASB, la acumulación de lodos permite TRC de operación prolongados, lo que consecuentemente incrementa la retención de lodo biológico viable. Este es un factor muy importante en la operación a baja temperatura, pues la remoción de sólidos y la conversión de materia orgánica no acidificada puede ser mejorada (van Haandel *et al.*, 2006).

Kujawa-Roeleveld & Zeeman (2006), obtuvieron porcentajes de remoción de 58% para DQO total, 62% para DQO particulada y 74 – 81% para sólidos suspendidos en un tanque séptico UASB operado entre 5 y 20 °C para el tratamiento de aguas negras.

2.4.5. Tecnologías de postratamiento empleadas en los sistemas anaerobios descentralizados

El efluente de los tratamientos anaerobios contiene nutrientes, sales y agentes patógenos y, por lo general, debe ser tratado para cumplir con la normatividad ambiental (Anh *et al.*, 2007; Anil & Neera 2016). Debido al bajo contenido de materia en suspensión del efluente, éste puede ser transportado a través de sistemas de alcantarillado simplificados a un sistema de postratamiento comunitario *in situ* (Sasse, 1998).

La disposición y/o uso final previsto para el efluente del tratamiento y de los lodos obtenidos determinará el postratamiento requerido. Cuando se utiliza un reactor UASB o sus modificaciones, el exceso de lodo producido estará, por lo general, bien estabilizado y podrá ser utilizado para propósitos en la agricultura, para el acondicionamiento de suelos o fertilización. La desinfección puede ser necesaria para asegurar la seguridad higiénica tanto del lodo como del efluente (van Lier, Zeeman and Frans, 2002).

Además de depender de las características del efluente anaerobio, la elección de un postratamiento también está influenciada en gran medida de las normas locales establecidas por las autoridades para reutilización de los efluentes tratados o para descarga al medio ambiente (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

En la literatura científica se han propuesto varios métodos de postratamiento: lagunas de estabilización (van Haandel & Lettinga, 1994), biodiscos (Castillo *et al.*, 1997; Tawfik, 2002), sistemas de lagunas de estabilización (Van Der Steen *et al.*, 1999), filtros percoladores (de Lemos Chernicharo and Nascimento, 2001), lodos activados (von Sperling *et al.*, 2002), sistema de lagunas con deflectores (von Sperling *et al.*, 2002), campos de absorción (EPA) y humedales con juncos (Yu *et al.*, 1997) entre otros.

Las lagunas de estabilización, lagunas aerobias con algas y humedales han sido ampliamente utilizados pero requieren TRH prolongados, a menudo superiores a 20 días (Tawfik, 2002), incluso bajo condiciones favorables en las regiones tropicales (Cavalcanti, 2003). El uso de lagunas y humedales proporciona una alta tasa de mineralización de los compuestos orgánicos biodegradables restantes y de remoción de huevos de helmintos y coliformes fecales (Cavalcanti, 2003). En general, se usan humedales o lagunas en serie. La gran superficie necesaria constituye la mayor limitación de este sistema.

Los reactores de lecho fijo también han sido usados como sistemas de postratamiento debido a que son sistemas compactos, no producen malos olores y tiene reducida evaporación del agua, a diferencia de los sistemas de lagunas. Los biodiscos han sido probados en configuraciones de una o múltiples etapas para eliminar la materia orgánica (Huang, 1982), así como para alcanzar la nitrificación del efluente y la eliminación de patógenos (Tawfik, 2002).

También, la infiltración del efluente es comúnmente utilizada y se hace usando una red de tuberías perforadas que yace en una cama de grava. El suelo debe permanecer compactado para absorber las aguas tratadas y facilitar la labor de los organismos microbianos que degradan contaminantes (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006).

2.4.6. Combinación de tecnologías para la gestión del agua en sistemas descentralizados

El principal objetivo del saneamiento descentralizado es proteger el medio ambiente y la salud pública. Sin embargo, mediante la combinación de tecnologías apropiadas, se puede, además, alcanzar un tratamiento eficiente y generar recursos reutilizables. La elección de un esquema tecnológico depende del grado de separación de las aguas residuales, las circunstancias locales y los requerimientos establecidos por la normatividad vigente (van Lier, Zeeman and Frans, 2002).

El tratamiento puede ser residencial *in situ*, comunitario *in situ* o una combinación de ambos. Cuando la reutilización es un objetivo, una cantidad mínima de agua de transporte debe ser utilizada con el fin de evitar la dilución de los nutrientes (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006). Algunos ejemplos de combinaciones de tratamiento se presentan en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2. Algunos ejemplos de posibles trenes de tratamiento en función de la escala de implementación (Kujawa-Roeleveld and Zeeman, 2006)

Corriente de agua residual	Tratamiento residencial	Tratamiento comunitario
Aguas residuales “totales”	Tanque séptico, Tanque séptico UASB, filtro de arena/ infiltración, descarga.	Reactor UASB, postratamiento para eliminar patógenos, reúso o descarga.
Aguas negras, concentración moderada	Tanque séptico, Tanque séptico UASB, efluente transportado en un alcantarillado simplificado a un sistema de postratamiento simplificado	Reactor UASB o tanque séptico UASB, postratamiento para eliminar patógenos, reúso o descarga
Agua negra altamente concentrada (lodos fecales) (combinada con residuos de cocina)	Sistema de acumulación, uso directo	Reactor completamente mezclado, postratamiento para remover orgánicos y sólidos remanentes, recuperación de nutrientes o reúso después de desinfección.
Aguas grises	Pretratamiento en un tanque séptico, reactor UASB, filtración lenta en arena	Pretratamiento para remover sólidos, seguido de humedales o filtros de arena, descarga o reúso en el hogar.
Orina	Almacenamiento, uso local	Almacenamiento, recuperación de nutrientes

La combinación de sistemas en trenes de tratamientos funciona utilizando un sistema como postratamiento del efluente de otro sistema de manera que se complementen, No obstante, otra forma de combinar tecnologías en buscas de mejorar la eficiencia de los sistemas de tratamiento en la combinación de características o parámetros de diseños tal y como se ha visto en el tanque séptico con deflectores y en el tanque séptico de flujo ascendente/UASB. Si bien el tanque séptico UASB o tanque séptico de flujo ascendente, se puede modificar adaptando características del reactor UASB para mejorar el desempeño del tanque séptico (Mahmoud and Van Lier, 2011), al tanque séptico de flujo ascendente a su vez se le hace una modificación adaptándole un filtro anaerobio lo que se conoce como tanque séptico de flujo ascendente híbrido o simplemente tanque séptico híbrido. De esta manera el tanque séptico obtiene las ventajas de un reactor UASB y de un Filtro Anaerobio para el tratamiento de aguas residuales (Büyükkamaci and Filibeli, 2002; Elmitwalli *et al.*, 2003).

2.4.7. Necesidades de investigación en sistemas integrales de tratamiento descentralizado

Es necesario ahondar en la investigación sobre los sistemas integrales de tratamiento, entre ellos el tanque séptico UASB, antes de que pueda decidirse con certeza si se puede aplicar o no la tecnología de un tanque séptico de flujo ascendente como una opción eficiente y viable para el tratamiento de AR municipales.

Algunas necesidades de investigación incluyen el estudio del desempeño de diseños de tanques sépticos modificados, incluyendo el tanque séptico UASB y su aplicabilidad en varios tipos de AR, la evaluación del efecto de los cambios estacionales y regionales en el desempeño, así como elaborar recomendaciones para optimizar su diseño, operación y mantenimiento. También es necesario desarrollar y validar métodos estándar para medir y monitorear el desempeño de estos sistemas (por ejemplo, la recolección y análisis de muestras del influente y efluente) con miras a su aplicación en futuros estudios y en el monitoreo rutinario del sistema. Asimismo, desarrollar un programa de control de calidad para la construcción e instalación de tanques que pueda ser implementado por autoridades, reguladores e ingenieros (D'Amato, 2010).

2.5. Análisis hidráulico en reactores para el tratamiento de aguas residuales

En un principio se pensaba que el diseño de un reactor se regía, primordialmente, de acuerdo a la reacción específica que se quiere llevar a cabo dentro del reactor (Soca and Pizarro, 1996). Pero, a medida que ha avanzado la investigación en este aspecto, hay estudios que afirman que la eficiencia del diseño de un reactor, para el tratamiento de aguas residuales, también está directamente relacionada con el comportamiento hidráulico en el cual se efectúan las reacciones (Pérez, 1992; Cabral, Zaiat and Foresti, 1995; Giacomán Vallejos *et al.*, 2003). Es habitual que los sistemas de tratamiento se mantengan constantemente operando con un flujo continuo en el influente y efluente. Con frecuencia, se diseñan reactores partiendo de la premisa de que el flujo continuo es ideal, ya sea, de tipo pistón o mezcla completa (Sánchez Molina and Gallo Cardona, 2009). Pero, según indica Levenspiel (2004), en la realidad el flujo que se presenta dentro de los reactores no se ajusta a las condiciones ideales. Este flujo no ideal corresponde a cualquier grado intermedio entre flujo pistón y flujo mezclado y ocurre debido a alteraciones como la presencia de zonas muertas y cortocircuitos hidráulicos que afectan de forma negativa la eficiencia del reactor.

En la práctica, las deficiencias en el diseño de los reactores inducen comportamientos hidráulicos que se desvían del patrón de flujo ideal. Esto se refleja en alteraciones en el tiempo de residencia hidráulico (TRH) que influyen en la mezcla del fluido y sus

componentes, afectando los procesos de transporte y las cinéticas de reacción (Pérez, 1992). Adicionalmente, se ha encontrado que al escalar un diseño, el flujo, al ser no ideal, puede diferir ampliamente entre las unidades a escala real y los pilotos (Levenspiel, 2004; Sánchez Molina y Cardona Gallo, 2009). Esto puede provocar que reactores que a escala laboratorio reporten una buena eficiencia, cuando se escale el diseño den lugar a instalaciones que solo alcanzan una fracción de la eficiencia deseada (Denbigh, 1968). Es por esto, que para la evolución del diseño de un reactor para el tratamiento de aguas residuales es importante estudiar y conocer el comportamiento hidráulico que se produce dentro del sistema.

La técnica más utilizada para analizar el comportamiento hidráulico de un reactor se basa en la introducción de un trazador en el fluido que entra en el reactor, seguido por el monitoreo de la concentración del trazador en el efluente durante todo el tiempo que dura el experimento (Anderson *et al.*, 1991). Los datos de la concentración del trazador en el efluente del reactor se grafican en función del tiempo para obtener la función de la distribución de los tiempos de residencia (DTR). A su vez, la DTR brinda la información para determinar el tiempo medio experimental de residencia (τ), el número de Peclet (Pe) y el número de dispersión (D/uL) y permite describir la desviación que muestra el flujo no ideal en un reactor real tomando como aproximación los reactores ideales tipo pistón o mezcla completa (Martin, 2000; Levenspiel, 2004; Fogler, 2006; Ceron *et al.*, 2013).

2.5.1. Tipos de flujo hidráulicos en reactores

En los reactores, desde el punto de vista hidráulico, el flujo del líquido puede ser de dos tipos: discontinuo o intermitente y continuo (Pérez, 1992). Cuando se opera un reactor con flujo discontinuo, se permite que el flujo entre al sistema hasta llenarlo, cuando es interrumpido, y se permite que el fluido y sus componentes permanezcan dentro hasta que culmine el proceso o reacción correspondiente. Una vez acabado, se vacía el reactor y se puede volver a repetir el mismo procedimiento. Este tipo de flujo es menos habitual ya que no es práctico para los procesos en una planta de tratamiento por lo que el flujo en estos sistemas es generalmente de flujo continuo (Pérez, 1992).

Cuando se opera un reactor con flujo continuo, se permite que el flujo se mantenga constantemente entrando y saliendo del sistema, lo que induce a que el fluido dentro del reactor sea desplazado por fluido que acaba de entrar y solo permanezca dentro del sistema el tiempo que le toma llegar desde la entrada a la salida. De manera que el tiempo que permanece el fluido dentro del sistema es igual al tiempo de retención hidráulico o TRH. Dentro de la idealidad, el flujo continuo puede ser tipo pistón o mezclado (Levenspiel, 2004).

En el flujo tipo pistón ideal todas las partículas de fluido que entran a la unidad permanecen en ella el mismo tiempo. Es decir, el fluido y sus componentes pasan a través del sistema y salen en la misma secuencia en que entraron y no presenta dispersión longitudinal por lo que no hay ningún tipo de mezcla entre el fluido que ingresa y el fluido que está en la unidad.

En el flujo completamente mezclado ideal existen mezcla transversal y longitudinal y los componentes que entran en el fluido se dispersan inmediatamente en todo el líquido presente en el reactor. Esto hace que el fluido y sus componentes se encuentren uniformemente dentro del sistema y que la concentración de una sustancia en el efluente sea igual a la existente en toda la masa líquida que ocupa el volumen del reactor. En este tipo de flujo no se asegura que todos los componentes del fluido permanezcan el mismo tiempo dentro del reactor (Fogler, 2006).

Sin embargo, en la práctica es muy difícil lograr estos dos tipos de flujo y solo se presentará bajo condiciones ideales (Pérez, 1992). Por lo tanto, en la realidad el flujo de los reactores se desvía de la idealidad presentando variaciones por lo que se le identifica como flujo no ideal o flujo real (Levenspiel, 2004). El flujo no ideal es resultado de la presencia de factores o alteraciones como fluidos de diferente densidad, zonas muertas o cortocircuitos. Esto hace que los componentes del fluido tengan diferente trayectoria según atraviesan el sistema y permanezcan diferente tiempo dentro.

2.5.2. Trazadores

Las pruebas con trazadores han sido usadas por muchos años como medio para determinar el flujo en canales, ríos, reservorios y en acuíferos subterráneos. En la actualidad estos ensayos se utilizan principalmente para determinar los tiempos reales de retención y sus principales características: tipos de flujo, espacios muertos y cortocircuitos hidráulicos en unidades de tratamiento como mezcladores rápidos, floculadores, sedimentadores, así como en modelos de reactores en etapa de diseño para conocer su comportamiento hidráulico y deficiencias en forma previa a su construcción, lo cual es de enorme utilidad práctica.

Un ensayo de trazadores consiste en agregar la sustancia trazador en el influente del tanque o reactor que se quiere analizar, con una concentración conocida y determinando a la salida la forma como dicha concentración se distribuye a través del tiempo.

Jiménez *et al.* (1988), explican que de acuerdo a las condiciones de funcionamiento de un reactor los trazadores ideales deben tener las siguientes características:

- ninguna absorción/adsorción a la biomasa
- ninguna absorción a las burbujas de gases tales como CO₂, O₂, o CH₄, y N₂
- estabilidad en condiciones de proceso (pH y potencial óxido-reducción)
- estabilidad en el tiempo
- solubilidad en el agua/aguas residuales
- intervalo de concentración con una respuesta lineal y buena sensibilidad

Hay diferentes tipos de trazadores que se han empleado para estudiar el patrón de flujo de un reactor como son los compuestos fluorescentes como el fluoruro de sodio (Ji, Zheng *et al.*, 2012) y rodamina (Asraf-Snir & Gitis, 2011; Burrows *et al.*, 1999; Nardi, *et al.* 1999; Sánchez Molina & Gallo Cardona, 2009), compuestos metálicos como litio (Anderson *et al.*, 1991; Arroyave *et al.*, 2005; Rincón *et al.*, 2011; Sarathai *et al.*, 2010), sales como el cloruro de Sodio (Giacoman Vallejos *et al.*, 2003; Shengnan Li, *et al.*, 2015; Shengnan Li & Gao, 2016) y colorantes como verde de bromocresol, eosin Y, azul dextran y violeta mordiente (Ceron *et al.*, 2013; Jiménez *et al.*, 1988; Morgan-Sagastume *et al.*, 1997; Nardi *et al.*, 1999).

Sin embargo, algunos estudios han ido demostrando ciertos beneficios de unos trazadores sobre otros. Por ejemplo, Jiménez *et al.*, (1988) y de Nardi *et al.* (1999) reportaron que la rodamina se adsorbe en aire y en la arcilla por lo cual también podría adsorberse en la biomasa. Siendo así, la rodamina no cumpliría con todas las características para ser un trazador ideal. Jiménez *et al.*, (1988), también sostienen que cuando se emplean sales como trazadores para medir las concentraciones por el método de conductividad la temperatura debe mantenerse estable con el fin de obtener resultados confiables, lo que puede ser un inconveniente.

Para evitar esto, hay quienes utilizan métodos de espectrofotometría de absorción atómica con LiCl como trazador, pero la espectrofotometría de absorción atómica no es un aparato de laboratorio común. Además, dependiendo del método empleado el LiCl puede llegar a tener un efecto negativo en el rendimiento de la biomasa (Anderson *et al.*, 1991). En cambio, Jiménez *et al.*, (1988), concluyen que hay colorantes que pueden ser escogidos y utilizados de manera confiable como trazadores, los cuales son: verde bromocresol, azul de bromofenol, azul de dextrano, eosina y violeta mordiente; siendo unos más viables que otros ya sea por accesibilidad o valor económico como el colorante verde de bromocresol.

2.5.3. Técnicas para inyectar el trazador

Hay dos formas, comúnmente empleadas, para aplicar un trazador; por medio de una dosis instantánea o inyección puntual y por medio del suministro de forma continua (Anderson *et al.*, 1991). En el caso de la inyección puntual se añade una masa conocida del trazador de forma inmediata en el flujo de entrada del reactor. En teoría, se añade toda la masa en un tiempo infinitamente pequeño. En el caso del suministro de forma continua se añade una dosis del trazador de manera continua en el flujo de entrada del reactor por el tiempo de duración del experimento.

Para dar seguimiento al trazador se toman muestras periódicas en el efluente del reactor y en cada muestra se determina la concentración del trazador (Sánchez Molina and Gallo Cardona, 2009). Teóricamente, se le da seguimiento al trazador hasta que haya ausencia del trazador en el efluente en caso de que la aplicación haya sido por medio de una dosis instantánea o hasta que no haya cambios en la concentración del efluente si el trazador es suministrado de forma continua (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997). Aunque, estudios recientes, en que se aplica el trazador por medio de una inyección puntual, reportan un tiempo de seguimiento a la concentración del trazador en el efluente igual a 3 veces el TRH de operación (Ceron *et al.*, 2013; Li, Nan and Gao, 2016).

Para las dos técnicas de aplicación de trazadores, los datos de concentración del trazador que se obtienen de las muestras del efluente a través del tiempo que dura el experimento se utilizan para graficar la DTR. Sin embargo, en la práctica, para una situación dada, una técnica es mejor que la otra (Anderson *et al.*, 1991). Por ejemplo, una desventaja del suministro de forma continua es la dificultad de mantener con precisión una concentración constante en el tanque de alimentación durante todo el estudio (Anderson *et al.*, 1991). Es posible, que por esta razón la mayoría de los estudios del comportamiento hidráulico en reactores o sistemas de tratamiento de aguas residuales se realizan aplicando una dosis instantánea del trazador en el influente. En estos casos la concentración del trazador se determina de acuerdo al volumen del reactor, la concentración máxima esperada del trazador dentro del reactor y a la sensibilidad del equipo de medición para detectar una concentración mínima (Ceron *et al.*, 2013).

2.5.4. Curva C y curva de Distribución de los tiempos de residencia (DTR)

Los datos de la concentración del trazador que se obtienen de las muestras del efluente del reactor, al tiempo de aplicar el trazador, se utilizan para trazar las gráficas de concentración en función del tiempo (Fig. 2.11), llamadas curva C, con las que es posible obtener la función de la DTR.

De la figura 2.10 se obtienen los siguientes parámetros (Pérez, 1992)

- t_i = tiempo inicial desde que se aplica el trazador hasta que aparece en el efluente.
- t_{10} = tiempo correspondiente al paso del 10% de la cantidad total del trazador
- t_p = tiempo modal, correspondiente a la aparición de la máxima concentración.
- t_m = tiempo mediano, correspondiente al paso del 50% de la cantidad del trazador.
- t_o = tiempo medio de retención o tiempo teórico de retención = V/Q .
- t_{90} = tiempo correspondiente al paso del 90% de la cantidad total del trazador.
- t_f = tiempo que transcurre hasta que atraviesa la totalidad del trazador al reactor.
- C_o = concentración inicial.
- C_p = concentración máxima a la salida.

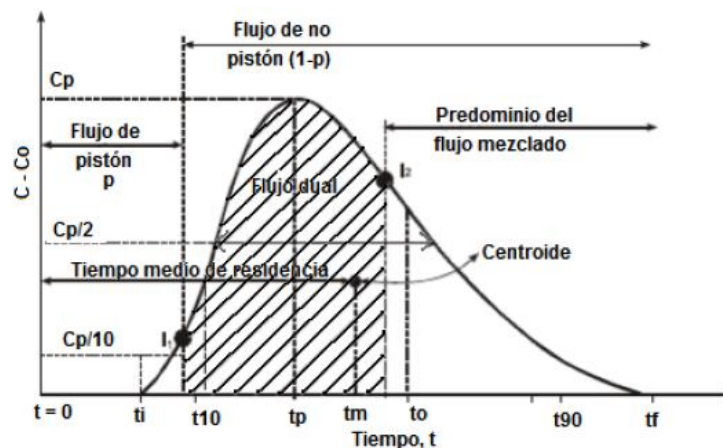


Figura 2.11. Curva (C) de concentración-tiempo en la entrada y salida de un reactor arbitrario para el análisis de la DTR (Pérez, 1992).

De acuerdo a estos parámetros, se pueden seguir los siguientes criterios (Pérez, 1992)

- $\frac{t_i}{t_o} = 1$ para flujo de pistón y a 0 para el flujo mezclado. Si el valor de la relación es (< 0.3), puede significar que existe paso directo del trazador entre la entrada y la salida (cortocircuito hidráulico). Mide corto circuitos grandes.
- $\frac{t_m}{t_o} < 1$ indica presencia de corto circuitos hidráulicos. Si es >1 indica acumulación indeseada de trazador o error de ensayo.
- $\frac{t_p}{t_o} = 0$ revela predominio de flujo completamente mezclado. Si es $= 1$ indica que es flujo pistón y cuando es > 0.5 predomina el flujo pistón.
- $\frac{t_{90}}{t_{10}}$ es el índice de Morril. Cuando es 0 el flujo es pistón y cuando es mayor que 4.3 tiende a flujo completamente mezclado.

Si se aplica una dosis instantánea de una cantidad de sustancia trazadora C_0 en un tiempo sumamente corto, se mide la concentración en la salida a través del tiempo t y se determina un intervalo en Δt lo suficientemente pequeño, la concentración del trazador $C(t)$ que sale en el efluente entre t y $t + \Delta t$ es esencialmente la misma. Entonces, la cantidad del trazador ΔC , que sale en el efluente del reactor entre t y $t + \Delta t$ está dada por la ecuación 2.4 (Fogler, 2006):

$$\Delta C = C(t)v \Delta t \quad (2.4)$$

Donde,

v = caudal volumétrico del efluente

ΔC = es la cantidad de trazador en el efluente del reactor que ha pasado una cantidad de tiempo entre t y $t + \Delta t$

Si se divide la ecuación 2.4 por la cantidad total inyectada del trazador C_0 , se obtiene la ecuación 2.5:

$$\frac{\Delta C}{C_0} = \frac{vC(t)}{C_0} \Delta t \quad (2.5)$$

la cual representa la fracción de trazador que tiene un tiempo de residencia en el reactor entre el tiempo t y $t + \Delta t$. Para la aplicación del trazador por medio de una inyección puntual se define (Fogler, 2006)

$$E(t) = \frac{vC(t)}{C_0} \quad (2.6)$$

de manera que

$$\frac{\Delta C}{C_0} = E(t)\Delta t \quad (2.7)$$

entonces, $E(t)$ es la función de la distribución de los tiempos de residencia (DTR) (E). $E(t)dt$ es la fracción de fluido que sale del reactor que ha pasado entre el tiempo t y $t + dt$ dentro del reactor.

En caso de que C_0 sea desconocida, esta se puede obtener a partir de las mediciones de concentración en el efluente, al sumar todas las cantidades de trazador, entre el tiempo igual a cero y el infinito. La ecuación (2.4) se representaría de la siguiente forma

$$dC = vC(t)dt \quad (2.8)$$

luego se integra y se obtiene

$$C_0 = \int_0^{\infty} vC(t)dt \quad (2.9)$$

v suele ser constante, por lo que se define $E(t)$ como (Levenspiel, 2004; Fogler, 2006)

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad (2.10)$$

siendo

$$\int_0^{\infty} E(t)dt = 1 \quad (2.11)$$

Con la función de la DTR es posible trazar la curva $E(t)$, (Fig. 2.12) e interpretar como cada componente del fluido que está dentro del reactor sigue diferentes vías, según pasa a través del reactor, permaneciendo tiempos diferentes dentro del mismo. La DTR es una función que también permite determinar el TRH real y la aplicación de diferentes modelos matemáticos para caracterizar el flujo real o no ideal que se produce en un reactor (Fogler, 2006).

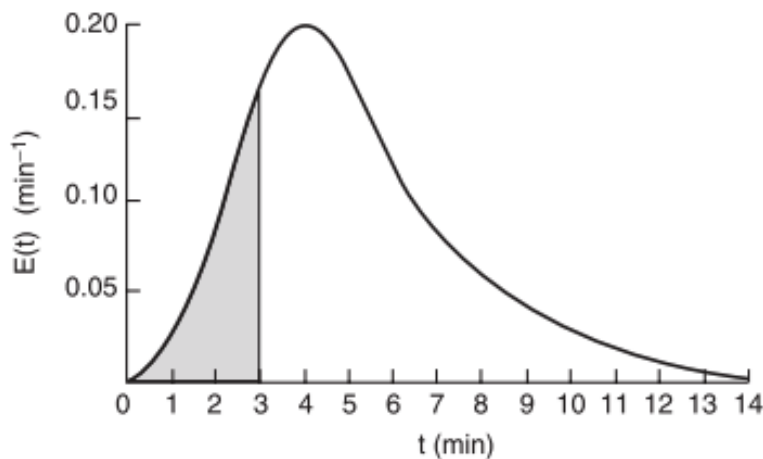


Figura 2.12. Representación de la DTR para una serie de datos experimentales igual a Δt (Fogler, 2006)

Normalizar la curva permite comparar resultados obtenidos en diferentes experimentos de trazadores sin que la cantidad de trazador y el tiempo total del experimento afecten los resultados. Los datos de tiempo en el eje de x se normalizan (variable adimensional) según la siguiente ecuación (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997):

$$\theta = \frac{t}{TRH_{teórico}} \quad (2.12)$$

donde,

θ = tiempo de experimentación normalizado

t = tiempo de duración del experimento

$TRH_{teórico}$ = tiempo de retención hidráulico teórico

Los datos de respuesta (ordenadas) del trazador a la salida se normalizan con la siguiente expresión (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997):

$$C_{\theta} = \frac{C_t}{C_0} \quad (2.13)$$

donde,

C_{θ} = concentración normalizada de trazador

C_t . concentración de trazador en el tiempo t

C_0 : concentración inicial de trazador

C_0 no se debe entender como la concentración del trazador antes de inyectarlo sino como la concentración del trazador que resulta después de disolverlo y mezclarlo perfectamente en el tanque (independientemente de si éste es de tipo mezclado o flujo pistón). Es decir, es la concentración de trazador calculada como la masa total de éste en el volumen de agua del tanque en estudio.

El tiempo de retención hidráulico medio normalizado (θ_m) y la varianza normalizada se obtiene con las siguientes ecuaciones:

$$\theta_m = \int \theta C_{\theta} d\theta \quad (2.14)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \int \theta^2 C_{\theta} d\theta - \theta_m^2 \quad (2.15)$$

Esto nos permite calcular la fracción de zonas muertas con la siguiente ecuación:

$$\frac{V_d}{V_T} = 1 - \theta_m \quad (2.16)$$

donde,

V_d = volumen de zonas muertas

V_T = volumen total

2.5.5. Bases para el planteamiento de un modelo

Aunque el comportamiento hidráulico de un reactor real no se ajusta a la situación planteada por los modelos simples ideales, en muchos casos se aproxima tanto a estas condiciones que se puede utilizar estos modelos para partir de una referencia y así determinar el grado de desviación (Levenspiel, 2004). Para construir un modelo de flujo se debe conocer la circulación del fluido a través del reactor. Por las dificultades para describir y simular los flujos reales podría recomendarse, como un primer paso para el análisis de los sistemas de flujo continuo, suponer comportamiento de flujo ideal. De esta manera, los gráficos de concentración versus tiempo del flujo real (Fig. 2.13), como la curva C y la curva $E(t)$, pueden ser comparados con modelos ideales sugeridos (Teefy, 1996).

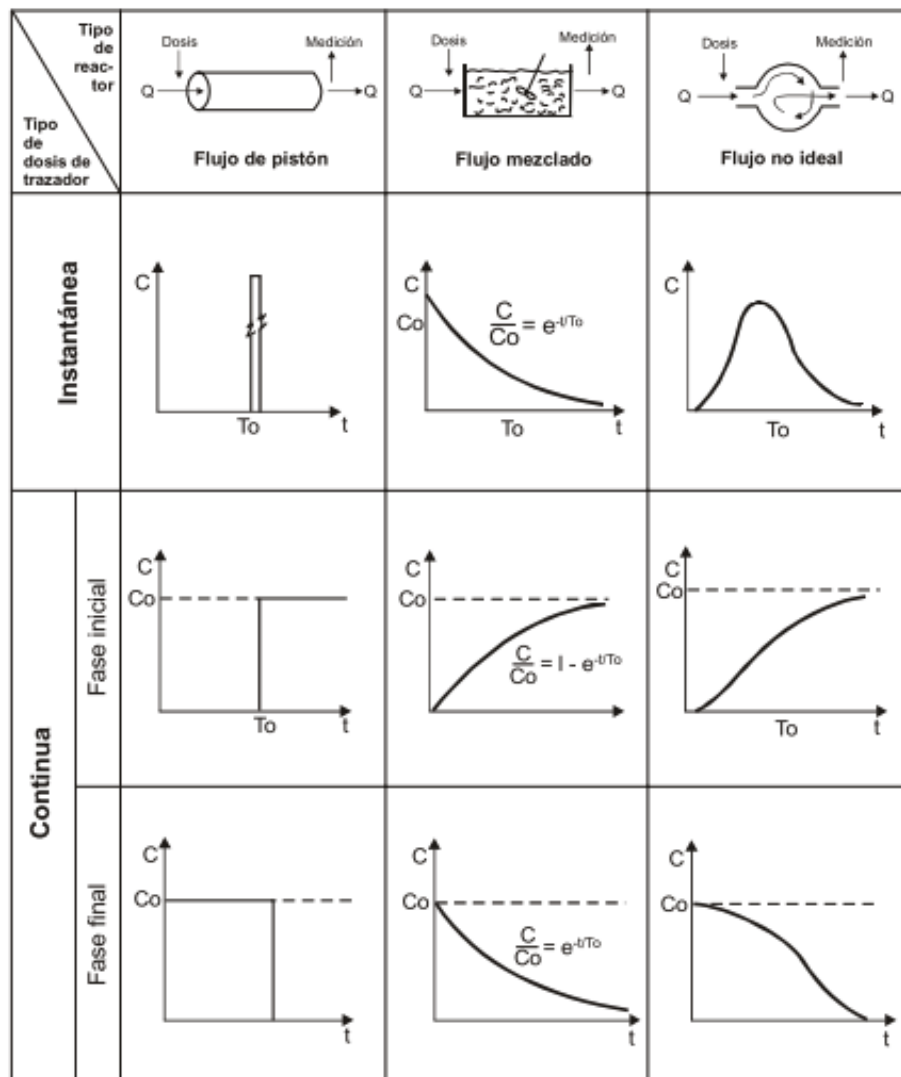


Figura 2.13. Concentración esperada del trazador en el efluente de los reactores con diferentes características hidráulicas (Pérez, 1992).

Pero como en algunos casos las desviaciones son tan grandes, para caracterizar el flujo real de un reactor se utilizan diferentes modelos, entre los que se tiene el modelo de dispersión propuesto por Levenspiel (2004) y el modelo propuesto por Wolf y Resnick (1963).

➤ *Modelo de dispersión axial*

Los modelos de dispersión son útiles para la descripción del flujo en tubos vacíos o empacados que son situaciones más cercanas al comportamiento hidráulico tipo flujo pistón que al otro extremo opuesto, el totalmente mezclado (Levenspiel, 2004). En el caso del modelo de dispersión axial en flujo pistón se ha considerado que no hay variación radial de la composición en un tanque cilíndrico y que la dispersión observable sucede únicamente en la dirección del flujo (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997). Con estas consideraciones, el problema matemático ha sido simplificado en gran manera al permitir una solución analítica. A pesar de que se ha eliminado el componente radial del modelo, éste puede ser usado con relativa precisión y exactitud.

Inicialmente se establecen las bases matemáticas fundamentales a partir de las cuales se pueden analizar estos modelos. Así, la media (t) y el cuadrado de la amplitud de la distribución o varianza (σ^2), se definen como (Levenspiel, 2004):

$$\tau = \frac{\int_0^t t C \Delta t}{\int_0^t C \Delta t} \quad (2.17)$$

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^t t^2 C \Delta t}{\int_0^t C \Delta t} - \tau^2 \quad (2.18)$$

Con el modelo de dispersión propuesto por Levenspiel (2004), variando las intensidades en la turbulencia o las condiciones de entremezcla, se pueden cambiar las características del flujo desde pistón ideal hasta el de mezcla completa ideal. Por tanto, el volumen necesario para el reactor real está comprendido entre los calculados para el flujo pistón y el de mezcla completa ideal.

Este modelo que se basa en establecer la analogía entre la mezcla en flujo real y la que se presenta en los procesos de difusión, representa satisfactoriamente el flujo cuando no se desvía demasiado del flujo en pistón. La magnitud de la dispersión es cuantificada por el coeficiente de dispersión del reactor (D/uL), el cual incrementa su valor desde cero en el reactor pistón hasta infinito en el tanque agitado de mezcla perfecta (Martin, 2000). El coeficiente de dispersión (D/uL) está dado por la siguiente ecuación:

$$\frac{\sigma^2}{\tau^2} = 2 \left(\frac{D}{uL} \right) - 2 \left(\frac{D}{uL} \right)^2 (1 - \exp^{-1(D/uL)}) \quad (2.19)$$

Cuando $D/uL \sim 0$, se tiene una dispersión despreciable. El flujo tiende a pistón.

Cuando $D/uL \sim \infty$, la dispersión es grande. El flujo tiende a mezcla completa o de reactor perfectamente mezclado.

El inverso del coeficiente de dispersión (D/uL) es el número de Peclet (Pe) (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997).

➤ *Modelo de tanques totalmente mezclados puestos en serie*

Otro modelo ampliamente usado para representar el flujo no ideal es el de tanques en serie. En él se describe un flujo a través de tanques totalmente mezclados de igual volumen puestos en serie, en donde el parámetro a ajustar en el modelo es el número de tanques, N (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997). El uso de este modelo en reactores empacados es justificado al imaginar que un fluido pasa de un espacio vacío a otro a través de "estrangulamientos" entre una partícula de empaque y otra. En este sentido, los espacios vacíos fungen como tanques totalmente mezclados y los "estrangulamientos" como líneas de conexión entre estos tanques. La correlación entre la varianza y N de acuerdo a Levenspiel está dada por la siguiente ecuación:

$$N = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2} \quad (2.20)$$

➤ *Modelo simplificado de Wolf y Resnick*

En el modelo simplificado de Wolf y Resnick se tienen 2 consideraciones iniciales para determinar que fracción del reactor es flujo pistón, mezcla completa y el volumen de zonas muertas (Pérez, 1992):

Cuando no hay zonas muertas, la fracción de pistón (p) y la fracción de flujo no pistón ($1-p$) deben ser igual a 1:

$$p + (1 - p) = 1 \quad (2.21)$$

Cuando hay zonas muertas, si m es la fracción del volumen considerado como espacio muerto, la fracción que no tiene zonas muertas será igual a $1-m$ y por tanto:

$$[p(1 - m)] + [(1 - p)(1 - m)] + m = 1 \quad (2.22)$$

Por lo tanto, si el flujo es completamente mezclado se tiene (Pérez, 1992):

$$\frac{C(t)}{C_0} = e^{-\frac{t}{t_0}} \quad (2.23)$$

Si se considera que el reactor presenta una combinación de flujo pistón y mezclado tenemos:

$$\frac{C(t)}{C_0} = e^{-\frac{t-pt_0}{(1-p)t_0}} \quad (2.24)$$

donde pt_0 es el tiempo de retención correspondiente a flujo de pistón y $(1-p)$ es el volumen de mezcla perfecta. Reordenando se tiene:

$$\frac{C(t)}{C_0} = e^{-\frac{1}{(1-p)} \left[\frac{t}{t_0} - p \right]} \quad (2.25)$$

Si se considera que el sistema, además, tiene zonas muertas, habría que introducir en la última ecuación el término $(1-m)$ para considerar la fracción efectiva de flujo con mezcla perfecta y tendríamos:

$$\frac{C(t)}{C_0} = e^{-\frac{1}{(1-p)(1-m)} \left[\frac{t}{t_0} - p(1-m) \right]} \quad (2.26)$$

Si la fracción del trazador que ha salido se define como,

$$F(t) = 1 - \frac{C(t)}{C_0} \quad (2.27)$$

Reemplazando, se tiene:

$$F(t) = 1 - e^{-\frac{1}{(1-p)(1-m)} \left[\frac{t}{t_0} - p(1-m) \right]} \quad (2.28)$$

Reordenando y tomando logaritmos de ambos términos, se obtiene:

$$\log(1 - F(t)) = \frac{-\log e}{(1-p)(1-m)} \left[\frac{t}{t_0} - p(1-m) \right] \quad (2.29)$$

La ecuación (2.29) corresponde a una línea recta (Fig. 2.14) con pendiente dada por:

$$\tanh \alpha = \frac{\log e}{(1-p)(1-m)} \quad (2.30)$$

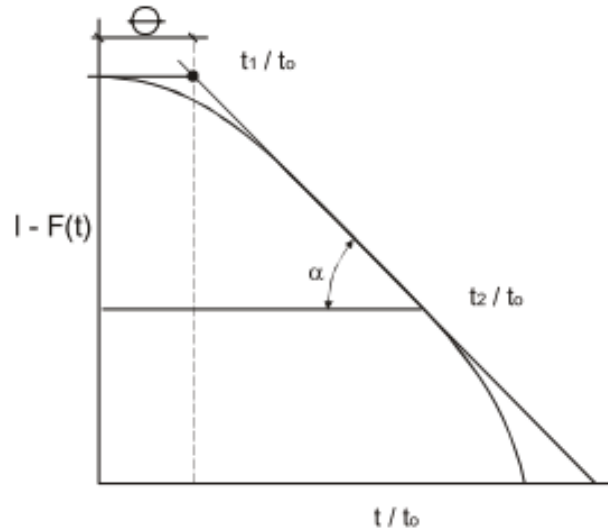


Figura 2.14. La curva de $1-F(t)$ indica la cantidad de trazador que permanece en el reactor (Pérez, 1992)

Multiplicando y dividiendo para p y sustituyendo el valor de $\log e = 0.435$, se obtiene:

$$\tanh \alpha = \frac{0.435 p}{p(1-p)(1-m)} \quad (2.31)$$

De esta manera:

$$\theta = p(1 - m) \quad (2.32)$$

Reemplazando en la ecuación (2.31) y reordenando, se obtiene:

$$p = \frac{\theta \tan \alpha}{0.435 + \theta \tan \alpha} \quad (2.33)$$

De la ecuación (2.32) se puede deducir que el volumen de espacios muertos será igual a:

$$m = 1 - \frac{\theta}{p} \quad (2.34)$$

y el flujo mezclado M se define como:

$$M = 1 - p \quad (2.35)$$

El valor de θ y $\tan \alpha$ se obtiene al trazar la curva $\log 1 - F(t)$:

$$\theta = \frac{t_1}{t_0} \quad (2.36)$$

$$\tan \alpha = \frac{1}{\frac{t_1 - t_2}{t_0 - t_0}} \quad (2.37)$$

Adicionalmente, se utiliza el número de Reynolds para caracterizar diferentes regímenes de flujo, tales como flujo laminar ($Re < 2000$), crítico o de transición ($2000 < Re < 4000$) o turbulento ($Re > 4000$) y se calcula con la siguiente ecuación (Ceron *et al.*, 2013):

$$Re = \frac{\rho V_L D}{\mu} \quad (2.38)$$

donde,

ρ = densidad (kg/m^3)

V_L = velocidad de líquido (m/s)

D = diámetro del reactor (m)

μ = coeficiente de viscosidad (Pa s)

Dado esto, es común establecer la eficiencia hidráulica de un reactor analizando la tendencia de la curva de concentración del trazador y relacionar sus diferentes parámetros con condiciones de flujo (Pérez, 1992).

2.5.6. Limitaciones de la prueba con trazadores

Las pruebas de trazadores son muy útiles para conocer cómo se desplazan las diferentes masas de agua dentro de las unidades de tratamiento (mezcladores rápidos, floculadores, decantadores), pero los datos obtenidos se refieren solamente al momento en que se hace la prueba, y no representan necesariamente el comportamiento en todas las condiciones (Pérez, 1992).

Por otra parte, los datos tampoco dicen nada sobre la eficiencia de los reactores, pues estos procesos dependen no solo de las características hidráulicas de los reactores sino también de factores de tipo químico. Por eso puede presentarse el caso de que un sedimentador con un mal comportamiento hidráulico (flujo de pistón menor de 60%) produzca una mayor remoción de partículas que otro con un buen comportamiento hidráulico, pero con partículas que tienen menor velocidad de sedimentación (Pérez, 1992). Es importante recalcar que este tipo de análisis no determina tampoco las trayectorias de las partículas, del flujo o de como éste se distribuye en el reactor. Indica el tiempo de permanencia, pero no su trayectoria.

2.6. Aplicación de modelos cinéticos.

El tratamiento biológico es un proceso bioquímico que tiene siglos de antigüedad y que es utilizado para remover materia orgánica biodegradable presente en aguas residuales. La eliminación biológica de compuestos orgánicos biodegradables implica una secuencia de pasos que incluyen transferencia de masa, adsorción, absorción y reacciones enzimáticas bioquímicas (Grady Jr. *et al.*, 2011)). La estabilización de sustancias orgánicas por microorganismos en un sistema de tratamiento biológico, en un ambiente natural o en un ambiente controlado, se logra mediante dos procesos metabólicos distintos: respiración y síntesis, también llamados catabolismo y anabolismo, respectivamente.

En condiciones adecuadas, en reactores biológicos, las sustancias orgánicas solubles presentes en las aguas residuales son metabolizadas por microorganismos (principalmente bacterias); una parte se oxida y transforma en productos aceptables (CH_4 , CO_2), mientras que el resto se convierte en masa biológica, a la que se le denomina como biomasa o lodo. La biomasa tiene una gravedad específica más alta que el agua y se puede eliminar por medio del proceso de sedimentación, por lo que el sistema de tratamiento biológico generalmente consta de un reactor biológico y un tanque de sedimentación, para remover la biomasa producida (Metcalf & Eddy, 2014).

El proceso biológico anaerobio ha sido empleado en sistemas descentralizados de tratamiento de aguas residuales debido a que es una tecnología de bajo costo para la gestión de aguas residuales (Singh *et al.*, 2015). No obstante, con el aumento en la cantidad de descargas de aguas residuales y la presencia de contaminantes emergentes, es necesario investigar y evaluar los mecanismos y parámetros que influyen en estos procesos para desarrollar un entendimiento que permita optimizar el diseño y control de los sistemas de tratamiento biológico para adecuarlos a la producción y características de las aguas residuales del presente.

Comprender el mecanismo básico involucrado en la transformación biológica y el transporte de masa hace posible adaptar y aplicar modelos matemáticos en los procesos anaeróbicos que nos permite (Rajabi *et al.*, 2020; Maleki *et al.*, 2018):

- Obtener información sobre el rendimiento de los procesos biológicos en un reactor
- Evaluar el diseño de un reactor
- Evaluar posibles escenarios para optimizar el proceso biológico en el reactor
- Brindar soporte en la toma de decisiones para la operación del reactor
- Desarrollar nuevos esquemas de control
- Brindar entrenamiento a futuros operadores del reactor

Es decir, los modelos cinéticos proporcionan una base racional para la evaluación y análisis, vital en el diseño, desarrollo y operación de los sistemas de tratamientos biológicos (Maleki *et al.*, 2018), como es el TSHFA.

2.5.1. Crecimiento microbiano

Para poder reproducirse y funcionar adecuadamente, los microorganismos necesitan de una fuente de energía, carbón (sustrato) para la síntesis de nuevas células y nutrientes (factores de crecimientos). Los microorganismos anaeróbicos utilizan la materia orgánica como fuente de carbón y energía, por medio de la fermentación como vía metabólica. El metabolismo fermentativo es un proceso de producción de energía menos eficiente que la respiración (Metcalf & Eddy, 2014). Es por esto que los microorganismos anaeróbicos tienen una tasa de producción de células menor que el metabolismo aeróbico.

El crecimiento microbiano ocurre por medio de la producción de células, a medida que los microorganismos metabolizan el sustrato y llevan a cabo reacciones de oxidación-reducción. En cada oxidación-reducción, la producción de biomasa, en el tratamiento biológico, es constante a medida que el sustrato presente en el agua residual es biodegradado. Por lo tanto, la razón de biomasa producida con respecto al sustrato metabolizado se define como el rendimiento de síntesis de biomasa (Y) y se expresa de la siguiente manera (Metcalf & Eddy, 2014):

$$(2.39)$$

Por lo que, el rendimiento de biomasa es g de biomasa/g DQO removido. Un coeficiente de rendimiento de síntesis de bacterias típico, para la degradación anaeróbica de compuestos orgánicos, en reacciones biológicas en el tratamiento de aguas residuales, es 0.06 g VSS/g COD (Metcalf & Eddy, 2014). Sin embargo, después de que se agota el sustrato, la concentración de biomasa disminuye. Este proceso se conoce como decaimiento endógeno (b).

Dado que la biomasa es mayormente materia orgánica, la cantidad de biomasa se puede medir como sólidos suspendidos volátiles (SSV) o DQO particulado (DQO total - DQO soluble), aunque, los SSV es el parámetro más utilizado para medir la cantidad de biomasa en los sistemas de tratamiento biológicos de aguas residuales (Metcalf & Eddy, 2014).

La degradación anaeróbica de compuestos orgánicos complejo (Fig. 2.15) ha sido generalmente descrita como un proceso secuencial de cuatro fases: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Speece, 1996).

Aunque, por años, investigadores han reconocido que la tasa específica de crecimiento de los microorganismos es en muchos casos una función de la densidad poblacional (Contois, 1959), los efectos acumulativos de las diferentes fases de la digestión anaerobia, tradicionalmente, son simplificados en un modelo de cinética de primer orden para la biodegradación del sustrato, independientemente de la concentración de biomasa presente en el sistema (Vavilin *et al.*, 2008). Según Maleki *et al.* (2008), el modelo más común utilizado en reactores anaeróbicos es el modelo de Contois (1959), el modelo de Monod *et al.* (1965), el modelo multicomponente de eliminación de sustrato de segundo orden de Grau (Grau *et al.* 1975), y el modelo Stover-Kincannon modificado (1982).

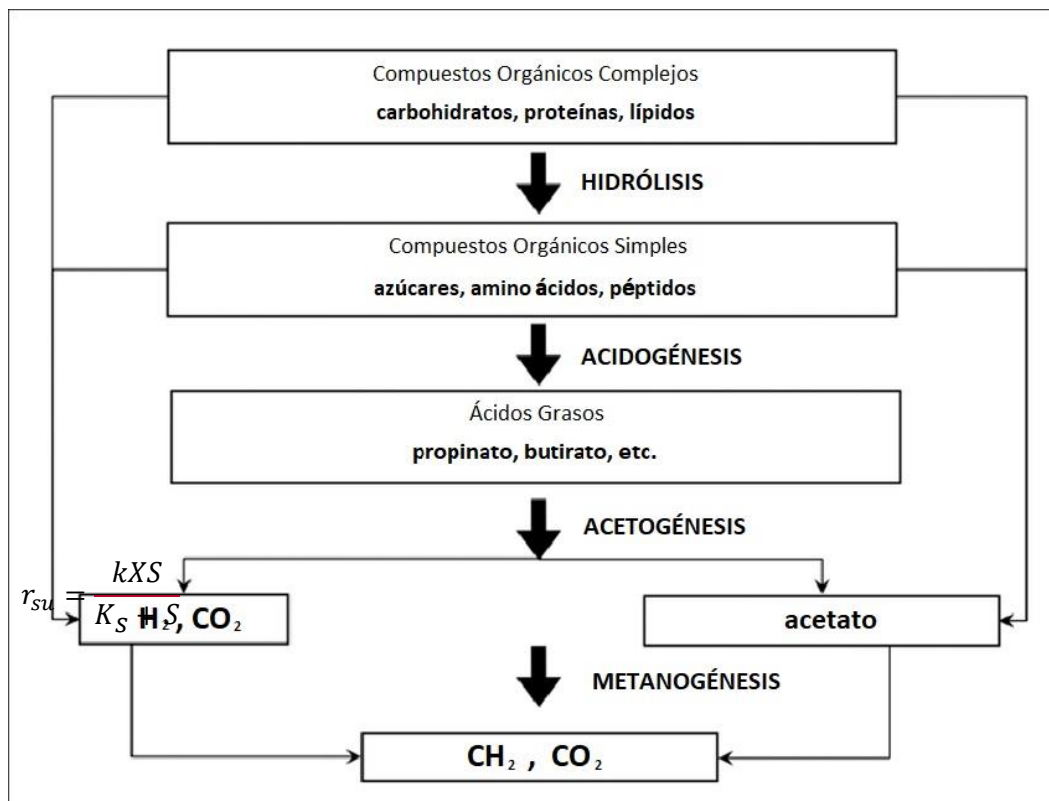


Figura 2.15. Pasos de la degradación en la digestión anaeróbica (adaptado de Speece, 1996)

2.5.2. Modelo de primer orden, tasa utilización de sustrato

La tasa de utilización de sustrato para el sustrato soluble en sistemas biológicos se puede modelar de la siguiente forma:

$$(2.40)$$

donde, r_{su} = tasa de utilización de sustrato por unidad de volumen, g/L * d

k = tasa máxima específica de utilización de sustrato, g sustrato/g biomasa*d

X = concentración de biomasa (microorganismos), g/L

S = concentración de sustrato, g/L

K_s = constante de velocidad media, concentración de sustrato a la mitad de la tasa máxima de utilización específica del sustrato, g/L

La ecuación (2.40) se conoce como la ecuación de Michaelis-Menten y es un modelo empírico, basado en el uso de coeficientes derivados de datos de reactores biológicos (Metcalf & Eddy, 2014). En este modelo, la tasa de utilización de sustrato aumenta hasta que tiende a un máximo a medida que la concentración del sustrato aumenta dentro del reactor, para una concentración de biomasa determinada.

Aunque, por años, ha sido reconocido por biólogos que la tasa específica de crecimiento de los microorganismos es en muchos casos una función de la densidad poblacional (Contois, 1959), debido a que en muchos casos los datos experimentales son limitados, tradicionalmente, los efectos acumulativos de los diferentes procesos que tienen lugar durante la degradación anaeróbica han sido simplificados en un modelo de cinética de primer orden (Ec. 2.41) para la biodegradación del sustrato, independiente de la concentración de biomasa presente en el sistema (Vavilin *et al.*, 2008).

$$r_{su} = kS \quad (2.41)$$

Sin embargo, este modelo no ha podido ser aplicado para todos los escenarios por lo que se han ido desarrollando otros modelos (Maleki *et al.*, 2018).

2.5.3. Modelo de Monod tasa de crecimiento de bacterias

La tasa específica de crecimiento de bacterias en la que el sustrato limitante está disponible para los microorganismos en forma soluble está definido por la ecuación (2.42) (Metcalf & Eddy, 2014):

$$r_g = \frac{\mu_m X S}{K_s + S} \quad (2.42)$$

donde, r_g = tasa de crecimiento de bacterias por utilización de sustrato, g/L * d

μ_m = tasa máxima específica de crecimiento de bacteria, g biomasa/g biomasa*d

A medida que las bacterias consumen el sustrato, la energía producida por la oxidación del sustrato es utilizada para procesar el carbono y los nutrientes para producir nueva biomasa. Por lo tanto, la tasa de crecimiento de bacterias se puede relacionar a la tasa de utilización de sustrato con la siguiente expresión:

$$r_g = Yr_{su} = \mu X \quad (2.43)$$

donde, μ = tasa específica de crecimiento de bacterias, g SV/g SV * d

Y = coeficiente de rendimiento de síntesis de biomasa, g biomasa/g sustrato

despejando para r_{su} e integrando la ecuación (2.42) para r_g , se obtiene:

$$r_{su} = \frac{\mu_m X S}{Y(K_S + S)} \quad (2.44)$$

Sustituyendo μX en la ecuación (2.42) y despejando para μ en ambos lados se obtiene el modelo de crecimiento no estructural más simple, propuesto por Monod (1942), basado en observaciones del crecimiento de *E. coli* a varias concentraciones de glucosa.

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_S + S} \quad (2.45)$$

Este modelo es el más común para representar la cinética de crecimiento de bacterias y describe la relación entre la tasa específica de crecimiento (μ) y la concentración de sustrato (S) (Maleki *et al.*, 2018).

Cuando el sustrato se usa a su tasa máxima, las bacterias también crecen a su tasa máxima. La tasa específica máxima de crecimiento de las bacterias está relacionada, por lo tanto, con la tasa máxima de utilización del sustrato específico con la ecuación (2.46) (Metcalf & Eddy, 2014):

$$\mu_m = kY \quad (2.46)$$

2.5.4. Tasa de crecimiento neto de biomasa

La tasa de crecimiento neto de biomasa es la tasa de crecimiento de biomasa menos la tasa de decaimiento endógeno. Si tenemos que la tasa de crecimiento de biomasa es proporcional a la tasa de utilización del sustrato por el coeficiente de rendimiento de síntesis ecuación (2.43), y que la descomposición de la biomasa es proporcional a

$$r_x = Yr_{su} - bX$$

la biomasa presente (bX), la tasa de crecimiento neto de biomasa se puede expresar con la ecuación (2.47) (Metcalf & Eddy, 2014):

$$(2.47)$$

donde, r_x = tasa de crecimiento neto de biomasa/volumen del reactor, g SSV/L * d

b = coeficiente específico de decaimiento endógeno, g SSV/g SSV * d

El coeficiente de descomposición endógeno específico se usa para describir una tasa específica de pérdida de biomasa, que puede estar en el rango de 0.08 a 0.20 g de pérdida de biomasa/g de biomasa presente*día.

Si integramos la ecuación (2.44) de la tasa de utilización de sustrato en la ecuación (2.47) tenemos que (Metcalf & Eddy, 2014):

$$r_x = Y \frac{kXS}{K_S+S} - bX \quad (2.48)$$

Si se divide a ambos lados de la ecuación por la biomasa X , la tasa específica de crecimiento neto se define como (Metcalf & Eddy, 2014):

$$\mu_{net} = \frac{r_x}{X} = Y \frac{kS}{K_S+S} - b \quad (2.49)$$

donde, μ_{net} = tasa específica de crecimiento neto de biomasa, g SSV/g SSV*d

Como se puede observar en la ecuación (2.49), la tasa específica de crecimiento neto corresponde al cambio en la biomasa por día en relación con la cantidad de biomasa presente y es una función de la concentración del sustrato del reactor y el coeficiente específico de decaimiento endógeno.

2.5.5. Tiempo de retención de sólidos

El tiempo de retención de sólidos (SRT) es el tiempo promedio que la biomasa está en el sistema y está definido por la siguiente expresión:

$$SRT = \frac{VX}{QX_e} \quad (2.50)$$

donde, SRT = tiempo de retención de sólidos, d

V = volumen del reactor, L

Q = caudal de entrada, L/d

X - concentración de biomasa en el reactor, g SSV/L

X_e = concentración de biomasa en el efluente, g SSV/L

El inverso del SRT son los sólidos producidos por día divididos por los sólidos presentes.

$$\frac{1}{SRT} = \frac{QX_e}{VX} \quad (2.51)$$

Cuando la concentración de SSV del efluente es bajo, el exceso de sólidos debe eliminarse del sistema en caso de que esté ocurriendo acumulación de biomasa (Metcalf & Eddy, 2014).

2.5.6. Modelo de Contois (1959)

El modelo de Monod está adecuado para sistemas de un solo cultivo y sustratos simples, pero su precisión es baja en sistemas con cultivos mixtos y sustratos complejos (Liu 2007). Para considerar el efecto de estos factores, muchos investigadores han tratado de desarrollar aún más el modelo de crecimiento desarrollado por Monod. Contois modifica el modelo de Monod e ignora el coeficiente de decaimiento endógeno e incorpora la concentración de microorganismos. Por lo tanto, este modelo utiliza la concentración del sustrato y de microorganismos para calcular la tasa de crecimiento.

$$\mu = \mu_m \frac{s}{\beta X + s} \quad (2.52)$$

donde, μ = tasa específica de crecimiento de bacterias, g SSV/g SSV * d

β = parámetro de crecimiento de Contois, g sustrato/g biomasa

El objetivo de Contois (1959) fue determinar el efecto de la densidad poblacional sobre la tasa específica de crecimiento de las poblaciones bacterianas, y como un intento adicional de derivar un modelo más satisfactorio para el crecimiento bacteriano.

2.5.6. Modelo multicomponente de segundo orden de remoción de sustrato, de Grau

Grau *et al.* (1975) desarrollaron un modelo de remoción de sustrato lineal de múltiples componentes para describir y predecir la concentración de sustrato en el efluente del reactor. El modelo se basa en una ampliación del modelo de remoción de Monod (Monod *et al.*, 1965) utilizando una cinética de reacción química de segundo orden, cuya concentración de sustrato en el influente es independiente de la concentración de sustrato en el efluente (Njoya *et al.* 2020). Este modelo está definido por la ecuación (2.53):

$$\frac{dS}{dt} = k_s X \left(\frac{S_2}{S_1} \right)^2 \quad (2.53)$$

donde, k_s = constante de remoción de sustrato de segundo orden, día⁻¹

La linealización de esta ecuación diferencial cuando $S_2 = S_1$ a $t = 0$ está dada por la siguiente ecuación:

$$\frac{TRH S_1}{S_0 - S} = TRH - \frac{S_0}{K_s X} \quad (2.54)$$

Considerando que E representa la eficiencia de remoción del sustrato $\frac{S_1 - S_2}{S_1}$, a representa la cinética del sustrato $\frac{S_0}{K_s X}$, y b el coeficiente del TRH, que se relaciona con un valor cercano a cero, la ecuación (2.54) se puede simplificar con la ecuación (2.55) (Njoya *et al.* 2020):

$$\frac{TRH}{E} = a + b TRH \quad (2.55)$$

2.5.7. Modelo modificado de Stover-Kincannon

Stover y Kincannon desarrollaron un modelo cinético para reactores de biopelículas, en el que la tasa de utilización del sustrato y la tasa de carga orgánica eran relacionadas por medio de una cinética monomolecular para biorreactores de biopelículas (Stover y Kincannon, 1982). El modelo Stover-Kincannon inicialmente se desarrolló considerando el área superficial de contacto en biopelículas y se expresó mediante la ecuación (2.56):

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{max} \left(\frac{QS_0}{A} \right)}{K_B + \left(\frac{QS_0}{A} \right)} \quad (2.56)$$

donde, A = superficie del disco que sirve de soporte a la biomasa activa

U_{max} = constante de tasa de remoción de sustrato máxima, g DQO/L*d

K_B = constante de saturación, g DQO/L*d

Posteriormente, la ecuación (2.56) se modificó para considerar el volumen efectivo del reactor (Njoya *et al.* 2020):

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{max} \left(\frac{QS_0}{V} \right)}{K_B + \left(\frac{QS_0}{V} \right)} \quad (2.57)$$

En condiciones de estado estacionario, la linealización de dS/dt se expresa con la ecuación (2.58):

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} (S_1 - S_2) \quad (2.58)$$

La combinación de la ecuación (2.57) y (2.58) resulta en la ecuación modificada del modelo de Stover y Kincannon y esta expresada con la ecuación (2.59):

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} (S_1 - S_2) = \frac{U_{max} \left(\frac{QS_0}{V} \right)}{K_B + \left(\frac{QS_0}{V} \right)} \quad (2.59)$$

2.5.8. Modelo modificado de Stover-Kincannon para calcular la producción de metano

Stover y Kincannon, en 1982, también llevaron a cabo modificaciones en el modelo para calcular la tasa de producción de metano, relacionando la producción de metano con la remoción de DQO y la carga orgánica con la ecuación (2.60):

$$\frac{1}{M} = \frac{M_B V}{M_{max} Q S_0} + \frac{1}{M_{max}} \quad (2.60)$$

donde, M = es la tasa específica de producción de metano, mL CH₄/L*d

M_B = constante de producción de metano, mL CH₄/L*d

M_{max} = tasa máxima específica de producción de metano, mL CH₄/L*d

3. ESTADO DEL ARTE

Contois (1959) realizó un estudio de *Aerobacter aerogenes* en medios de cultivos continuos químicamente definidos y definió que la tasa de crecimiento específica (R)

$$R = \frac{u_m S}{BP + S}$$

es una función de la densidad de población (P) así como de la concentración del nutriente limitante (S). A partir de estas observaciones, y de las de otros, derivó el siguiente modelo de crecimiento bacteriano:

donde u_m y B son parámetros de crecimiento que son constantes en condiciones definidas. La idea era crear un modelo con aplicabilidad general que tomara en cuenta el crecimiento bacteriano tanto en cultivos discontinuos como continuos.

Büyükkamaci & Filibeli (2002) investigaron el desempeño de un reactor anaerobio híbrido en el tratamiento de agua residual sintética y agua residual industrial (levadura de panaderías y procesadoras de carnes) utilizando tres TRH diferentes (12, 24 y 48 horas). El desempeño se evaluó con base en la remoción de DQO y la producción de metano. La remoción de materia orgánica para el agua sintética estuvo entre 70% y 90%, mientras que para el agua residual la remoción de materia orgánica osciló entre 75 y 78%. La producción de metano fue de 58, 58, y 70% para agua sintética, aguas residuales de panaderías e industrias procesadoras de carne, respectivamente. En este estudio se concluyó que el reactor anaerobio híbrido puede ser viable para el tratamiento de aguas residuales domésticas concentradas.

Elmitwalli et al. (2003) en vías de contribuir al desarrollo de sistemas integrales de tratamiento descentralizado, investigaron la viabilidad del tratamiento anaerobio de aguas residuales utilizando dos reactores híbridos en serie. El reactor consistió en un tanque con flujo ascendente con un manto de lodo en la parte inferior y un filtro anaerobio en la parte superior. En este sistema se obtuvo una remoción promedio de DQO del 94%. A partir de un modelo matemático, concluyeron que se necesita un tiempo de retención hidráulico (TRH) de 5.5 a 7.5 días para que el sistema pueda proporcionar una eficiencia de remoción de DQO hasta del 87%.

Kujawa-Roeleveld et al. (2005), investigaron si el tanque séptico UASB puede ser una tecnología adecuada para ser aplicada dentro del concepto de saneamiento descentralizado y reutilización (DESAR) utilizando aguas residuales concentradas y desechos orgánicos de cocina. El tanque séptico UASB se operó a dos temperaturas diferentes, 15 y 25 °C. La remoción de la DQO total dependió de la temperatura operativa y alcanzó 61 y 74%, respectivamente. Hubo una alta remoción de la DQO suspendida con 88 y 94%, respectivamente. La presencia de nutrientes en el efluente fue principalmente en forma soluble. Se observó precipitación de fosfato. La separación de lodo/agua, un largo TRH y una alta temperatura contribuyeron a una reducción de *E. coli*. Los autores concluyeron que debido a los estándares el efluente del tanque séptico puede ser aplicado para fertilizante agrícola.

Anh et al. (2007) analizaron el desempeño de un tanque séptico mejorado

desarrollado en la Universidad de Ingeniería Civil de Hanoi, el cual consistió en un tanque anaerobio con deflectores, con y sin filtro en su último compartimiento. Los investigadores encontraron que con un TRH de 2 días se alcanzaron remociones que variaron entre el 80 y el 90%, mejorando significativamente la remoción de DQO, DBO y SS con respecto al tanque séptico convencional. La adición de carbón vegetal en el último compartimiento permitió mejorar la remoción un 10% adicional. Sin embargo, fue necesario utilizar un humedal construido con flujo vertical como sistema de postratamiento para cumplir con la normatividad ambiental vigente en Vietnam.

Moussavi et al. (2010) investigaron el tratamiento anaerobio *in situ* de AR domésticas con dureza media en un tanque séptico de flujo ascendente (UST, por sus siglas en inglés), el cual tiene un concepto de diseño similar al tanque séptico UASB, a escala piloto. Se investigaron los efectos de tres diferentes TRH de 24, 12 y 6h en el desempeño del UST. El UST obtuvo una remoción de DBO de 85%, DQO de 77%, y SST de 86% con un TRH de 24h. La calidad del efluente se fue deteriorando según se disminuyó el TRH a 12 y 6h, reduciendo significativamente el desempeño del reactor. Los autores concluyeron que el UST puede ser una alternativa, técnicamente y económicamente prometedora a los tanques sépticos convencionales para el tratamiento *in situ* y descentralizado de AR, particularmente en las comunidades rurales de los países en desarrollo.

Sabry (2010) desarrolló un nuevo concepto en el diseño de un tanque séptico al combinar un tanque séptico con flujo ascendente con otro tanque de flujo ascendente con deflectores al que llamó tanque séptico de flujo ascendente / Reactor con deflectores (USBR, por sus siglas en inglés). Durante casi un año de operación se obtuvo una remoción promedio de DQO de 84%, DBO de 81% y SST de 89%. Según los resultados del proyecto se determinó que el segundo compartimiento (tanque con deflectores) funcionó como la unidad de tratamiento principal en la remoción de los contaminantes durante la fase de arranque y al inicio de la fase de estado estacionario.

Mahmoud & van Lier (2011) investigaron el efecto de la inoculación de un tanque séptico UASB en la parte inferior con lodo activo anaerobio en la fase de arranque del reactor y acoplaron un filtro anaerobio a un segundo tanque séptico UASB en la parte superior, creando el tanque séptico híbrido para el tratamiento de AR concentradas en Palestina. El tanque séptico UASB y el tanque séptico híbrido fueron operados en paralelo con un TRH de 2 días durante unos 8 meses, que incluyeron el verano y el invierno. Durante los primeros meses de funcionamiento, que coincidieron con el invierno, la remoción de DQO fue de 50% en el tanque séptico UASB y de 48% en el tanque séptico híbrido, mientras que durante el verano la remoción de DQO fue de 66% en el tanque séptico UASB y 55% en el tanque séptico híbrido. Los resultados demostraron que el tanque séptico UASB, inoculado inicialmente con un lodo anaerobio activo, tiene mejor desempeño en la remoción de materia orgánica que el

tanque séptico híbrido. Estos autores recomiendan inocular el tanque con un volumen de lodo equivalente a un 10 a un 20% del volumen del primer compartimiento.

Montalvo et al. (2012) hicieron una revisión sobre los usos y aplicaciones más relevantes de las zeolitas en los procesos de digestión anaerobia. Discuten la viabilidad de utilizar zeolitas naturales como medio de soporte para la inmovilización de microorganismos en diferentes configuraciones de reactores de alta velocidad (lecho fijo, lecho fluidizado, etc.) señalando las características favorables para la adhesión de microorganismos. La zeolita también ha sido ampliamente utilizada como un intercambiador de iones para la eliminación de amonio en la digestión anaerobia debido a la presencia de cationes Na^+ , Ca^{2+} y Mg^{2+} en su estructura cristalina. También se hizo una revisión de la influencia del tamaño de partícula de zeolita y las dosis en procesos discontinuos mesófilos y termofílicos cuando se hace referencia a aguas residuales sintéticas o diferentes

Sharma & Kazmi (2015) analizaron el tratamiento in situ de las aguas negras generadas en una escuela mediante el empleo de un sistema compacto de dos etapas: un tanque séptico modificado seguido de un filtro anaerobio. Los resultados revelaron que la remoción promedio de DQO total, DQO particulada, DBO_5 y SST fue 72.6, 90.2, 78.4 y 50 83.2%, respectivamente. La caracterización mensual de los lodos sépticos reveló una tendencia en la reducción de la relación SS/ST, lo cual muestra una hidrólisis progresiva, así como la estabilización de los mismos. La interrelación entre los parámetros físico-químicos y microbiológicos reveló una relación lineal entre los datos con un buen coeficiente de correlación. Se encontraron actividades metanogénicas altas, 0.386 mL de CH_4 / g SSV - d. Así, los autores concluyeron que el sistema estudiado puede ser una alternativa adecuada al tanque séptico convencional para el tratamiento in situ de aguas negras en las zonas rurales de las regiones en desarrollo.

Anil & Neera (2016) modificaron un tanque séptico de 3 compartimientos donde en el primer compartimiento ocurre el proceso anaerobio, el segundo compartimiento tiene acoplado un filtro de zeolita modificada con cobre y el tercer compartimiento es una cámara de desinfección. Los compartimientos están separados por mamparas verticales que hacen que el flujo tenga un patrón de abajo hacia arriba cada vez que cambia de un compartimiento a otro. Los resultados mostraron que este sistema muestra una remoción de 99.99% de coliformes totales, 99.57% de TSS, 46.83% de nitrógeno amoniacal, 31.08% de nitrógeno en nitrato, 48.39% del nitrógeno total kjeldahl, 94.4% DBO y 71.74% de fosfatos. Estos resultados también demostraron la viabilidad de utilizar la zeolita para la remoción de nitrógeno y fosfato. El tamaño de

la zeolita varió entre 5 y 10mm. Este estudio se centra en un método de tratamiento descentralizado económico y eficiente para el tratamiento de aguas residuales domésticas.

Abbassi *et al.* (2018) investigaron dos diseños innovadores de tanque séptico modificado (MST) utilizados para el tratamiento de aguas residuales. Los dos sistemas se diseñaron con 3 cámaras anaeróbicas y 1 cámara aeróbica de manera continua. El tratamiento en un MST se diseñó como un sistema de crecimiento suspendido (MST-S), mientras que el otro se diseñó como un sistema de crecimiento adherido (MST-A). Los sistemas operaron con un tiempo de retención hidráulica de 4.3, 3.2 y 2.6 días. Abbassi *et al.* lograron una alta remoción de carga orgánica bajo todos los criterios de carga en ambos sistemas. Se reportó que la concentración de DBO₅ en el efluente a tasas de carga más bajas y más altas era inferior a 15 y 25 mg / L, respectivamente, lo que representa una tasa de eliminación de más del 95%. También reportaron remoción de nitrógeno, pero a un ritmo menor siendo 59% la remoción más alta alcanzada en sistema de crecimiento adherido con la tasa de carga orgánica más baja. La mayor remoción de nitrógeno total se logró (59%) en el sistema de crecimiento adjunto a la tasa de carga más baja. En este trabajo se concluyó que los tanques sépticos modificados demostraron ser una tecnología rentable con bajos requisitos de energía, operación y mantenimiento.

Maleki *et al.* (2018) publicaron una revisión de la literatura sobre los estudios cinéticos experimentales de biorreactores anaeróbicos convencionales y biorreactores de membrana anaeróbicos. Compilaron la información sobre varios modelos cinéticos que se usaron para ajustar los datos experimentales y derivar los parámetros cinéticos como la tasa de crecimiento específica máxima μ_{max} , la constante de semisaturación K_s , el coeficiente de decaimiento k_d , el rendimiento de lodo Y y el rendimiento de metano Y_{CH_4} . Este documento ha servido como una fuente integral sobre los estudios bio-cinéticos anaeróbicos y diseño de reactores.

Amaral *et al.* (2019) evaluaron el desempeño de dos reactores anaeróbicos ascendentes modificados (RAnS) como tecnología descentralizada para el tratamiento de aguas residuales domésticas de alta carga orgánica. Este trabajo consistió en 2 reactores anaeróbicos a gran escala (RAn₁ y RAn₂) con la misma configuración y volumen total de 14.6 m³, altura total de 2.57 m, y construidos con plásticos reforzados con fibra de vidrio, se operaron con un tiempo de retención hidráulica de 16 h y una carga inferior a 2.7 kg DQO·m⁻³·d⁻¹. Los RAnS fueron monitoreados durante 10 meses consecutivos y mostraron la capacidad de soportar las fluctuaciones de la carga orgánica y las tasas volumétricas. Los reactores alcanzaron eficiencias en la remoción de DBO₅ superior al 70% y la eficiencia media de eliminación de DQO soluble superior al 57.4%. El perfil de sólidos en el reactor varió desde partículas muy densas con buena capacidad de sedimentación cerca del

fondo (lecho de lodo) hasta un lodo más disperso y ligero cerca de la parte superior del reactor (manto de lodos), similar a los reactores UASB convencionales.

Singh *et al.* (2019) evaluaron la estructura y el rendimiento de un tanque séptico de cuatro cámaras diseñado con una placa de tres capas con orificios en el primer compartimiento, un deflector en el segundo compartimiento y un filtro en el tercer y cuarto compartimiento para recolectar agua para el riego del campo o conectar dispositivos posteriores para su posterior procesamiento. Singh *et al.* (2019) simularon la distribución del flujo en la primera cámara utilizando el software Fluent, y los resultados de la simulación fueron verificados en un experimento con un trazador y la distribución del tiempo de residencia hidráulico. Prasad-Singh *et al.* Concluyeron que la alta remoción de DQO y DBO₅ reflejaron la eficacia de los tanques sépticos modificados.

Njoya *et al.* (2020) evaluaron el tratamiento de aguas residuales de mataderos de aves (PSW) utilizando dos biorreactores anaeróbicos de alta tasa (HRABS) y flujo descendente; reactor de lecho granular expandido de flujo descendente (DEGEBR) y el reactor de lecho granular estático (SGBR). Estos dos biorreactores demostraron un buen rendimiento con porcentajes de eliminación de DBO₅ y DQO superiores al 95 % durante los días de máximo rendimiento. Njoya *et al.* también abordaron en este estudio el análisis cinético de estos dos HRABS utilizando el modelo modificado de Stover-Kincannon modificado y el modelo multicomponente de sustrato de segundo orden de Grau. A partir de una comparación entre los dos modelos investigados, concluyeron que el modelo Stover-Kincannon modificado proporcionó la mejor predicción para la concentración del sustrato en el efluente de los dos HRABS.

Rajabi *et al.* (2020) evaluaron el tratamiento biológico de los lixiviados del compost en un reactor anaeróbico híbrido de flujo ascendente-descendente por medio de diferentes modelos cinéticos utilizando los datos experimentales obtenidos del reactor anaeróbico híbrido. Los resultados para el modelo de segundo orden de remoción de sustrato para $k_{2(s)}$ fue de 22.3 días⁻¹, mientras que para el modelo de Stover-Kincannon la constante de tasa de remoción de sustrato máxima (U_{max}) y la constante K_B para el valor de saturación fueron 90.9 y 97.3 g/L*d, respectivamente, lo que resultó en el mejor ajuste de este modelo para los datos reales de la planta de lixiviado de compost.

4. JUSTIFICACIÓN

Como se explicó en la introducción, en México la cobertura de los sistemas de tratamiento convencionales de aguas residuales es baja, tanto en zonas urbanas como en zonas rurales, debido a que no son económicamente viables para la mayoría de ciudades y comunidades en el país, especialmente para aquellas que poseen presupuestos limitados de construcción, operación y mantenimiento.

En el *Censo Nacional de Gobiernos Municipales y Demarcaciones Territoriales de la Ciudad de México 2021*, se reportó que, de 2,446 municipios, 473 municipios (19.16%) no ofrecen a la población el servicio de drenaje y alcantarillado. Y solo el 41% de los municipios aplica tratamiento al menos a una fracción de sus aguas residuales. Además, existen diversas zonas en las ciudades que, a pesar de poder sufragar los costos, no pueden ser conectadas a un sistema de alcantarillado debido a la topografía o al tipo de suelo, tal es el caso de colonias como Tepepan y San Ángel en la Ciudad de México; por lo que es necesario construir sistemas integrales de tratamiento descentralizados para cumplir con la normatividad ambiental vigente en la ciudad.

Por estas razones, es necesario desarrollar sistemas integrales de tratamiento de AR eficientes, fiables y rentables que además cumplan con las normas ambientales vigentes. De esta manera han surgido los sistemas integrales de tratamiento descentralizado como una alternativa simple y de bajo costo para el tratamiento de las AR; por lo que no es de extrañar que la investigación en este tipo de sistemas haya aumentado considerablemente en las últimas dos décadas y haya abordado tópicos tan diversos como el enfoque de múltiples partes: el diseño de los sistemas, la planificación, ejecución y control de calidad.

Entre las tecnologías de tratamiento descentralizado se encuentra el TSFAH, el cual es un TSFA con la adaptación de un filtro anaerobio. Dado que la aplicabilidad del TSFA para el tratamiento de AR en la Ciudad de México ya fue demostrada en la tesis de Maestría "*Diseño y evaluación de un tanque séptico UASB para el tratamiento descentralizado de aguas residuales municipales*", en este proyecto se diseñó un filtro anaerobio para adaptárselo integralmente a este sistema. Con esta modificación se busca mejorar la remoción de materia orgánica y nutrientes en el TSFA en el tratamiento de AR en la Ciudad de México y evaluar la aplicabilidad de esta versión modificada, el tipo de mezclado en el tanque, la evolución de amonio y fósforo en el sistema y su capacidad para producir un efluente con mayor calidad que el tanque séptico convencional utilizado ampliamente en la actualidad.

5. HIPÓTESIS

Un tanque séptico de flujo ascendente híbrido (TSFAH) tendrá un mejor desempeño que un tanque séptico de flujo ascendente (TSFA) que le permitirá cumplir con los parámetros de calidad establecidos en la Norma Oficial Mexicana NOM-001-SEMARNAT 1996.

6. OBJETIVOS

6.1. Objetivo General

Evaluar el desempeño de un TSFA y un TSFAH a escala laboratorio en la remoción de materia orgánica, la evolución de amonio en el sistema y determinar si su efluente cumple con la legislación ambiental vigente en materia de descargas de aguas residuales.

6.2. Actividades Específicas

1. Seleccionar el material filtrante para remover amonio.
2. Diseñar e instalar (desarrollar) el filtro anaerobio en el último compartimiento de un TSFA a escala laboratorio considerando el concepto de un TSFAH.
3. Determinar el patrón de flujo que se presenta en el TSFA y TSFAH.
4. Evaluar el desempeño del TSFA y TSFAH en el tratamiento de aguas residuales a la temperatura ambiente de la Ciudad de México con un TRH previamente definido.
5. Analizar el efecto del TRH en el desempeño del TSFA y TSFAH.
6. Evaluar los modelos cinéticos de remoción de materia orgánica en el TSFA y TSFAH.
7. Evaluar el efluente producido a partir del TSFA y TSFAH con base a los parámetros de calidad establecidos en la Norma Oficial Mexicana NOM-001-SEMARNAT 1996.

7. METODOLOGÍA

7.1. Diseño del tanque séptico de flujo ascendente híbrido (TSFAH) con un filtro anaerobio en el último compartimiento de un tanque séptico de flujo ascendente (TSFA).

- ❖ Para determinar las características del filtro se realizó una caracterización del agua residual que llega a la planta de tratamiento de Cerro del Agua de la UNAM que se utilizará como influente.
- ❖ A partir de la caracterización del agua residual se establecieron los parámetros de diseño: tipo de material filtrante, tamaño de partícula, área superficial, volumen y velocidad superficial de flujo ascendente considerando el TRH del prototipo. Para esto se tomó en cuenta la literatura científica relacionada.
- ❖ Con los parámetros de diseño se calculó el tamaño/dimensiones del filtro anaerobio y se realizó la memoria de cálculo.
- ❖ Para confirmar la estructura y mineralogía del material filtrante seleccionado (zeolita), se realizó un análisis de difracción de rayos X (DRX). La composición química de las muestras de zeolita se determinó usando fluorescencia de rayos X (FRX) y microscopía electrónica de barrido-espectroscopía de dispersión de energía (SEM-EDS). La morfología de la superficie de la zeolita se determinó mediante microscopía electrónica de barrido (SEM).
- ❖ Una vez que la zeolita fue caracterizada, se tomó una muestra de zeolita y se sumergió por 48 horas en una solución concentrada de NaCl. Al finalizar las 48 h, se preparó un experimento por lotes de adsorción añadiendo por separado 5g de la zeolita tratada con NaCl y 5g de zeolita natural a 500mL de una solución que tiene concentración de amonio de 50 mg/L para determinar si el tratamiento de NaCl tiene algún efecto en la remoción del ion amonio del agua. El tiempo transcurrido de este experimento fue de 390 minutos.

Debido a que estudios han demostrado que se puede lograr modificar área superficial de la zeolita al sumergir por un periodo de tiempo en una solución de NaCl (Djubaedah *et al.*, 2020), para este trabajo se sumergió la clinoptilolita con el fin de determinar si ocurre alguna modificación o alteración en el área superficial, la relación Si/Al y/o la capacidad de remoción de amonio en comparación con la clinoptilolita natural.

- ❖ Se diseñó un segundo rector con las mismas especificaciones del TSFA diseñado en la tesis de Maestría “Diseño y evaluación de un tanque séptico UASB para el tratamiento descentralizado de aguas residuales

municipales”, que sirvió de control para evaluar el TSFAH, en que se incorporó el filtro de zeolita

- ❖ Finalmente, se instaló el sistema para la medición de la producción de biogás

7.2. Determinación del patrón de flujo por medio de análisis de trazador

- ❖ Se realizaron ensayos hidráulicos bajo diferentes TRH (Tabla 7.1) en el TSFA sin lodo, TSFA con lodo en el primer compartimiento, y el TSFA con lodo y filtro en el último compartimiento para evaluar el comportamiento hidráulico en el sistema antes y después de ser modificado
- ❖ Como sustancia trazadora se utilizó el verde de bromocresol ya que se ha reportado que es una sustancia trazadora ideal debido a que no se adsorbe/absorbe en la biomasa, no interfiere con material suspendido que se encuentra presente en un reactor, ni las burbujas de gas y es estable con la condiciones experimentales como el agua, pH y potencial redox (Jiménez, Noyola and Capdeville, 1988; Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997; Nardi, Zaiat and Foresti, 1999; Ceron *et al.*, 2013). Una concentración de 15mg/L de verde de bromocresol equivale a una absorbancia de 0.5 en una longitud de onda de 610 nm.
- ❖ Se preparó una solución madre del trazador añadiendo 5 g de verde de bromocresol en 229 ml de agua destilada.
- ❖ Se añadió el trazador por medio de una inyección puntual para una concentración inicial de 15mg/L en el volumen del reactor y se determinó la concentración del trazador por espectrofotometría.

Tabla 7.1. Configuración del sistema operado a tres TRH distintos

Configuración	TRH		
	12h	18h	24h
TSFA solo	*	*	*
TSFA con lodo	*	*	*
TSFA con lodo y filtro	*	*	*

- ❖ El caudal de la bomba peristáltica se ajustó al flujo correspondiente a los TRH teóricos. El TRH de 12h con un caudal de 73 ml/min, el TRH de 18h con un caudal de 49 ml/min y el TRH de 24h con un caudal de 36 ml/min.
- ❖ La aplicación del trazador se realizó por medio de una inyección puntual según las recomendaciones y los estudios citados (Anderson *et al.*, 1991; Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997; Nardi, Zaiat and Foresti, 1999; Ceron *et al.*, 2013), en un sitio muy cercano a la entrada del reactor

por un tiempo de no más de 1 minuto (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1997).

- ❖ A partir de la inyección del pulso se comenzó a contabilizar el tiempo de experimentación.
- ❖ Se colectaron muestras del efluente por intervalos de tiempo iguales dentro de un periodo de tres (3) veces el TRH y se determinó la concentración del trazador en cada caso.
- ❖ Con los resultados obtenidos se construyeron y trazaron las curvas C. E y F.
- ❖ En función de los resultados obtenidos con el uso del trazador se rediseñó la alimentación y la distribución de líquido en el fondo de los compartimientos.

7.3. Análisis de la etapa de arranque en el tratamiento de aguas residuales a la temperatura ambiente de la Ciudad de México con un TRH 48h

- ❖ Al inicio se inoculó el TSFA (R1) y TSFAH (R2) con lodo anaerobio procedente de un tanque séptico UASB que trataba aguas residuales municipales con un volumen de lodo equivalente al 15% del volumen del primer compartimiento. Para evaluar el desempeño se utilizó agua residual sintética preparada en el laboratorio.
- ❖ Después se comenzó la operación de R1 y R2 con un TRH de 48 horas por 2 meses.
- ❖ Para monitorear el sistema se tomaron muestras en la entrada y la salida de cada compartimiento del R1 y R2. Se midió el pH y la temperatura con electrodos específicos para cada parámetro y se determinó la alcalinidad, la relación de alcalinidades, sólidos totales, sólidos suspendidos totales, sólidos volátiles totales, nitrógeno amoniacal, fosfatos, DQO total y soluble según los métodos establecidos en el *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 1998).
- ❖ También se monitoreó la producción de biogás por medio del método de desplazamiento.
- ❖ El sistema se consideró estabilizado una vez que el porcentaje de remoción de materia orgánica se comportó de manera constante. Se calculó el porcentaje de remoción de materia orgánica teniendo en cuenta los resultados obtenidos en las determinaciones de DQO y DBO₅ durante la fase de arranque.

7.4. Análisis del desempeño a diferentes TRH.

- ❖ Una vez que se analizó la fase de arranque de R1 y R2 y se consideró estabilizado, se continuó la operación y el seguimiento de los reactores con los siguientes TRH: 48, 36, 24, 18 y 12 horas con un periodo de 3 semanas por cada TRH.
- ❖ Se dio seguimiento a la operación del TSFAH tomando muestras en la entrada y a la salida de cada compartimiento del TSFAH. Se realizaron las mismas determinaciones descritas en la sección 7.3.
- ❖ Se calcularon los porcentajes de remoción de materia orgánica mediante las determinaciones de DQO y DBO₅.

7.5. Aplicación de los modelos cinéticos

- ❖ Utilizando los datos obtenidos de la operación del TSFH, descrito en la sección 7.4, se aplicó el modelo de primer orden de tasa utilización de sustrato, el modelo de Monod para determinar la tasa de crecimiento neto de biomasa, el modelo de Contois, el modelo multicomponente de segundo orden de remoción de sustrato, de Grau y el modelo modificado de Stover-Kincannon

7.6. Evaluación del efluente del TSFAH según la NOM-001-SEMARNAT 1996.

- ❖ Se determinó la concentración de materia orgánica y nitrógeno en el efluente y se compararon los resultados obtenidos con base a la legislación ambiental vigente en materia de aguas residuales (NOM-001-SEMARNAT 1996). A partir de ello se estableció si las características del efluente obtenido cumplen con la misma.

8. RESULTADOS

8.1. Dimensionamiento y construcción TSFA y el TSFAH

8.1.1. Dimensionamiento del TSFA

El volumen total del TSFA (Figura 8.1) fue de 61.88 L, mientras que su volumen efectivo fue de 52.5 L. Sus dimensiones fueron: Altura total (Líquido + borde libre) = 45 cm, Ancho = 25 cm y Largo = 55 cm, con paredes de acrílico de un centímetro de espesor.

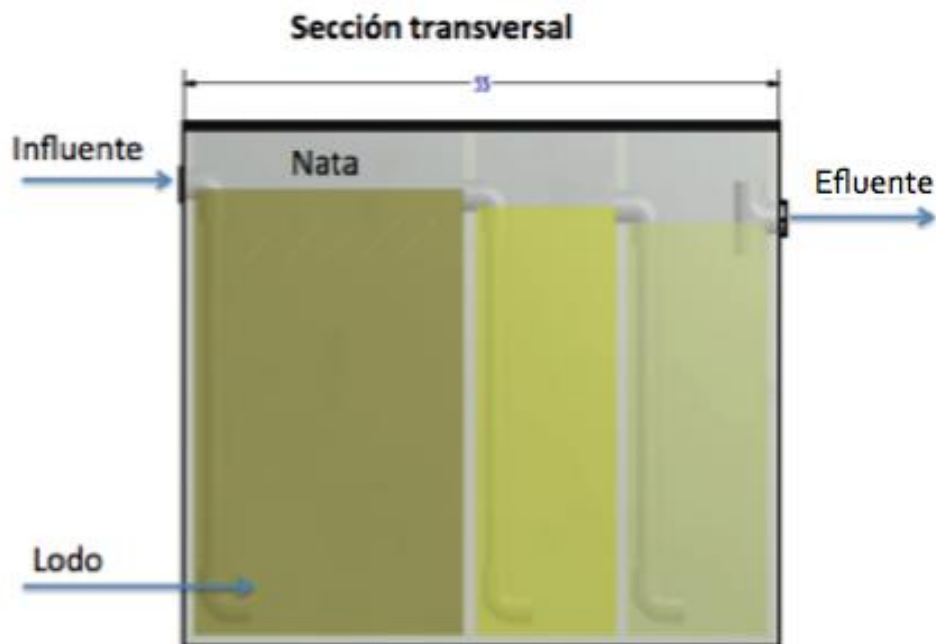


Figura 8.1. Esquema y fotografía del TSFA

La entrada del agua residual consistió en tubos de PVC con codos de 90° en ambos extremos, esto con el fin de que el agua tuviera un flujo descendente - ascendente al interior de cada compartimiento. La primera entrada se instaló a 40 cm de altura del fondo del reactor.

Para asegurar que el agua pasara por gravedad entre los tres compartimientos, se estableció una diferencia de 1 cm entre la entrada y la salida al siguiente compartimiento, por lo que la salida del agua tratada en el último compartimiento quedó ubicada a 37 cm del fondo (ver Anexo 1). A la salida del último compartimiento del TSFA se instaló un conector "T" de PVC para evitar el arrastre de natas.

Con los dos TRH de operación (12, 18 y 24h) y el volumen efectivo del TSFA se realizaron los cálculos de caudal (Q). Utilizando la ecuación (2.1) con un TRH de 12 horas se obtuvo que:

$$Q = \frac{52.5 \text{ l}}{12 \text{ h}} = 4.38 \text{ l/h}$$

Con TRH total de 18 horas se obtuvo que:

$$Q = \frac{52.5 \text{ l}}{18 \text{ h}} = 2.92 \text{ l/h}$$

Mientras que con TRH total de 24 horas se obtuvo que:

$$Q = \frac{52.5 \text{ l}}{24 \text{ h}} = 2.19 \text{ l/h}$$

8.1.2. Dimensionamiento del primer compartimiento

Para el primer compartimiento se consideró un volumen equivalente a la mitad del volumen total del TSFA. Las dimensiones del primer compartimiento fueron: Altura = 45cm, Borde libre = 6 cm, Ancho = Largo = 25 cm. De esta manera el primer compartimiento se diseñó con un volumen efectivo de 24.38 L y un área transversal de 625 cm².

Se calculó la velocidad de flujo ascendente (V_{asc}), pues este es un parámetro de importancia en la operación del TSFA ya que velocidades ascendentes demasiado altas pueden llevar al lavado de la biomasa del interior del mismo.

Para un TRH de 12 horas se encontró que la velocidad del flujo ascendente fue:

$$V_{asc} = \frac{4.4 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}}{0.0625 \text{ m}^2} = 0.070 \text{ m/h}$$

Para el TRH de 18 horas se encontró que la velocidad del flujo ascendente fue:

$$V_{asc} = \frac{2.9 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}}{0.0625 \text{ m}^2} = 0.047 \text{ m/h}$$

Y para el TRH de 24 horas se encontró que la velocidad del flujo ascendente fue:

$$V_{asc} = \frac{2.2 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}}{0.0625 \text{ m}^2} = 0.035 \text{ m/h}$$

Las velocidades de flujo ascendente obtenidas son menores a 0.2 m/h, valor recomendado para el diseño de reactores anaerobios de flujo ascendente (van Lier, Mahmoud and Zeeman, 2008), con lo que se aseguró que durante la operación del tanque séptico no se presentaran episodios de pérdida de biomasa.

En la parte superior de este compartimiento se instalaron 4 mamparas paralelas entre sí de 25 cm de ancho y 5 cm de largo con un ángulo de inclinación de 45°, para que funcionaran como un separador trifásico (Figura 8.1). En la última cámara se instaló un filtro de zeolita.

8.1.3. Dimensionamiento del segundo y tercer compartimiento

Los volúmenes del segundo y tercer compartimiento fueron iguales entre sí y su suma fue equivalente a la mitad del volumen total del TSFA. Las dimensiones del segundo y tercer compartimiento fueron: Altura = 45 cm, Ancho = 25 cm, Largo = 15 cm.

El borde libre en el segundo compartimiento fue de 7 cm, mientras que en el tercer compartimiento fue de 8 cm. Así, los volúmenes efectivos del segundo y tercer compartimiento fueron de 14.25 L y 13.88 L, respectivamente. Ambos compartimientos tuvieron un área transversal de 375 cm².

Para un TRH de 12 horas se encontró que la velocidad del flujo ascendente en ambos compartimientos fue:

$$V_{asc} = \frac{4.4 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}}{0.0375 \text{ m}^2} = 0.12 \text{ m/h}$$

Para el TRH de 18 horas se encontró que la velocidad del flujo ascendente fue:

$$V_{asc} = \frac{2.9 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}}{0.0375 \text{ m}^2} = 0.08 \text{ m/h}$$

Y para el TRH de 18 horas se encontró que la velocidad del flujo ascendente fue:

$$V_{asc} = \frac{2.2 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}}{0.0375 \text{ m}^2} = 0.06 \text{ m/h}$$

La Tabla 8.1 resume las dimensiones del tanque séptico UASB.

Tabla 8.1. Dimensiones del tanque séptico UASB

	<i>Volumen total (L)</i>	<i>Volumen efectivo (L)</i>	<i>Altura (cm)</i>	<i>Ancho (cm)</i>	<i>Largo (cm)</i>	<i>Borde libre (cm)</i>	<i>Área transversal (cm²)</i>
TSFA	61.88	52.50	45	25	55	-	-
1er compartimiento	28.12	24.38	45	25	25	6	625
2do compartimiento	16.88	14.25	45	25	15	7	375
3er compartimiento	16.88	13.87	45	25	15	8	375

8.1.4. Características y selección del material filtrante

Luego de hacer una revisión para determinar el tipo de material para el filtro, se determinó utilizar zeolita natural. Los parámetros para determinar el material fueron: su capacidad para remover amonio como material filtrante, disponibilidad para conseguir el material y destino ambiental. Los depósitos de zeolita natural más importantes en México son los de Oaxaca y Sonora (Ostrooumov, 2006). Los depósitos de zeolita natural de Oaxaca contienen zeolita tipo clinoptilolita, heulandita y modernita (Fig. 8.2).



Figura 8.2. Zeolita natural proveniente de Puebla, México.

La heulandita, la clinoptilolita y la mordenita son los materiales de zeolita más abundantes en la naturaleza. La clinoptilolita y la heulandita pertenecen al tipo de estructura HEU y en los depósitos naturales forman entre si una serie continua de

solución sólida. La heulandita y la clinoptilolita tienen una estructura cristalina similar, ambas son monoclinica, pero tiene diferente relación Si/Al (Wibowo, *et al.*, 2017). La heulandita posee una relación Si/Al de <4.0, mientras que la clinoptilolita tiene una relación Si/Al de 4.0–5.2. La mordenita se clasifica como estructura ortorrómbica con una relación Si/Al de entre 4.5 y 5.5 (Wibowo, *et al.*, 2017; Bish and Boak, 2001; Stocker, *et al.*, 2017).

Cada tipo de zeolita tiene diferentes propiedades, como la capacidad de adsorción, el intercambio iónico y la resistencia térmica. La estructura cristalina, el tamaño y la carga del ion hidratado proveen a la clinoptilolita una alta selectividad para hacer intercambio catiónico con NH_4^+ , aún en presencia de cationes como Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ y Mg^{2+} . Esta características ha generado interés en utilizar la clinoptilolita como material filtrante para aguas residuales, agua potable y acuarios municipales y residenciales (Leyva-Ramos *et al.*, 2004; Montalvo *et al.*, 2012).

Tomando en consideración que los depósitos de zeolita natural de Oaxaca, México, contienen zeolita tipo clinoptilolita, y que es de los depósitos de zeolita más grandes de México, y por tal razón, es fácil de conseguir el material, se decidió obtener la zeolita natural de Oaxaca para este trabajo.

Para determinar las fases y el tipo de zeolita se realizó un análisis de difracción de rayos X (fig. 8.3). El patrón de difracción de rayos X muestra fases zeolita tipo HEU, fases de mordenita y cuarzo lo que sugiere que la zeolita de Oaxaca no es de fase pura de zeolita tipo HEU, a la que pertenece la clinoptilolita. DRXs similares también han sido reportado por otros autores. Debido a la similitud estructural de la heulandita y la clinoptilolita, no es posible distinguir con precisión cada estructura con base en los resultados del XRD.

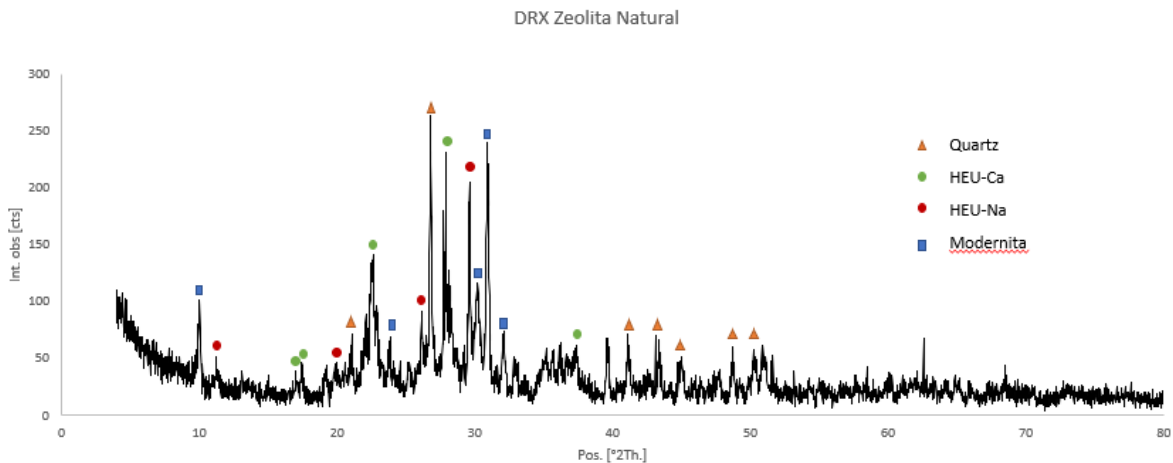


Figura 8.3. Espectro DRX de la zeolita natural proveniente de Oaxaca, México.

La composición química de la zeolita se determinó por medio de FRX y los resultados se muestran en la Tabla 8.2. El espectro 1 y el espectro 2 pertenecen a dos muestras de partículas distintas de la zeolita obtenida y que se diferenciaron a simple vista por distinto tono en el color. El objetivo era determinar si había diferencias en la composición química del material. Según se puede ver en los resultados, el espectro 1 tiene muestra la presencia de los iones de Ca y Mg y una relación Si/Al = 2.22, mientras que el espectro 2 tiene muestra una presencia de los iones de Na, Ca, Mg, Fe y K y una relación de Si/AL = 4.12. Esto resultados sugieren la presencia de heulandita, Si/AL <4, y la presencia de clinoptilolita, Si/AL >4 en la zeolita de Oaxaca.

Tabla 8.2. Análisis químico de dos muestras de partículas de la zeolita natural por fluorescencia de rayos X (FRX)

Espectro 1 Elemento	Peso%	Atómico%	Espectro 2 Elemento	Peso%	Atómico%
C K	3.23	6.24	Na K	0.31	0.29
O K	36.53	53.01	O K	48.13	64.55
Mg K	10.36	9.20	Mg K	3.10	2.73
Al K	2.54	2.19	Al K	6.07	5.19
Si K	5.04	4.86	Si K	27.43	21.43
Ca K	42.30	24.50	Ca K	0.61	0.33
			K K	2.13	1.17
			Fe L	11.22	4.31
Total	100.00		Total	100.00	

Estos resultados coinciden con los obtenidos en el espectro de dispersión de energía (EDS) y que se muestra en la Fig. 8.4. El espectro EDS confirma la presencia de los iones de Si, Al, Ca y Mg en el espectro 1 y la presencia de los iones de Si, AL, Na, Ca, Mg, Fe y K en el espectro 2. Esto puede sugerir viabilidad del uso de este material para la remoción de amonio ya que la clinoptilolita tiene una alta selectividad para hacer intercambio catiónico con NH_4^+ , en presencia de cationes como Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ y Mg^{2+} (Leyva-Ramos *et al.*, 2004; Montalvo *et al.*, 2012). Sin embargo, la presencia de Fe y otras fases sugieren la presencia de impurezas en la zeolita natural. Los hidróxidos de hierro se pueden encontrar como capas delgadas en el borde de algunos granos de zeolita debido a la meteorización (Stocker, *et al.*, 2017).

Debido a que uno de los beneficios de utilizar la zeolita natural para remover iones como el NH_4^+ por medio de intercambio iónico es que los iones liberados al agua no son tóxicos, es importante caracterizar y llevar a cabo un buen criterio de selección del material de manera que se pueda minimizar la producción de efectos alternos a los objetivos.

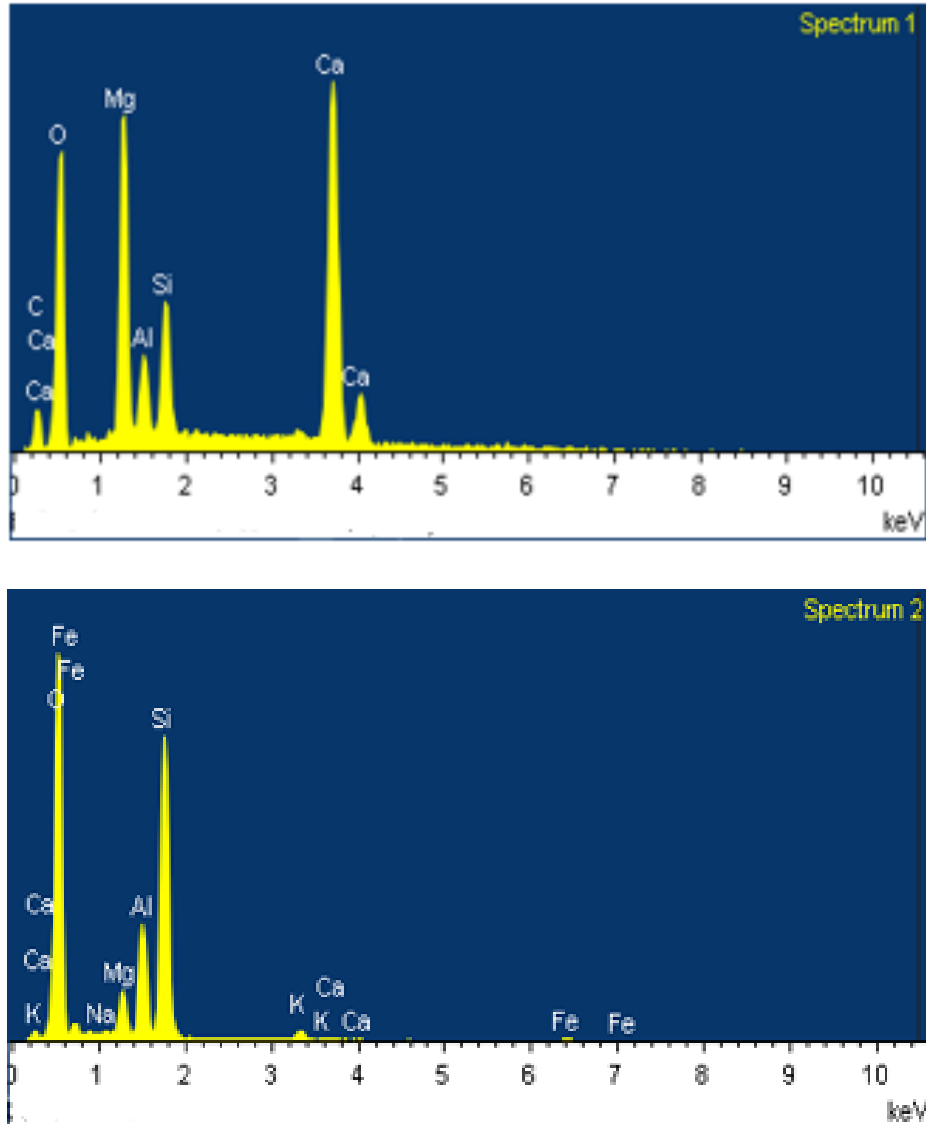


Figura 8.4. Espectro EDS de dos muestras de partículas de la zeolita natural proveniente de Oaxaca, México.

8.1.5. Instalación de filtro de zeolita

La zeolita sintética es más utilizada que la zeolita natural, posiblemente porque la zeolita natural tiene muchas desventajas como son las impurezas que pueden reducir el área superficial y por consecuencia la efectividad para el intercambio iónico (Djubaedah *et al.*, 2020). Algunos estudios siguen que se puede tratar la zeolita natural utilizando soluciones con iones con mayor selectividad para restaurar o modificar el área superficial (Djubaedah *et al.*, 2020). Sin embargo, en este estudio, los resultados de remoción del experimento en lotes, realizado con zeolita natural y

zeolita tratada con una solución 1%NaCl, presentados en la Fig. 8.5, no demuestran que sumergir la zeolita en una solución 1%NaCl, por 48 hora, tenga un efecto significativo en el comportamiento de remoción de amonio que pueda justificar utilizar este proceso.

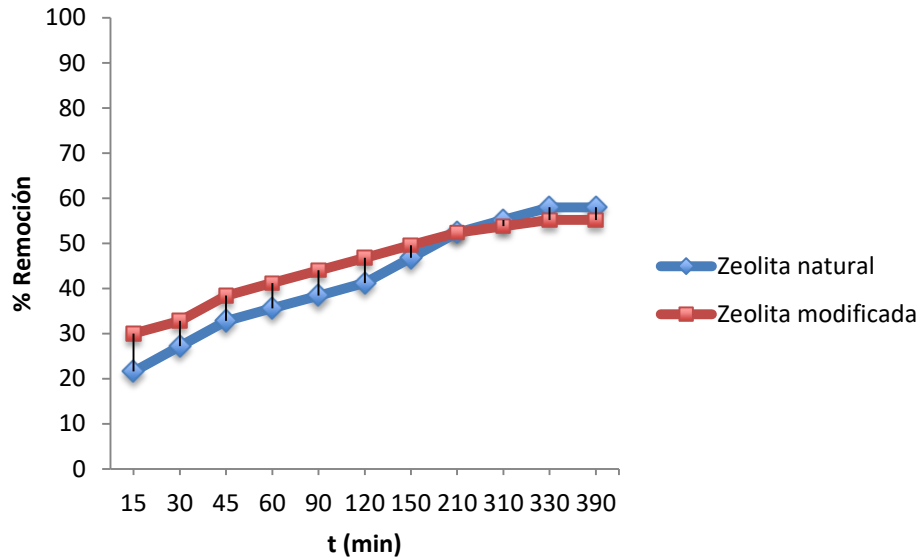


Figura 8.5. Remoción de nitrógeno amoniacal con zeolita natural vs zeolita modificada con NaCl

Si bien, durante los primeros 120 minutos, la zeolita tratada con 1%NaCl alcanza una remoción promedio de 6% mayor que el de la zeolita natural, de los resultados también se puede inferir que ambas tienen un comportamiento de remoción y saturación similar en el cual durante los últimos 120 minutos del experimento la zeolita natural presenta una remoción promedio de 2.3% mayor que el de la zeolita tratada.

Aunque se determinó que no era necesario tratar la zeolita durante 48 h en una solución 1%NaCl, se utilizó la solución para lavar la zeolita y remover el polvo de la superficie. Luego, se separó en diferentes tamaños de partícula utilizando tamices; 1 a 2 mm y de 2 a 3.3 mm, descartando el material con diámetro menor a 1 mm y mayor a 3,3 mm (Montalvo *et al.*, 2012). Luego se secó en la estufa durante la noche.

Se determinó que el volumen del filtro sería el 50% del volumen (de Lemos Chernicharo, 2007) de la última cámara (13.8 L), dando la cantidad de 6.9 litros de clinoptilolita. Para ello, se utilizaron 2.4 L de clinoptilolita de 1 a 2 mm y 4.5 L de 2 a 3.3 mm (Fig. 8.6).

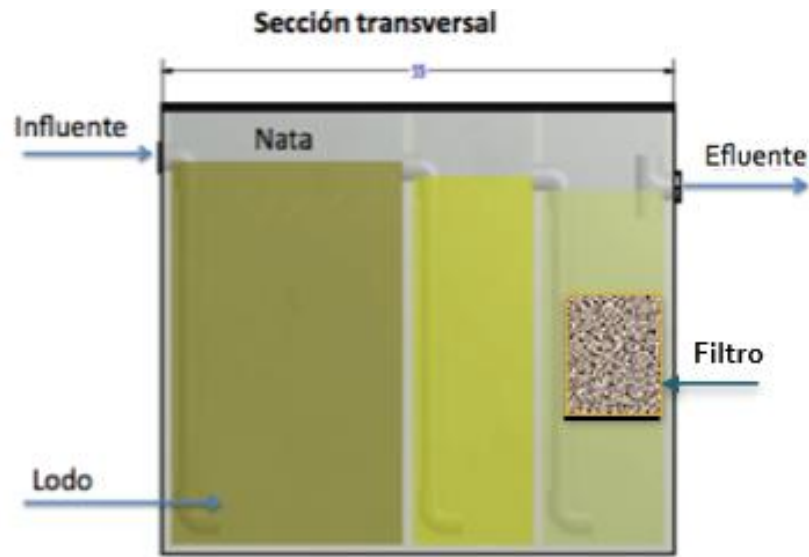


Figura 8.6. Esquema del TSFAH y fotografía del filtro de clinoptilolita con falso fondo en el último compartimiento del TSFAH

Dado que la zeolita tiende a erosionar se llenó el fondo del TSFAH con una capa delgada de roca caliza sobre un falso fondo. Después se añadieron 4.5 litros de la zeolita de tamaño de 2 a 3.3 mm seguido por los 2.4 litros de la zeolita de 1 a 2mm, para que en el fondo tuviera mayor espacio entre cada unidad y reducir la posibilidad de colmatación.

8.2. Análisis del patrón de flujo

Las pruebas experimentales se llevaron a cabo en tres configuraciones diferentes: (a) TSFA solo, (b) TSFA con lodo y (c) TSFA con lodo y filtro de zeolita en el último compartimento y con tres TRH diferentes: (d) 12 h, (e) 18 h y (f) 24 h.

8.2.1. Análisis de las curvas C

En la figura 8.7 se presentan las curvas C normalizadas para las tres configuraciones: (a) TSFA solo, (b) TSFA con lodo y (c) TSFA con lodo y filtro a un TRH de 12, 18 y 24 h; y para los tres TRH: (d) 12 h, (e) 18 h y (f) 24 h en cada configuración del tanque. Una curva con una altura alta y una forma estrecha indica una tendencia de flujo pistón. Por el contrario, una curva con una altura corta y ancha indica un patrón de flujo mixto (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1999).

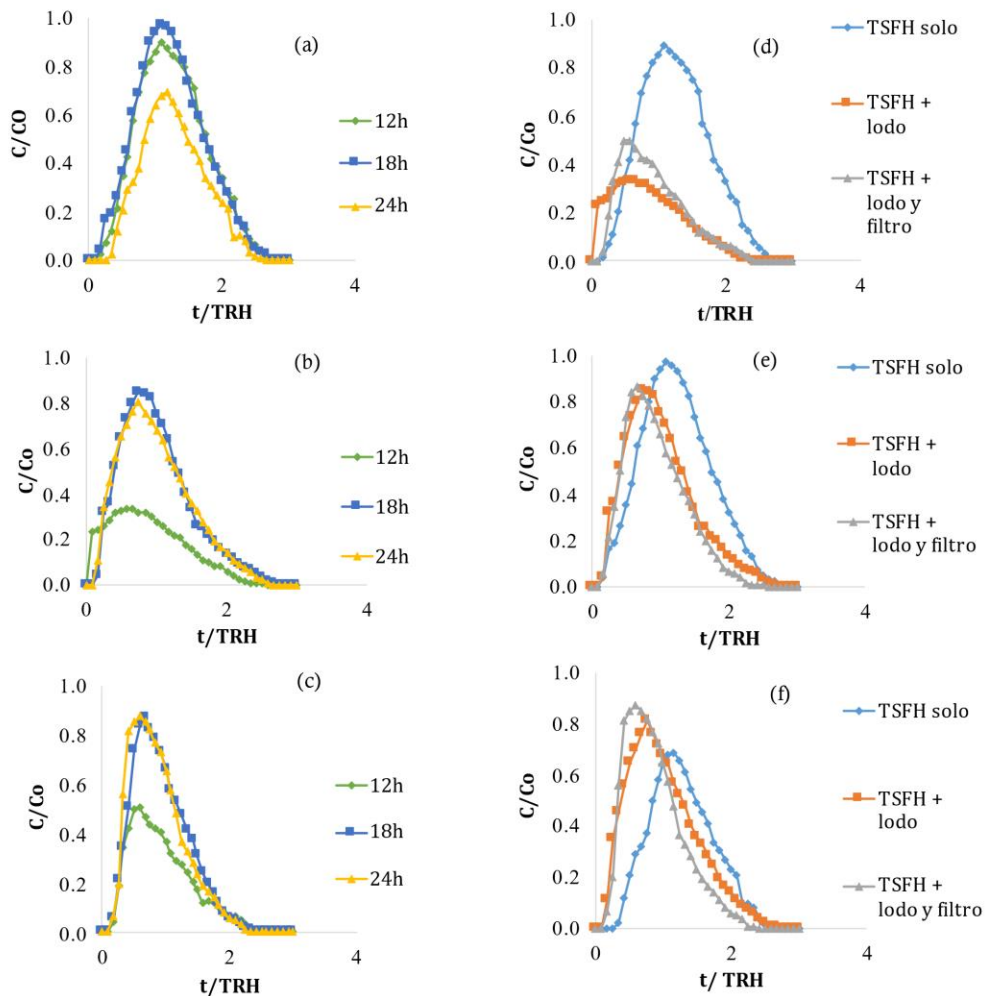


Figura 8.7. Curvas C del trazador en función del tiempo

Comparando las Curvas C con la literatura reportada (Pérez, 1992; Rincón *et al.*, 2011; Li *et al.*, 2015; Pérez *et al.* 2016; Li *et al.*, 2016), se puede determinar que las Curvas C de todas las pruebas, independiente de la configuración y el TRH, presenta un patrón de flujo no ideal intermedio entre flujo pistón y flujo completamente mezclado. Aunque, la forma inflada de las curvas podría indicar que este flujo no ideal tiende a un patrón de flujo completamente mezclado.

En la Fig. 8.7a-c, se puede apreciar que la forma de las curvas C es similar para los tres TRH en una misma configuración. Además, independientemente del TRH el tiempo transcurrido para detectar la concentración máxima del trazador en el efluente fue similar para cada configuración. Esto puede sugerir que el TRH no tiene una influencia significativa sobre el comportamiento hidráulico. Esta afirmación fue corroborada estadísticamente (p-valor = 0.0949, dentro de un intervalo de confianza del 95%).

La Fig. 8.7-b corresponde a las curvas C del TSFA con lodo anaerobio en el primer compartimiento a un TRH de 12, 18 y 24 horas. A pesar de que la concentración máxima detectada a un TRH de 12 h es menor que la concentración máxima de los TRH de 18 y 24 h, las tres curvas C tienen una distribución similar que en comparación, con las curvas C obtenidas con el TSFA solo (Fig. 8.7a), las curvas del grafico de la Fig. 8.7-b están sesgadas hacia la izquierda. Un patrón similar se puede observar en la Fig. 8.6-c que corresponde a la curva C el TSFA con lodo en el primer compartimiento y un filtro de zeolita en el último compartimiento a un TRH de 12, 18 y 24 horas.

Este sesgo del gráfico hacia la izquierda puede ser en respuesta a la disminución del tiempo necesario para que se detecte la concentración máxima en el efluente del tanque debido a la reducción del espacio por la adición de lodo y el filtro. Al momento de diseñar el TSFA no se tomó en consideración el volumen que ocuparía el lodo ni la adición de un filtro en el último compartimiento. Sin embargo, la curva C todavía presenta una curva inflada que indica que el patrón de flujo es no ideal y que tiende a un tipo de flujo completamente mezclado.

Por otro lado, en contraste con el TRH, se puede observar un cambio en el comportamiento de las curvas C con el cambio de la configuración bajo un mismo TRH, como se muestra en la figura 8.6d-f. A medida que se agrega el lodo y el filtro al TSFA, se reduce el tiempo necesario para detectar la concentración máxima en el efluente. Esto se refleja en un cambio en el comportamiento de las curvas C desplazándose el punto de la concentración máxima y sesgando la distribución hacia la izquierda. Esto puede deberse a que el volumen ocupado por el lodo y el filtro redujo el volumen efectivo del TSFA causando que el trazador permaneciera menos tiempo en el tanque.

También, con la adición de lodo y el filtro, la forma de la curva C tiende a volverse levemente delgada. Esto podría indicar que la adición de lodo y el filtro inducen una tendencia a flujo pistón en contraste con el TSFA solo. Este efecto se pudo ver en otros reportes que establecen que la instalación de un filtro puede alterar el comportamiento hidráulico y puede inducir un flujo de tipo pistón en el sistema (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1999). Estos resultados sugieren que la modificación en la configuración de un tanque tiene un efecto significativo en el comportamiento hidráulico. Esta afirmación se confirmó por medio de un análisis estadístico (p -valor = 0.0308 con un intervalo de confianza del 95%). El tiempo de residencia medio normalizado (t/TRH) también sirve para analizar el efecto de la configuración de HRT y UBST en las curvas C normalizadas. La Tabla 8.3 presenta estos resultados.

8.2.2. Parámetros y criterios de evaluación

Utilizando las curvas C se determinó la función de la DTR y los parámetros y relaciones presentados en la Tabla 8.3. Todos los valores de t_m/t_0 son menores que 0.3, lo que significa que parte del trazador sigue una ruta directa entre la entrada y la salida, lo que sugiere la presencia de cortocircuitos. Esta afirmación pudo ser corroborada durante los experimentos ya que se observó una cantidad de trazador, dentro de los compartimientos del TSFA (Figura 8.8), que pasó directamente, sin mezclar, desde la entrada hasta la salida. Por lo tanto, el tiempo para detectar el trazador en el efluente fue corto.

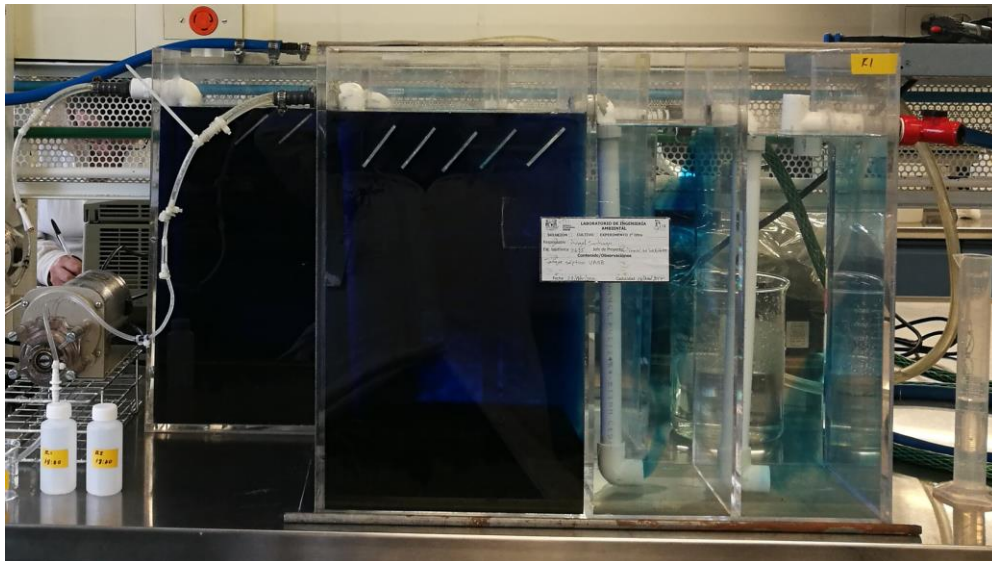


Figura 8.8. Esquema del TSFA durante la prueba de trazadores.

Como se puede observar en la Figura 8.8, el codo de PVC utilizado para las salidas de agua en el fondo de cada uno de los compartimientos no produce una distribución adecuada del flujo, por lo que se consideró como la causa principal de los cortocircuitos. En vías de mejorar la distribución del flujo y disminuir los cortocircuitos, se realizaron modificaciones instalando una "T" de PVC en cada compartimiento como se muestra en la Figura 8.9. Asimismo, a cada una de las "T" de PVC se le hicieron varios orificios de 2.8 mm espaciados a través del recorrido para permitir la salida de agua en distintas partes del compartimiento.

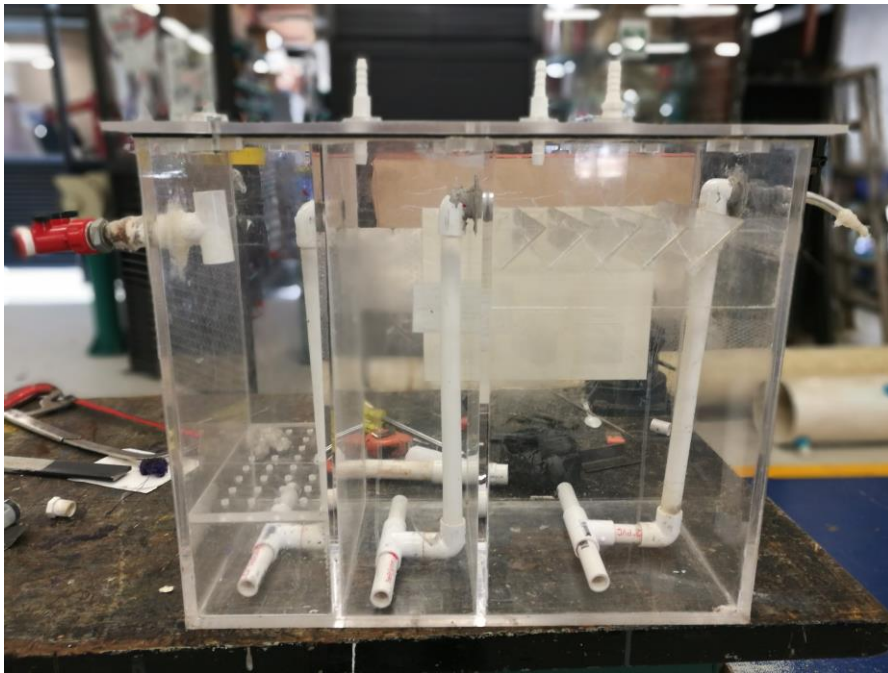


Figura 8.9. Fotografía del TSFAH con las "T" de PVC instaladas.

El valor de t_m/t_o mayor que 1 para el TRH de 12h en los ensayos con el TSFA sin lodo, puede sugerir acumulación indeseada del trazador en el sistema o efecto indeseado de las variables experimentales. Esto se refleja en la Curva C con el movimiento del centroide a la derecha del gráfico, lo que aumenta el valor de t_m , haciendo $t_m > t_o$. Para efectos de este trabajo, esto podría deberse a la naturaleza y características del trazador. Debido a que la densidad del trazador es mayor que la del agua, al momento de hacer la inyección, cierta cantidad de trazador se depositó en el fondo del primer compartimiento, permaneciendo durante un tiempo mayor al deseado y saliendo lentamente del reactor. En contraste, en el TSFA con lodo y TSFA con lodo y filtro, la relación t_m/t_o es menor que 1, lo que indica la presencia de cortocircuitos en el sistema. Esta afirmación, es consistente con el resultado de la relación t_i/t_o menor de 0.3 y con las observaciones representadas en la Figura 8.8.

Tabla 8.3. Parámetros y criterios de evaluación

Configuración⇒ Parámetro ↓	Tiempo de Retención Hidráulico								
	12 h			18 h			24 h		
	TSFA solo	TSFA + lodo	TSFA + lodo + filtro	TSFA solo	TSFA + lodo	TSFA + lodo + filtro	TSFA solo	TSFA + lodo	TSFA + lodo + filtro
TRH teórico (min)	720	720	720	1080	1080	1080	1440	1440	1440
t (min)	912	630	674	1332	1094	1008	1834	1444	1260
σ^2	122953	139205	118414	279108	276691	207047	413972	507807	359641
θ_m	1.26	0.88	0.94	1.23	1.01	0.93	1.27	1.00	0.87
σ_θ^2	0.15	0.35	0.26	0.16	0.23	0.20	8.10	0.15	0.23
N	4.22	3.72	4.38	4.18	4.22	5.63	5.01	4.08	5.77
V_d/V_T	-0.27	0.12	0.06	-0.24	-0.01	0.07	-0.27	0.00	0.12
Θ_{study} (min)	2100	1920	1740	2880	2880	2790	3720	3840	3360
D/uL	0.12	0.14	0.12	0.12	0.12	0.09	0.10	0.12	0.09
Pe	8.30	7.30	8.63	8.22	8.30	11.15	9.89	8.03	11.41
t_i (min)	120	60	120	180	180	180	480	240	240
t_o (min)	720	720	720	1080	1080	1080	1440	1440	1440
t_p (min)	780	480	420	1170	810	720	1680	1080	840
t_m (min)	857	554	582	1254	967	891	1719	1278	1096
t_{10} (min)	440	135	249	429	429	432	951	526	510
t_{90} (min)	1372	1133	1154	2026	1803	1606	2686	2402	2064
t_i/t_o	0.17	0.08	0.17	0.08	0.08	0.17	0.08	0.17	0.17
t_m/t_o	1.19	0.77	0.81	1.16	0.89	0.83	1.19	0.89	0.76
t_p/t_o	1.08	0.67	0.58	1.08	0.75	0.67	1.17	0.75	0.58
t_{90}/t_{10}	3.11	8.40	4.60	3.21	4.17	3.71	2.82	4.56	4.04

$t = TRH_{experimental}$

El valor del índice de Morril para un reactor con flujo tipo pistón ideal tiende a 1 y para un reactor con flujo de mezcla completa tiende a alrededor de 22 (Metcalf & Eddy 2014). Los valores del índice de Morril (t_{90}/t_{10}) en la Tabla 8.3 indican que TSFA presenta un patrón de flujo intermedio entre el flujo de mezcla completa y el flujo pistón, lo que corrobora los resultados obtenidos en el análisis de las curvas C.

La Tabla 8.3 también muestra que los valores del número de dispersión (D/uL) para todos los experimentos oscilaron entre 0.09 y 0.14, lo que sugiere que el TSFA tuvo una dispersión moderada en todos los casos ($0.05 < d < 0.25$). Estos valores también demuestran que el TSFA siguió un flujo no ideal entre el flujo pistón y el flujo de mezcla completa (Metcalf & Eddy 2014). No fue posible observar una relación en cuanto a (D/uL) y TRH; además, el análisis estadístico demostró que el TRH no tiene influencia significativa en la dispersión axial (valor-p = 0.0949), a diferencia de la configuración del reactor (valor de p = 0.0308) dentro de un intervalo de confianza del 95 %.

El valor de Pe para todos los experimentos (Tabla 8.3) osciló entre 8.03 y 11.41. De acuerdo con estos resultados, la advección fue el factor dominante en el transporte masivo, y el retro-mezclado fue pequeño en todos los TRH. Además, el TSFA con lodo y filtro de zeolita obtuvo mayores valores de Pe ; lo que sugiere una tendencia mayor al flujo pistón, lo que también confirma lo reportado por (Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola, 1999). También para Pe , la configuración del reactor tiene un efecto significativo (p -valor = 0,024) dentro de un intervalo de confianza del 95%. Por lo tanto, se puede determinar que la configuración del TSFA tiene una influencia predominante en el comportamiento hidráulico.

8.2.3. Análisis de tanque en serie (TIS)

Los valores de N (Tabla 8.3) oscilaron entre 3 y 6 para todas las configuraciones y TRH. El número de tanques " N " caracteriza el modelo de tanque en serie. Cuando $N \leq 3$, el flujo se considera de tipo completamente mezclado, y si N tiende a ∞ , el flujo se aproxima al flujo de tipo pistón. Los valores más cercanos a 3 se obtuvieron en el TSFA solo, mientras que los valores más altos se presentaron en la configuración con lodo y zeolita. Lo que sugiere, al igual que los resultados anteriores, que la adición de un filtro al TSFA aumenta la tendencia hacia el flujo de tipo pistón.

Los promedios de valores de N presentan un cambio muy leve con el aumento del TRH y no tienen un efecto significativo (p -valor = 0.1283) dentro de un intervalo de confianza del 95%. En contraste, la modificación de la configuración, cuando se agrega el filtro, presenta un aumento significativo en el valor de N , afirmación corroborada con el análisis estadístico (p -valor = 0.0425). Esto podría deberse a la barrera y al efecto de canalización creado por el lodo y el filtro que podría inducir un comportamiento de flujo de pistón. El valor de $N = 3.72$, en el experimento con TSFA solo a un TRH de 18 h fue el más cercano al número de compartimientos del TSFA. Todos los demás valores de N obtenidos son mayores al número de compartimientos del TSFA. Resultados similares con valores de N mayores que el número real de compartimientos se presentaron en otros estudios (Ji *et al.*, 2012; Li *et al.*, 2015; Li *et al.*, 2016).

8.2.4. Fracción de volumen muerto (DVF, por sus siglas en inglés)

Hay dos términos categorizados para dividir el volumen muerto. Uno es el volumen hidráulico muerto que es causado por la velocidad de flujo y el número de compartimientos y el otro es el volumen biológico muerto que es causado por la concentración y actividad del lodo (Grobicki y Stuckey 1992). En la Tabla 8.3 se pueden ver los resultados de la DVF (V_d/V_t).

Como se puede observar, hay valores negativos de DVF en todos los experimentos del TSFA sin lodo. Un valor negativo para la DVF podría implicar que el trazador permaneció dentro del TSFA por más tiempo que el TRH teórico. Esto se puede confirmar con los valores del TRH experimental (t) en la Tabla 8.3 de esos experimentos. Esto también podría ser causado por la retención indeseada de trazador en el lecho de lodo o por la mayor densidad del trazador con respecto al agua. Estos resultados también demuestran la acumulación del trazador como los resultados de t_m/t_o mayor que 1 y se pudo observar en la retención indeseada de trazador en el fondo del primer compartimiento debido a que la densidad del trazador es mayor a la densidad del agua.

En cambio, en el TSFA con lodo podemos ver que a un TRH de 12h, la fracción de volumen muerto es de 12%. Lo que puede ser causa del volumen muerto causado por el lodo biológico. Sin embargo, esta fracción se vuelve 0 en los TRHs de 18 y 24 h acercándose a un comportamiento hidráulico ideal sin volumen muerto. Tomando en cuenta los resultados de N , esto podría deberse a que con la adición de lodo y el aumento del TRH el flujo tiende a tipo pistón y, según lo reportado por Morgan-Sagastume, Jiménez and Noyola (1999), los tanques con flujo mixto tienden a tener una fracción de volumen muerto mayor que los tanques con el flujo tipo pistón.

En el TSFA con lodo y filtro de zeolita, la fracción de espacio muerto varió de 7 a 12%, aumentando a medida que aumentaban los TRH, probablemente debido a que el filtro de zeolita redujo el volumen efectivo del tanque lo que se reflejó en una disminución en el TRH experimental. En adición, el filtro podría crear rutas de flujo preferenciales con poca mezcla y remolinos estancados, aumentando la DVF (Ji *et al.* 2012). Grobicki y Stuckey (1992) establecieron que la canalización induce un θ_m por debajo de 1, como sucedió en este experimento.

Los valores de la fracción de volumen muerto obtenidos en estos experimentos son inferiores a los reportados en la literatura con otros reactores anaeróbicos de flujo ascendente similares. Shengnan *et al.* (2016) reportó valores que oscilaron entre 5 y 24% en un reactor anaeróbico de flujo ascendente. En otro estudio, Shengnan *et al.* (2015) informaron valores que oscilaron entre 15 y 22% en un reactor anaeróbico modificado. Shengnan *et al.* (2015) también reportó que la fracción de volumen muerto aumentó cuando el TRH aumentó en contraste con los resultados obtenidos en este estudio con el TSFA con lodo, y son similares con los resultados obtenidos con el TSFA con lodo y filtro. Esto sugiere que la configuración interior del reactor puede influir en la fracción de volumen muerto de un sistema y afectar el TRH real y el comportamiento hidráulico.

8.2.5. Distribución del TRH

Inicialmente, un reactor se diseña siguiendo una serie de parámetros. Un parámetro importante para diseñar un reactor es el TRH. Un TRH ideal se usa para determinar las dimensiones de un tanque. Pero a veces, una vez que se construye el tanque, los cortocircuitos y los espacios muertos presentes pueden alterar o desviar el TRH experimental o real del TRH ideal y teórico. EL TRH experimental se interpreta como el tiempo de residencia promedio de todas las partículas trazadoras dentro de un tanque. Al modificar un sistema, este parámetro puede verse afectado.

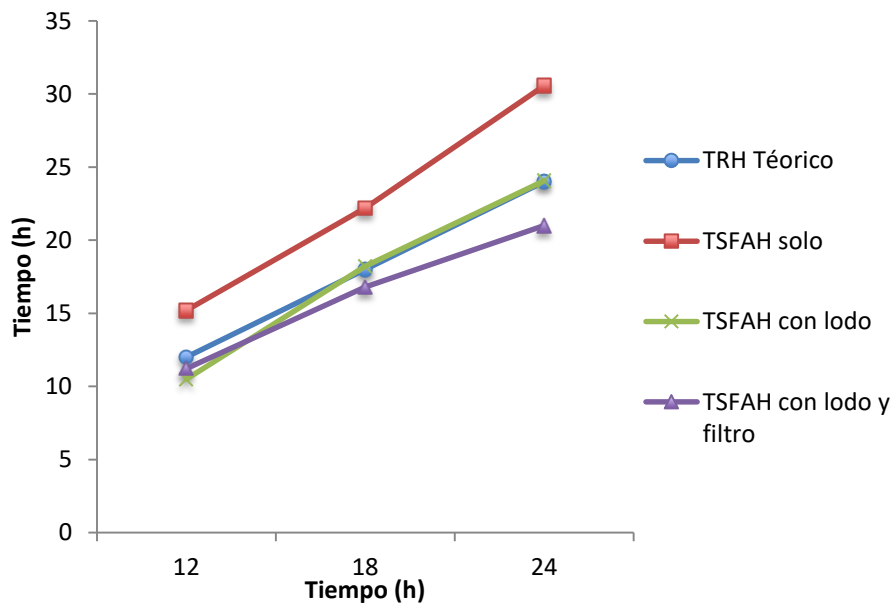


Figura 8.9. Comparación de los TRHs experimentales obtenidos con los TRHs teóricos

En la Tabla 8.3. se presentan los valores de los TRH teóricos (min) y los TRH experimentales (t, min) que se utilizan para graficar (Fig. 8.9) y comparar los resultados. Se puede observar que todos los valores del TRH del TSFA solo tienen una gran desviación del TRH teórico, siendo los TRH experimentales más altos. Esto puede deberse, como se ha discutido anteriormente, a que la naturaleza del trazador permitió que cierta cantidad de trazador permaneciera durante períodos más largos en el reactor, aumentando el tiempo de residencia en el interior del tanque.

En contraste, cuando el lodo se agrega al TSFA, la desviación experimental del TRH con 12h se reduce y cuando aumenta de 12 a 24 h, el TRH experimental se acerca mucho al TRH teórico. Esto podría deberse a que cuando los lodos se añadieron al TSFA, los valores de DVF y o corto circuitos se acercaron a cero en comparación con el TSFA sin lodo. Estos resultados sugieren que, con la adición de lodo, el TRH experimental en el TSFA se acerca al TRH ideal.

Por el contrario, cuando el lodo y el filtro de zeolita se añadieron al tanque, el TRH experimental disminuyó, desviándose del TRH teórico. Esto podría deberse a que el espacio ocupado por el filtro de zeolita en el tanque redujo el volumen efectivo del tanque. Debido a esto, las partículas del trazador en el reactor tienen menos espacio y toman menos tiempo para salir del tanque. Esto se refleja en una reducción del tiempo de residencia del trazador dentro del sistema y, en consecuencia, la disminución del TRH real.

Es importante señalar que el volumen del lodo y el filtro de zeolita no se tuvieron en cuenta cuando se calculó el TRH teórico para realizar los experimentos. Esto podría sugerir que, en este sistema, el volumen del lodo parece ajustar el TRH experimental con el TRH ideal, mientras que el volumen del filtro de zeolita parece desviarlo. En este caso, de acuerdo con este resultado, el tanque se acerca a una TRH ideal con la adición de lodo sin tener en cuenta el volumen efectivo reducido por el lodo anaeróbico. Además, estos resultados pueden sugerir que es necesario restar el volumen ocupado por el filtro de zeolita para calcular el TRH teórico de operación para ajustar el TRH experimental al flujo ideal.

8.3 Caracterización del agua residual

Para determinar el diseño del filtro que se instaló en el último compartimiento del tanque séptico UASB se realizó una caracterización del agua residual de la planta del Cerro del Agua-UNAM, de la planta de la UAM-A y una revisión de literatura para determinar cuáles son las características de un agua residual doméstica.

Al comparar la concentración de materia orgánica y nutrientes del agua residual de la planta del Cerro del Agua-UNAM (Tabla 8.4) y de la planta de la UAM-A (Tabla 8.5) con las características de un agua residual según reportado en la literatura (Tabla 8.7), se observó que el agua de la planta del Cerro del Agua de la UNAM y de la planta de la UAM-A contienen concentraciones más altas de materia orgánica y nutrientes que un agua residual doméstica por lo que se preparó un agua residual sintética que cumpliera con las características de agua doméstica, según la literatura (Metcalf & Eddy, 2014; ; Abbassi et al., 2018; Amaral et al., 2019) (Tabla 8.6 y 8.7).

Tabla 8.4. Caracterización del agua residual de la planta del Cerro del Agua-UNAM

Parámetros	Promedio	Desviación estándar
DQO total, mg/L	955	198
SST, mg/L	480	150
pH (-)	8.6	0.5
N-NH₄, mg/L	187	50
NTK, mg/L	237	55
P-PO₄³⁻, mg/L	49	11

Tabla 8.5. Caracterización del agua residual de la planta de la UAM-A

Parámetros	Promedio	Desviación estándar
DQO total, mg/L	923	270
SST, mg/L	310	125
pH (-)	8.4	0.4
N-NH ₄ , mg/L	176	41
NTK, mg/L	215	49
P-PO ₄ ³⁻ , mg/L	38	9

Tabla 8.6. Componentes preparación agua sintética

Compuesto	Concentración (mg/L)
Peptona	350
Extracto de carne	140
Carbonato de amonio	50
Urea	40
Cloruro de sodio	35
Cloruro de Calcio	20
Fosfato dipotásico	20
Sulfato de Magnesio	10
Papel sanitario	100

Tabla 8.7. Caracterización agua residual sintética de tipo domestico

Parámetros	Concentración
DQO total, mg/L	671
SST, mg/L	295
pH (-)	7.9
N-NH ₄ , mg/L	79
NTK, mg/L	112
P-PO ₄ ³⁻ , mg/L	16

8.4. Caracterización del lodo anaerobio

8.3.1. Índice volumétrico de lodos (IVL), velocidad de sedimentación y sólidos

Se realizó un experimento para determinar el Índice Volumétrico de Lodos (IVL) al lodo anaerobio procedente de un tanque séptico UASB que trataba aguas residuales municipales. El IVL es un indicador de las características de sedimentabilidad del lodo producido en el tratamiento y se calcula mediante el cociente entre el resultado del ensayo del Cono Imhoff (tiempo de 30 minutos, en mL/L) y los ST (en g/L). El índice se expresa en mL/g, y la calidad del lodo se evalúa de acuerdo a la siguiente escala (Grady et al., 2011):

IVL < 90 ml/g - excelente sedimentabilidad

90 < IVL < 150 mL/g - buena sedimentabilidad

IVL > 150 mL/g - malas condiciones de sedimentabilidad

En la tabla 8.8 se muestran los resultados del IVL para una muestra de 0.05L del lodo anaerobio utilizado para inocular el TSFA y TSFH. En la Tabla 8.9 se muestra la velocidad de sedimentación del lodo.

Tabla 8.8. Resultados del análisis de IVL

vol lodo (30 min)	86	mL
GST	91.32	g/L
muestra de lodo	0.05	L
IVL	18.83	mL lodo/gST

Tabla 8.9. Velocidad de sedimentación del lodo anaerobio

pendiente (m)	75.191	cm ³ /min
área	8.55	cm ²
vel. sed.	5.27	m/h

Con los resultados presentados en las tablas 8.8 y 8.9 puede observar que el lodo anaerobio tiene una excelente sedimentabilidad con una velocidad de sedimentación de 5.27 m/h. Esto lo hace un excelente lodo para el estudio del TSFAH ya que la velocidad del flujo ascendente máxima de operación de este sistema es de 2 m/h siendo menor que la velocidad de sedimentación de este lodo.

8.5. Evaluación del desempeño del TSFA y TSFAH

8.5.1. Operación del TSFA y TSFAH a un TRH de 48 h

El TSFA (R1) y TSFAH (R2) se comenzó a operar a un TRH de 48 h. El reactor se consideró estable y se dio por concluida la fase de arranque al día 65 de operación. Durante esta fase la remoción promedio de la DQO total y soluble en el efluente de R1 fue de $74.4 \pm 8.3\%$ y $72.1 \pm 6.9\%$ respectivamente. Mientras tanto, en R2 fue de $80.8 \pm 9.9\%$ y $84.74 \pm 5.9\%$ respectivamente. La remoción de materia orgánica en ambos sistemas es comparable con las remociones reportadas en otros estudios con arreglos similares (Sharma y Kazmi, 2015); e incluso es comparable con la remoción promedio de DQO en reactores UASB instalados en América Latina (Giraldo *et al.*, 2007). La mayor remoción de DQO en R2, en contraste con R1, se debió al aumento, a través del tiempo, en la remoción de DQO en el último compartimiento (Fig. 8.10-8.13).

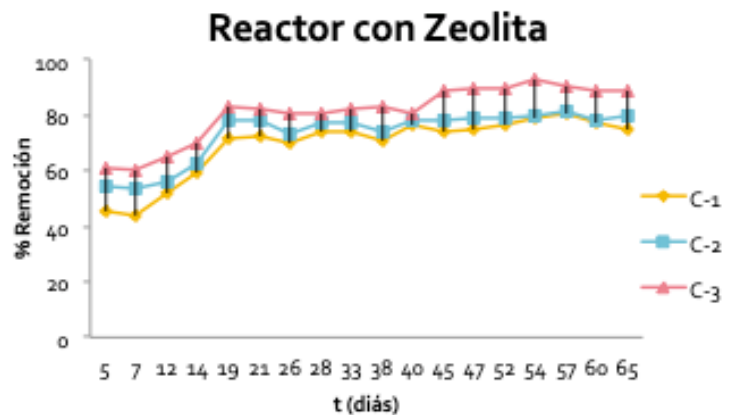
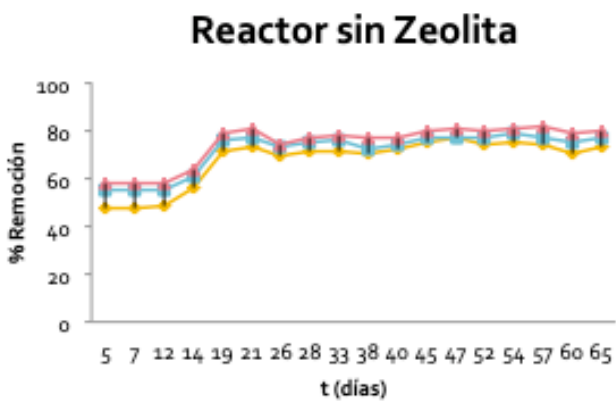


Figura 8.10. Remoción DQO Total en cada compartimiento en R1 R2

Figura 8.11. Remoción DQO Total en cada compartimiento en

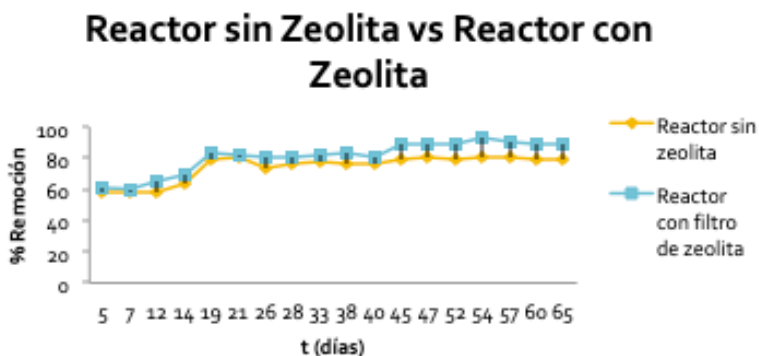


Figura 8.12. Remoción DQO Total en efluente de R1 y R2

Figure 8.13. Remoción DQO Total en R1 y R2

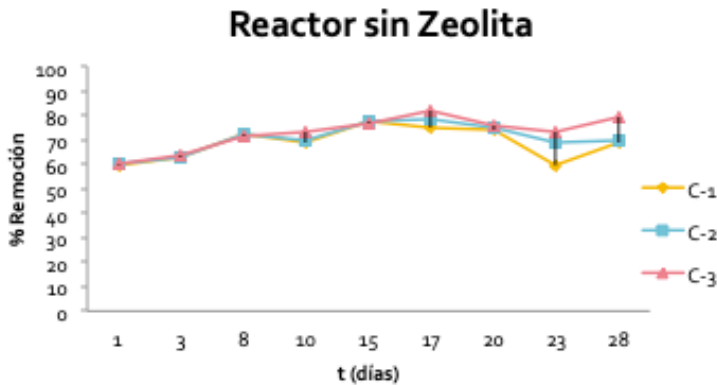


Figura 8.14. Remoción DQO soluble en cada compartimiento en R1

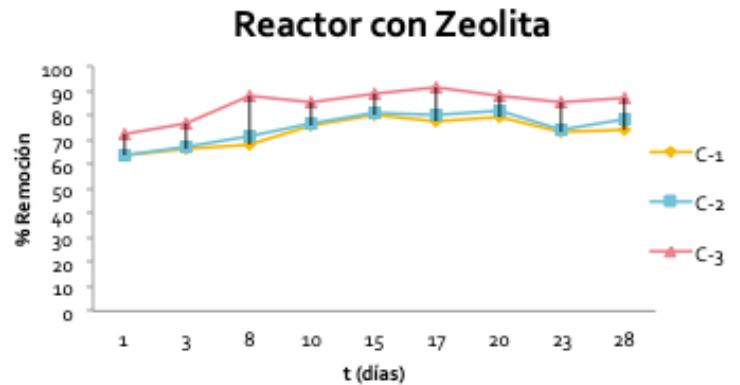


Figura 8.15. Remoción DQO soluble en cada compartimiento en R2

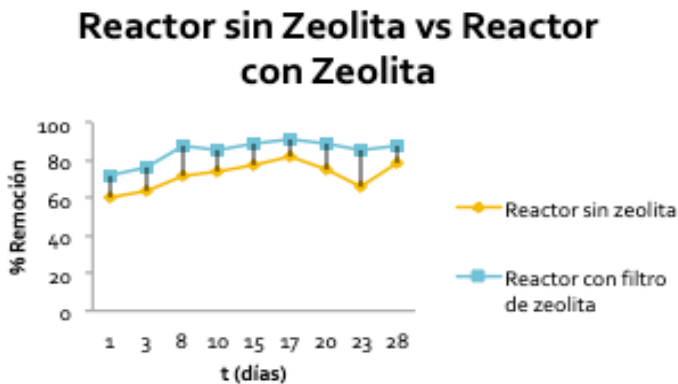


Figura 8.16. Remoción DQO soluble en efluente de R1 y R2

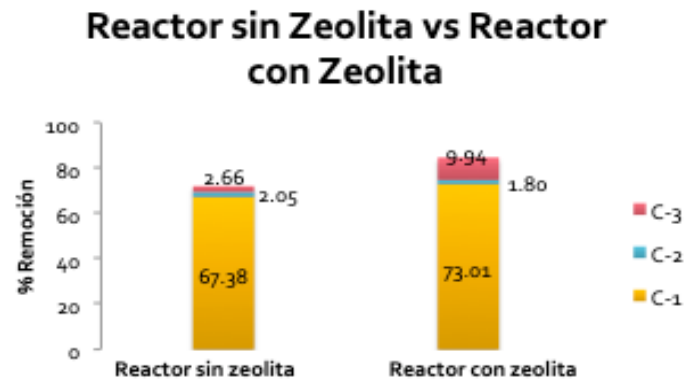


Figura 8.17. Remoción DQO soluble en R1 y R2

Un patrón de remoción similar se puede observar en cuanto a la remoción de DQO soluble (Fig. 8.14-8.17). No obstante, se puede observar que la diferencia en la remoción de DQO soluble entre R1 y R2 es mayor que la diferencia en remoción de DQO total sugiriendo que el efecto del filtro de zeolita es mayor sobre la remoción de DQO soluble (Fig. 8.16 y 8.17). Este aumento de la remoción de DQO en el compartimiento con el filtro se puede deber principalmente a la remoción de DQO soluble llevada a cabo por microorganismos que colonizaron el filtro de zeolita. Esto podría ser posible porque la zeolita disminuye la concentración de amonio lo que resulta en la reducción de la toxicidad de este compuesto en el agua y a su vez tiene la capacidad de inmovilización de microorganismos que promoviendo un ambiente favorable para el crecimiento de microorganismos en el filtro.

La remoción promedio del ion de amonio (NH_4^+) fue de $1.99 \pm 3.8 \%$ y $59.4 \pm 26.3\%$ para R1 y R2 respectivamente. Como se puede observar, R1 no tuvo ningún efecto en la remoción de amonio durante la operación (Fig. 8.18 y 8.19), mientras tanto, R2

alcanzó una remoción máxima de amonio de 97% al inicio de la operación, donde la concentración de amonio en el influente fue de 68.6 mg/L y en el efluente fue de 1.49 mg/L.

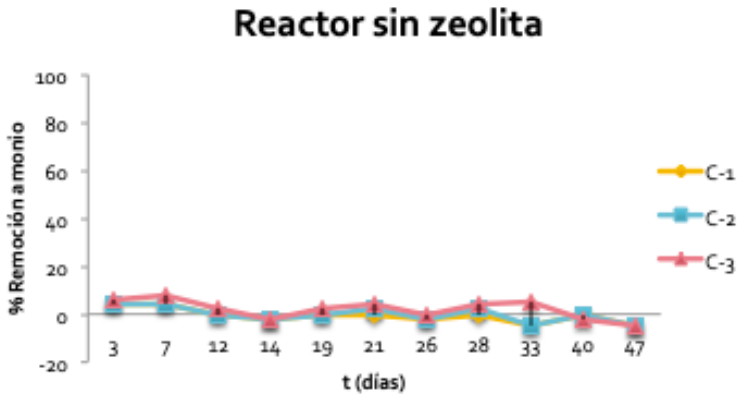


Figura 8.18. % remoción de NH₄⁺ en cada compartimiento de R1

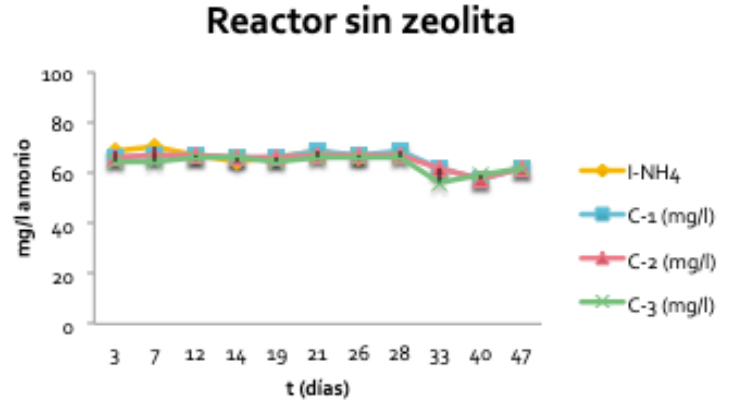


Figura 8.19. Concentración de NH₄⁺ en cada compartimiento de R1

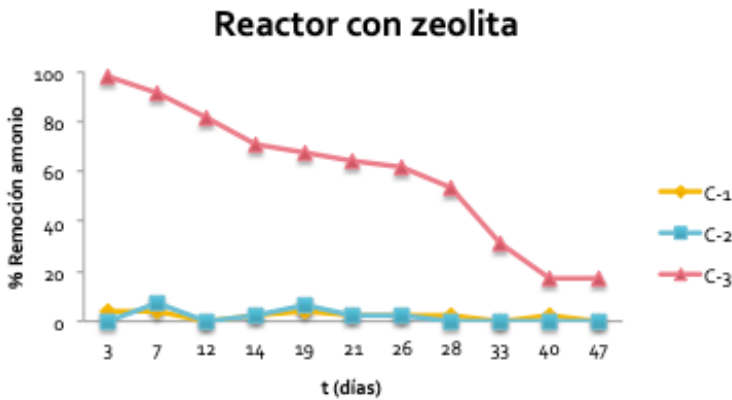


Figura 8.20. % remoción de NH₄⁺ en cada compartimiento de R2

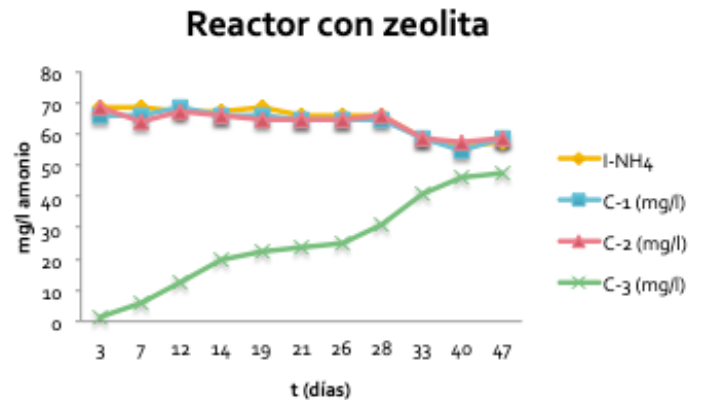


Figura 8.21. Concentración de NH₄⁺ en cada compartimiento de R2

Es importante destacar, como se puede observar en la Fig. 8.20 y 8.21, que en los primeros compartimientos de R2 (C-1 y C2) no hay disminución de la concentración de amonio y que el proceso de remoción de amonio se está llevando a cabo específicamente en el tercer compartimiento donde está instalado el filtro de zeolita. Esto demuestra la capacidad de la zeolita como un material viable para la remoción de amonio en aguas residuales. Sin embargo, a medida que el filtro de zeolita se satura, el porcentaje de remoción disminuye hasta la remoción más baja obtenida del 17%, a los 47 días de operación. En cambio, mientras el porcentaje de remoción de amonio en el filtro disminuye con el tiempo, en la Figura 8.11 y 8.12 se puede observar una

tendencia leve en el aumento de la remoción de DQO. Esto se refleja en una remoción de hasta el 67% de la DQO soluble presente en el influente del compartimiento con el filtro de zeolita y hasta el 12% con relación a la concentración en el influente del sistema. La remoción promedio de amonio, en R2, fue mayor que la remoción promedio reportada en otro estudio con un sistema con arreglos similares (Anil y Neera, 2016).

Tal y como se presentó en la Figura 2.15, el proceso de degradación en la digestión anaerobia se describe en 4 fases: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Generalmente la fase de hidrólisis se presenta como la fase limitante, aunque algunas investigaciones también han demostrado que la metanogénesis podría fungir como la fase limitante dependiendo de la proporción presente de microorganismos hidrolíticos a metanogénicos (Luo *et al.* 2012). Cabe destacar, que, durante la hidrólisis, la degradación de la celulosa depende del estado en que se encuentra en las aguas residuales. Por ejemplo, cuando la celulosa contiene lignina, como es el caso del papel higiénico, la lignina forma una unión no productiva celulosa-lignina que inhibe la unión productiva celulosa-celulosa que lleva a cabo la hidrólisis de la celulosa. En estos casos, otras enzimas son necesarias, lo que convierte la hidrólisis en la fase limitante del proceso de digestión anaerobia (Lin *et al.*, 2010).

En la acidogénesis se producen ácidos grasos volátiles (AGV) (acetato, propionato, i-butirato, i-valerato) y otros sub productos (CO_2 , H_2 , NH_4^+ , S^-). A diferencia de las otras fases de la digestión anaerobia, se entiende generalmente que la acidogénesis avanza a un ritmo más rápido debido a que las bacterias acidogénicas tienen un tiempo de regeneración de menos de 36 h (Deublein & Steinhauser, 2008). Por tal razón, es importante señalar que mientras algunos AGV son precursores directos para la etapa final de la metanogénesis, la acumulación y acidificación de AGV en reactores de digestión anaerobia es uno de los problemas operativos más señalados en la literatura.

Esto causa inestabilidad en el sistema y afecta el proceso de digestión anaerobia y produce bajas eficiencias de conversión. Para evitar que esto suceda, es necesario el monitoreo de algunos parámetros, como la alcalinidad, pH, temperatura, y otros factores, para evaluar la estabilidad del proceso.

La temperatura osciló entre 21 y 26 grados Celsius (Tabla 8.10) ya que ambos sistemas se operaron dentro del laboratorio con climatizador. El valor del pH durante la operación de R1 y R2 se mantuvo entre un rango de 6.9 y 7.2 durante todo el experimento. El pH juega un rol importante en la actividad de los microorganismos en la digestión anaerobia, especialmente para los microorganismos acidogénicos que tienen un rango de pH de 4.0 a 8.5 y metanógenos con un rango de pH de 6.5 a 7.2 y un pH óptimo de 7.0.

Tabla 8.10. Resultados de los parámetros físico-químicos

Parámetro	Influyente	TRH 48 h	TRH 36 h	TRH 24 h	TRH 18 h	TRH 12 h
Alcalinidad (mg/L)						
R1	198.7 ±5.4	282.4 ±31.3	333.6 ±54.8	293.6 ±30.3	278.4 ±25.4	281.6 ±19.7
R2	198.9 ±5.7	275.2 ±13.1	313.6 ±41.1	281.6 ±32.3	272.8 ±16.8	291.2 ±11.1
Relación PA/TA						
R1		0.73	0.74	0.74	0.72	0.76
R2		0.75	0.76	0.77	0.73	0.73
pH						
R1	6.98 ±0.04	7.22 ±0.04	7.02 ±0.11	7.01 ±0.15	6.98 ±0.04	6.98 ±0.11
R2	6.96 ±0.04	6.96 ±0.05	6.92 ±0.04	7.48 ±0.40	6.90 ±0.07	6.86 ±0.05
Temperatura (°C)						
R1	23.9 ±1.5	25.8 ±1.8	24.3 ±0.4	24.1 ±0.1	23.9 ±0.3	21.8 ±1.2
R2	23.8 ±1.3	25.7 ±1.8	24.1 ±0.5	24.1 ±0.2	23.9 ±0.2	22.2 ±1.1

También se puede observar un aumento en la alcalinidad dentro de R1 y R2. Esto puede ser efecto de los bicarbonatos, subproductos de la hidrólisis de AGV y proteínas, que funcionan como un amortiguador del pH (Temo *et al.*, 2018). Esta afirmación pudo ser corroborada por los resultados de la relación alcalinidad parcial/alcalinidad total (PA/TA). Según Soto *et al.* (1993), la relación PA/TA es un parámetro que permite monitorear la acumulación de AGV dentro de los reactores anaerobios. Esta relación debe mantenerse cerca de 1 para evitar la acidificación del sistema. Durante este experimento, el valor de la relación PA/TA osciló entre 0.72 y 0.76 para R1 y 0.73 y 0.76 para R2 lo que sugiere que no hubo acumulación de AGV. Esto puede ser posible por la capacidad amortiguadora de los bicarbonatos que mantienen la estabilidad del pH en sistema y permite que haya una relación simbiótica entre la fase de acidogénesis y acetogénesis con la fase de metanogénesis.

Si bien durante la fase de acetogénesis se produce hidrógeno, una alta presión parcial resulta perjudicial para los microorganismos acetogénicos (Dinopoulou *et al.* 1988). Sin embargo, debido a la presencia de metanógenos hidrogenotróficos, el hidrógeno puede consumirse rápidamente mientras se mantienen las presiones parciales de hidrógeno a un nivel favorable para la acetogénesis (Li *et al.* 2019).

8.5.2. Efecto de la disminución del TRH en el TSFA y TSFAH

Para determinar el efecto del cambio del TRH se utilizaron cinco TRH diferentes en la operación de R1 y R2. Los TRH utilizados fueron 48, 36, 24, 18 y 12 horas y se aplicaron en orden de mayor TRH a menor TRH, durante 21 días cada uno. En la Tabla 8.11 se presentan los resultados obtenidos en la operación de R1 y R2 a los distintos

TRH. De acuerdo con los resultados presentados en la Tabla 8.11 se puede observar que la mayor remoción de DQO Total y soluble, 77% y 72% para R1 y 82% y 84% para R2, respectivamente, se obtuvo a un TRH de 48 h.

Tabla 8.11. Porcentaje de remoción en el efluente de R1 y R2 a cada TRH

Parámetro	TRH 48 h: (% Remoción)		TRH 36 h: (% Remoción)		TRH 24 h: (% Remoción)		TRH 18 h: (% Remoción)		TRH 12 h: (% Remoción)	
	Intervalo	Promedio	Intervalo	Promedio	Intervalo	Promedio	Intervalo	Promedio	Intervalo	Promedio
DQO Total										
R1	74 - 80	77.4 ± 1.8	72 - 76	74.3 ± 1.3	70 - 73	71.2 ± 0.8	59 - 66	62.5 ± 2.4	45 - 52	48.8 ± 2.4
R2	80 - 83	81.5 ± 1.1	78 - 83	80.8 ± 1.6	73 - 76	75.1 ± 1.0	61 - 70	67.9 ± 2.9	51 - 57	53.8 ± 1.7
DQO soluble										
R1	60 - 82	72.1 ± 6.9	60 - 70	65.0 ± 2.7	63 - 71	67.3 ± 2.8	50 - 64	59.0 ± 4.3	50 - 64	41.1 ± 4.1
R2	72 - 91	84.3 ± 6.0	68 - 78	74.4 ± 2.9	67 - 77	72.2 ± 2.7	60 - 69	64.1 ± 2.5	60 - 69	46.9 ± 3.3
Ammonio										
R1	0 - 7	1.2 ± 2.9	0 - 0	0 ± 0	0 - 5	2.3 ± 2.8	0 - 5	1.8 ± 2.4	0 - 5	0.6 ± 1.1
R2	67 - 98	75.4 ± 13.7	33 - 95	67.4 ± 22.7	20 - 83	49.3 ± 22.0	3 - 62	36.3 ± 24.3	3 - 62	26.3 ± 30.8
Fósforo										
R1	0 - 8.5	3.5 ± 3.8	0 - 4.9	1.9 ± 1.8	0 - 0	0 ± 0	0 - 0	3.0 ± 0.8	0 - 0	2.0 ± 2.0
R2	0 - 5.9	3.8 ± 1.8	0 - 2.4	2.2 ± 2.5	0 - 0	0 ± 0	0 - 1.2	2.19 ± 2.0	0 - 1.2	2.0 ± 2.1
ST										
R1	34 - 58	45.2 ± 11.0	36 - 62	45.3 ± 10.4	35 - 42	38.9 ± 3.5	22 - 41	34.8 ± 7.1	18 - 25	22.1 ± 3.3
R2	31 - 57	44.1 ± 12.1	30 - 55	39.4 ± 12.1	32 - 40	36.1 ± 2.7	25 - 43	31.4 ± 7.0	11 - 27	18.8 ± 7.8
SST										
R1	72 - 83	78.1 ± 4.1	80 - 85	82.8 ± 1.8	81 - 87	83.8 ± 2.4	75 - 88	84.2 ± 5.1	63 - 79	73.8 ± 7.1
R2	79 - 87	84.5 ± 3.8	80 - 92	87.1 ± 5.1	83 - 88	85.5 ± 1.9	82 - 90	87.2 ± 2.9	76 - 83	80.4 ± 3.2
SVT										
R1	70 - 79	74.2 ± 3.3	47 - 77	64.3 ± 1.8	58 - 67	64.5 ± 3.3	59 - 74	65.2 ± 5.7	15 - 56	40.8 ± 15.9
R2	72 - 82	79.3 ± 3.8	64 - 72	69.6 ± 5.1	64 - 72	69.0 ± 1.9	48 - 76	59.4 ± 2.9	29 - 39	35.1 ± 3.2

-ST = sólidos totales; SST = sólidos suspendidos totales; SVT = sólidos volátiles totales

Sin embargo, a medida que se reduce el TRH, los porcentajes de remoción disminuyen, como se puede observar en la Fig. 8.22 y 8.23. Inclusive, la remoción de DQO total y soluble, en ambos sistemas, disminuyó notablemente cuando se operaron con un TRH de 18 y 12 h. Independientemente de la diferencia de remoción entre R1 y R2, el cambio de TRH tuvo un efecto similar en el desempeño de ambos sistemas. El análisis estadístico reveló diferencias significativas ($p=0.0308$ dentro de un intervalo de confianza del 95 %) entre la concentración de DQO total y soluble del efluente de cada TRH. Los intervalos de Tukey HSD mostraron que solo los intervalos correspondientes a 48 h y 12 h no se superpusieron, por lo que las concentraciones de DQO total y soluble de los efluentes fueron significativamente diferentes en estos TRH.

Esto se puede deber a la relación directa que tiene el TRH con la carga orgánica que entra en el efluente del reactor. A menor TRH, mayor carga orgánica entra al sistema debido a que aumenta el caudal de entrada al sistema. Esto puede causar una reducción en la eficiencia de la transferencia de masa entre el sustrato y los

microorganismos. Además, la eficiencia hidráulica del reactor se puede ver afectada debido a las rutas preferenciales que puede tomar el agua en el lecho de lodo y la presencia de cortocircuitos hidráulicos en el sistema, aumentando la tensión cortante e induciendo estrés en la biomasa, afectando negativamente el rendimiento (Michalopoulos *et al.* 2018). Estas limitaciones podrían evitarse fácilmente con un TRH alto. Por lo tanto, de acuerdo a los resultados se recomienda que el TSFA y TSFAH se operen a un TRH de 24 h para lograr una remoción adecuada de contaminantes orgánicos. Este resultado implica que el TSFA y el TSFAH pueden operar eficientemente a $0.65 \text{ kg DQO/m}^3\text{-d}$, lo cual es aceptable en un reactor de baja tasa como el TSFAH.

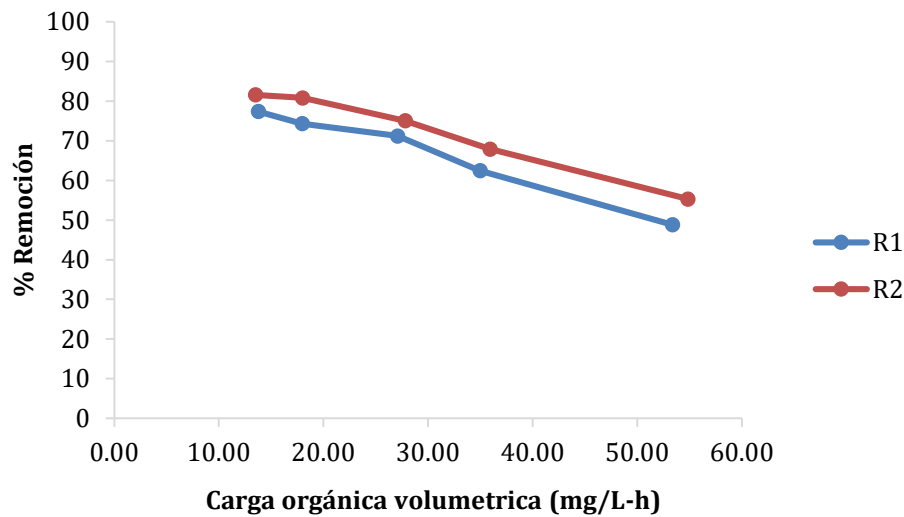


Figura 8.22. Remoción de DQO total vs carga orgánica volumétrica

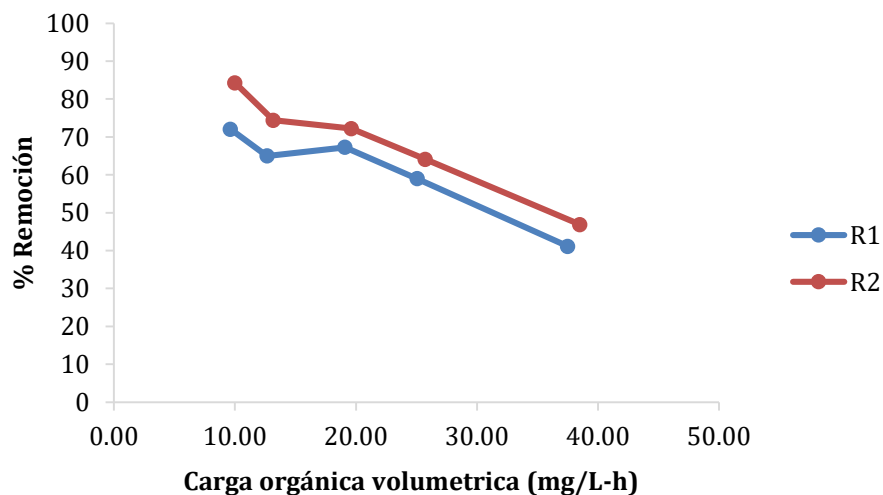


Figura 8.23. Remoción de DQO soluble vs carga orgánica volumétrica

Si comparamos los porcentajes de remoción de DQO total y soluble en R1 y R2, como se presentan en la Fig. 8.24 y 8.25, se puede observar que, independientemente del TRH, R2 (TSFAH) alcanza mayores remociones que R1, removiendo hasta un 12% más de DQO soluble. Esta diferencia en remoción puede atribuirse al filtro de zeolita (Fig. 8.17), instalado en el último compartimiento del TSFAH, ya que su capacidad de adsorción, no solo adhiere iones de nitrógeno, sino que también atrae microorganismos que forman biopelículas alrededor de las partículas de la zeolita y que aportan a la degradación de materia orgánica.

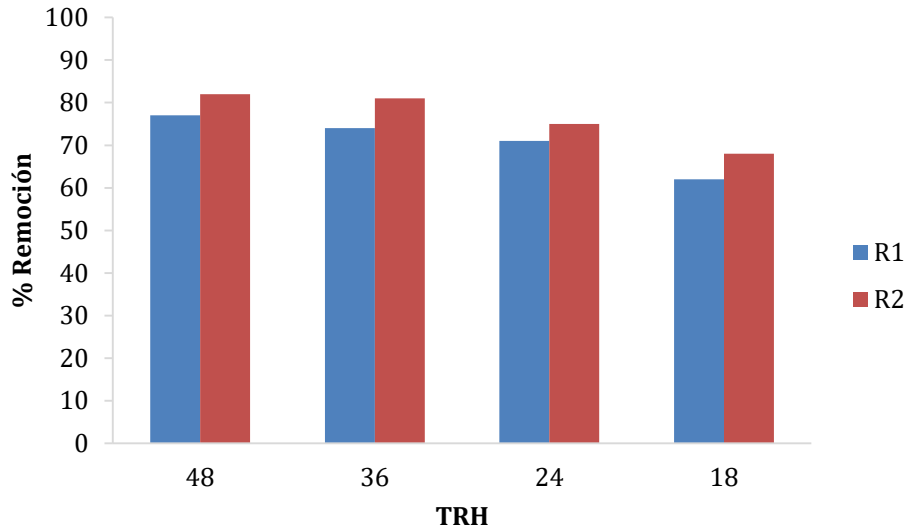


Figura 8.24. Comparación de la remoción de DQO total en R1 y R2 a distintos TRHs

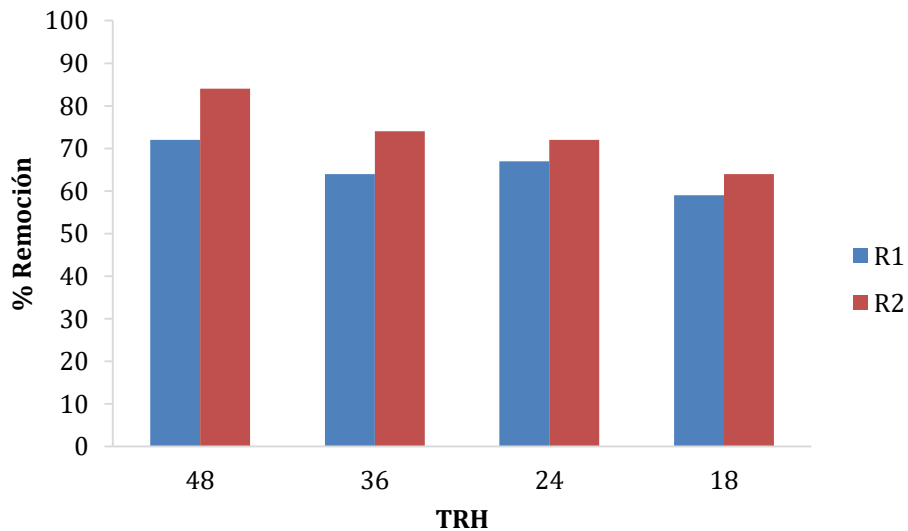


Figura 8.25. Comparación de la remoción de DQO soluble en R1 y R2 a distintos TRHs.

La remoción de ST, SST y SVT fue de 45, 78 y 74% para R1 y 44, 84 y 79% para R2 respectivamente. Como se puede observar, la remoción de SVT fue similar a la remoción de DQO soluble; por lo tanto, la baja remoción de ST podría atribuirse a la producción de sólidos fijos, como bicarbonatos y amonio, que son subproductos de la fermentación anaerobia de compuestos orgánicos (Tenno *et al.* 2018).

La alta remoción de SST y SVT podría estar asociada al diseño del TSFA y el TSFAH, ya que las placas inclinadas en el primer compartimiento para inducir la sedimentación y los dos compartimientos adicionales mejoraron la retención de sólidos. Las concentraciones de efluentes de SST y SVT tuvieron una diferencia significativa ($p = 0.003$ y $p = 0.036$, respectivamente, dentro de un intervalo de confianza del 95 %). Los intervalos de Tukey HSD correspondientes a 48 h, 18 h y 12 h no se superpusieron, por lo que las concentraciones de efluentes de SST y SVT fueron significativamente diferentes en estos TRH.

En cuanto a la remoción de amonio (Tabla 8.11), se puede observar que no se llevó a cabo en R1. Inclusive, en la Fig. 8.26 se puede ver unos porcentajes con valores negativos. Esto significa que en esos casos se detectó una concentración de amonio en el efluente que fue mayor a la concentración de influente, indicando producción de amonio dentro del sistema debido a la degradación de proteínas. Generalmente, los aminoácidos se degradan en pares y se transforman en AGV a través de la reacción de Stickland y en presencia de bacterias hidrogenotróficas, también es posible la degradación de un solo aminoácido, aunque este proceso es más lento que la reacción de Stickland (Kovács *et al.* 2013). Sin embargo, en aguas residuales con alta concentración de proteínas y amino ácidos, la producción de amonio puede ocurrir a través de la desaminación de los aminoácidos durante la acidogénesis. El amonio en concentraciones suficientemente altas es un inhibidor de la digestión anaeróbica (Kovács *et al.* 2013).

Por el contrario, en R2, la remoción promedio de amonio más alta fue de 75% a un TRH de 48 h. Sin embargo, en la Fig. 8.27 se puede observar que, para cada TRH, al inicio de la operación del sistema se alcanzan remociones de amonio del 79% hasta 98% y que a medida que pasa el tiempo estas remociones disminuyen. Esta reducción puede ser resultado de la saturación de los sitios de adsorción en la zeolita. Al inicio de la operación, el área superficial disponible en la zeolita para el proceso de adsorción es mayor (Widiastuti *et al.* 2011). Pero a medida que pasa el tiempo y el ion de amonio va adsorbiéndose a la zeolita y ocupando los espacios de adsorción y la concentración de amonio en el influente sigue estable, el porcentaje de remoción de amonio disminuye significativamente, en el caso de los TRH de 18 h y 12 h con remociones por debajo del 20% al finalizar la operación.

Además, a medida que la concentración de amonio se reduce en el agua se va creando un ambiente propicio para el crecimiento de microorganismos. Los microorganismos que van formando una biopelícula en la superficie de la zeolita que puede tener un efecto en la capacidad de intercambio iónico con el ion de amonio.

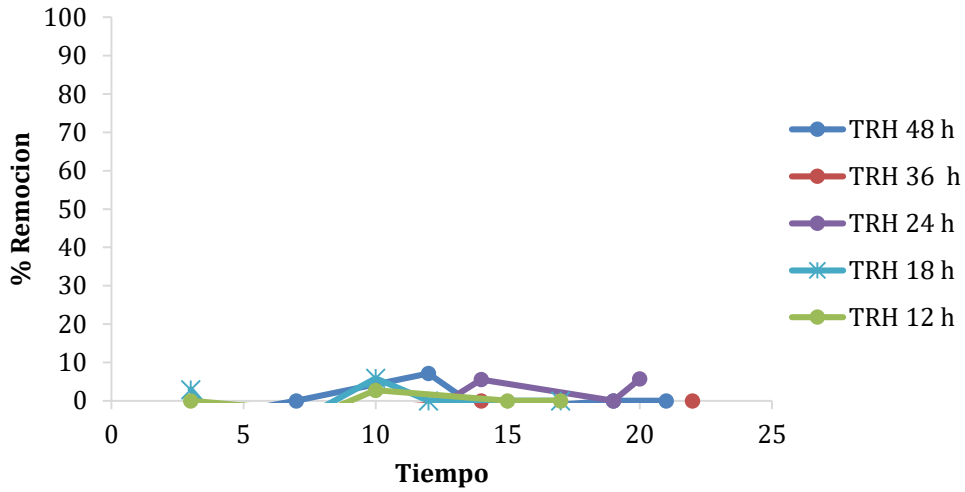


Figura 8.26. Porcentaje de remoción de amonio en R1

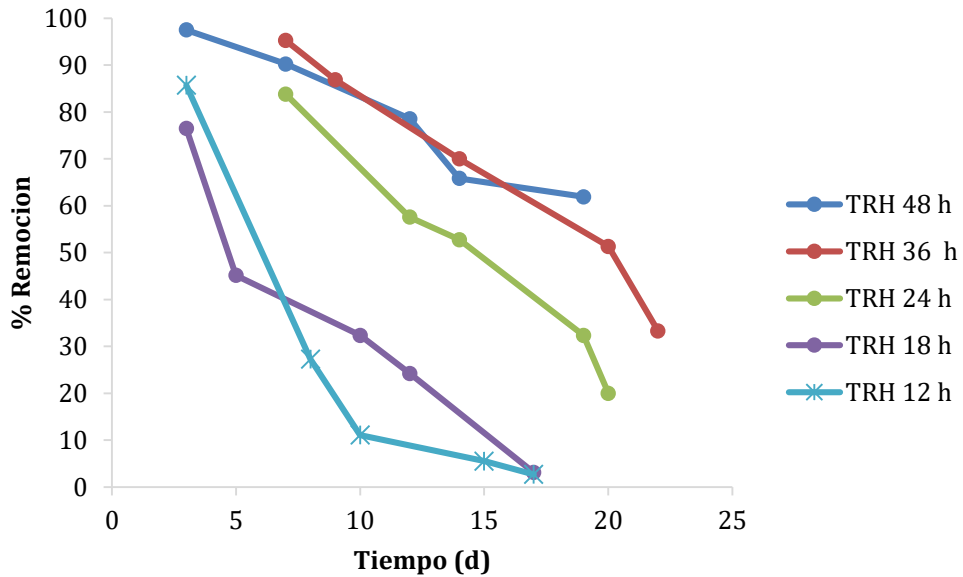


Figura 8.27. Porcentaje de remoción de amonio en R2

Cabe mencionar, que la eficacia de la zeolita para remover amonio puede depender de múltiples factores como el tiempo de contacto, concentración inicial del contaminante, temperatura, cantidad de zeolita y tamaño de partícula. En la Fig. 8.28 se puede observar que, al igual que con la DQO soluble y total, el porcentaje de remoción de amonio disminuye significativamente con la reducción del TRH. Este comportamiento también se explica debido a que con la disminución del TRH, aumenta la cantidad de amonio por unidad de tiempo que entra al sistema. Al aumentar la carga de amonio, se aumenta la tasa de contacto entre el amonio y la zeolita, reduciendo los espacios de adsorción más rápido y el tiempo de saturación de la misma.

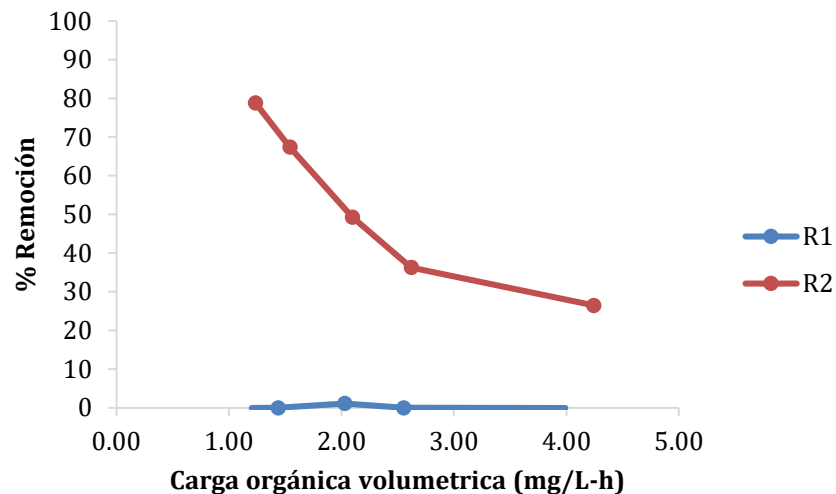


Figura 8.28. Porcentaje de remoción de amonio vs carga orgánica volumétrica en R1 y R2

Hasta ahora, la aplicación de la zeolita para el proceso de eliminación de estos iones no ha alcanzado las condiciones óptimas. Sin embargo, dado que la adsorción es reversible, estos materiales pueden regenerar los espacios de adsorción mediante un proceso de desorción adecuado. Leyva-Ramos *et al.* (2004) y Widiastuti *et al.* (2011) investigaron la desorción de amonio en zeolita usando soluciones de NaCl y KCl. Debido a que la zeolita natural (clinoptilolita) es mucho más selectiva para K^+ ($K^+ > NH_4^+ > Na^+$) que para NH_4^+ y NaCl, la alta selectividad por K^+ puede afectar la adsorción de NH_4^+ en la zeolita por lo que se recomienda llevar a cabo la regeneración con una solución 1% de NaCl. Adicionalmente, el bajo costo de la zeolita y su abundancia, pueden permitir que el remplazo de la zeolita pueda ser una opción viable en alternativa a la regeneración. Dependiendo de la composición del agua tratada, la zeolita puede servir de fertilizante como destino final.

8.5.3. Evaluación del tratamiento en el TSFA y TSFH

Después de 6 meses de operación, la acumulación de lodos en el TSFAH fue de 1.5 L, lo que representa aproximadamente el 3% del volumen efectivo de los reactores. Dado que la remoción de sólidos disminuye significativamente cuando los lodos acumulados ocupan más del 30% del tanque (EPA 2002), los lodos deben ser removidos aproximadamente cada 3 años dejando solo la cantidad que sea equivalente al 15% del volumen del primer compartimiento

Estos resultados revelan que el primer compartimiento removió el mayor porcentaje de la materia orgánica presente en el influente. Esto puede ser debido a su tamaño y al hecho de que el 15% del volumen de este compartimiento fue inoculado con biomasa activa y en la parte superior tenía instalado el separador trifásico. En cambio, los otros dos se comportaron como unidades de pulimento. Por lo tanto, el TSFA con tres compartimientos propuesto en este estudio mejoró el rendimiento del tratamiento y la estabilidad del sistema.

Un primer compartimiento más grande con un separador trifásico puede funcionar como un filtro para partículas pequeñas dado su mayor tiempo de retención, aumentando la tratabilidad de las aguas residuales con un alto contenido de material particulado, como lo son las aguas residuales domésticas. Al mismo tiempo, los dos compartimientos más pequeños pueden mejorar la retención de sólidos y evitar el lavado de biomasa (Yulistyorini *et al.* 2019). Asimismo, la instalación de un filtro de zeolita, demostró que es posible remover nutrientes de las aguas residuales sin tener que recurrir a tecnologías complejas y de alto costo.

Determinar el mejor TRH de operación de un sistema de tratamiento es un parámetro de diseño importante porque el volumen de diseño de un reactor está relacionado al TRH de operación por medio de la ecuación $V = Q * TRH$ siendo V = volumen y Q = caudal. De esta manera es importante determinar el TRH más corto con el cual el sistema aún presenta un buen desempeño.

De acuerdo a estos resultados, operar el sistema a un TRH de 24 h es apropiado para lograr una remoción adecuada DQO total, DQO soluble sólidos y nitrógeno amoniacal. Operar el TSFA y TSFAH a 24 h está dentro de las guías de la Agencia de Protección Ambiental (EPA), que establece que un tanque séptico debe tener un volumen suficiente para poder operar a un TRH de 24 h (EPA 2002), considerando la profundidad máxima de lodo y la acumulación escoria.

El desempeño del TSFA y TSFAH es similar a otros estudios sobre tanques sépticos modificados que tratan aguas residuales domésticas o municipales (Moussavi *et al.* 2010; Anil & Neera 2016; Haydar *et al.* 2018; Santiago-Díaz *et al.* 2018; Singh *et al.* 2019), en que se han reportado remociones porcentuales que varían entre 51-86%

para DQO, 72-95% para SST. En el caso de nitrógeno amoniacal el TSFAH con una remoción promedio de 59% obtuvo un desempeño superior al reportado por Anil & Neera (2016) con una remoción promedio de 47%.

El flujo ascendente mejoró el contacto entre el sustrato del influente y la biomasa activa del primer compartimiento, mejorando la conversión biológica de los contaminantes disueltos. En contraste, el separador trifásico mejoró la remoción de SS, actuando como una barrera para lodos biológicos y sólidos más pequeños (Mainardis *et al.* 2020). El número de compartimientos mejora la calidad del efluente, con hasta un 50% menos de materia orgánica y sólidos que los tanques de un compartimiento. Las unidades de tratamiento con tres o más compartimientos pueden reducir efectivamente la mezcla entre cámaras ya que la oscilación del agua disminuye en cámaras de tamaño desigual con una pieza en L para conectar los compartimientos (EPA 2002).

Además, la instalación de un filtro de zeolita demostró ser efectivo en la remoción de nitrógeno amoniacal. La posibilidad de instalar el filtro en el tercer compartimiento también presenta una ventaja. En aplicaciones de sistemas de saneamiento *in situ*, es ideal disminuir las veces que el filtro requiera retro lavado o remplazo. Por lo tanto, disminuir la concentración de sólidos en suspensión y materia orgánica en el filtro de es fundamental para disminuir la pérdida de carga y el riesgo de obstrucción.

Por lo tanto, estos resultados demuestran que las modificaciones propuestas en este trabajo, como la incorporación de algunas características del reactor UASB, pueden ser adecuadas para mejorar el rendimiento de las fosas sépticas convencionales. Estas modificaciones se pueden implementar en unidades existentes sin incurrir en altos costos de inversión.

8.5.4. Aplicación del TSFA y TSFH

A medida que la sociedad exige un uso más eficiente de los recursos financieros y una gestión ambiental sostenible de las aguas residuales, el uso de DEWATS se convierte en una estructura de apoyo clave para el tratamiento y el reúso de las aguas residuales (Ramprasad *et al.*, 2019). El TSFA y TSFH no solo pueden ofrecer una solución eficaz para proteger la calidad del agua tanto en zonas urbanas como rurales, sino que también su capacidad de producir agua para reúso en riego agrícola puede ayudar a la gestión óptima del agua y respaldar la gestión de recursos hídricos en zonas áridas con poca disponibilidad de agua dulce (Ramprasad *et al.*, 2019). En muchos países, la demanda de agua supera la oferta y, a medida que la población mundial continúa aumentando y la demanda de agua aumenta, comienzan a disminuir los suministros de agua dulce (Hashem & Qi, 2021). El riego agrícola es considerado el principal

usuario de agua dulce. El riego de la tierra representa aproximadamente el 80% del uso total de agua dulce (Hashem & Qi, 2021).

La Norma Oficial Mexicana NOM-001-SEMARNAT 1996 establece los límites máximos permisibles en las descargas a aguas y bienes nacionales, en el cual incluye los límites para el reúso de agua en riego agrícola. De acuerdo con esta norma, el efluente del TSFAH no puede ser descargado debido a su alto contenido de nitrógeno y fósforo. Hubo casos en que la concentración de estos últimos, incluso, aumentó en el reactor debido al metabolismo anaeróbico de las proteínas. Lo que tiene solución agregando un postratamiento para lograr este estándar. Sin embargo, la instalación del filtro de zeolita y su alta remoción de amonio al inicio de la operación del TSFAH demuestra la capacidad de la zeolita para mejorar el desempeño de las fosas sépticas ya que considerando las concentraciones de DQO, TS y nitrógeno, este efluente podría ser descargado en ríos, embalses naturales, aguas costeras, estuarios y humedales naturales.

Adicional, según esta norma, conforme a los parámetros aquí analizados, el efluente del TSFAH pudiera ser utilizado para reúso en riego agrícola. El efluente de TSFAH contiene niveles de nitrógeno que cumplen con la NOM-001-SEMARNAT 1996 y que puede resultar beneficioso como fertilizante en la utilización del agua para el riego agrícolas. Los métodos de riego agrícola con agua residual tratada pueden agruparse en dos tipos generales: riego superficial o por gravedad y riego presurizado. El riego presurizado se puede clasificar además en riego localizado (p. ej., goteo y burbujeo) y riego no localizado (p. ej., aspersor de pistola y pivote central) (Hashem & Qi, 2021). El riego por goteo se distribuye directamente al suelo cerca de las raíces o de manera subterránea. El método de riego por goteo subterráneo es el más seguro ya que a diferencia de los métodos de riego por aspersión no genera aerosoles y evita que se tenga contacto con el agua utilizada para riego (Hashem & Qi, 2021). Este método puede ser ideal para utilizar el efluente de sistemas de tratamiento como el TSFAH para riego agrícola ya que no se necesita llevar a cabo desinfección.

8.6. Evaluación de los modelos cinéticos

8.6.1. Modelo de primer orden, tasa utilización de sustrato

El balance de masas para el sustrato en el reactor se describió de la siguiente manera:

$$\frac{dS}{dt}V = QS_1 - QS_2 - r_{su}V \quad (8.1)$$

donde, dS/dt = tasa de cambio de concentración de sustrato, g COD/L * d

S = concentración de sustrato, g COD/L

V = volumen del reactor, L

Q = caudal, L/d

r_{su} = tasa de utilización de sustrato, g COD/L * d

Cuando el reactor se encuentra en estado estacionario ds/dt es insignificante por lo que la ecuación (7.1) se puede igualar a 0:

$$0 = QS_1 - QS_2 - r_{su}V \quad (8.2)$$

Despejando para la tasa de utilización de sustrato (r_{su}) se obtiene:

$$r_{su} = \frac{Q(S_1 - S_2)}{V} \quad (8.3)$$

Sustituyendo $r_{su} = kS$ de la ecuación (2.41) se obtiene:

$$kS = \frac{S_1 - S_2}{TRH} \quad (8.4)$$

Graficando $\frac{S_1 - S_2}{TRH}$ en el eje de x y S en el eje de y se obtiene la pendiente que es igual a la tasa específica de utilización de sustrato (k), g sustrato/g biomasa*d.

En la Fig. 8.29 y 8.30 se muestra la gráfica obtenida de $\frac{S_1 - S_2}{TRH}$ en el eje de x y S en el eje de y . De la pendiente se obtiene valor de 2.024 días⁻¹ para R1 y 2.477 días⁻¹ para R2. Este valor corresponde a la tasa máxima específica de utilización de sustrato (k), con un $R^2 = 0.8386$ para R1 y $R^2 = 0.9252$ para R2. El valor del coeficiente de k obtenido para R1 y R2 se encuentra dentro del rango de valores, 0.08-2.5 días⁻¹, que es generalmente reportado para reactores anaerobios continuos (Maleki *et al.*, 2018), y más alto que los valores reportados por otros autores (Singh and Valshya 2017; Ahmadi *et al.* 2020), en el tratamiento de aguas sintéticas y aguas residuales municipales, respectivamente.

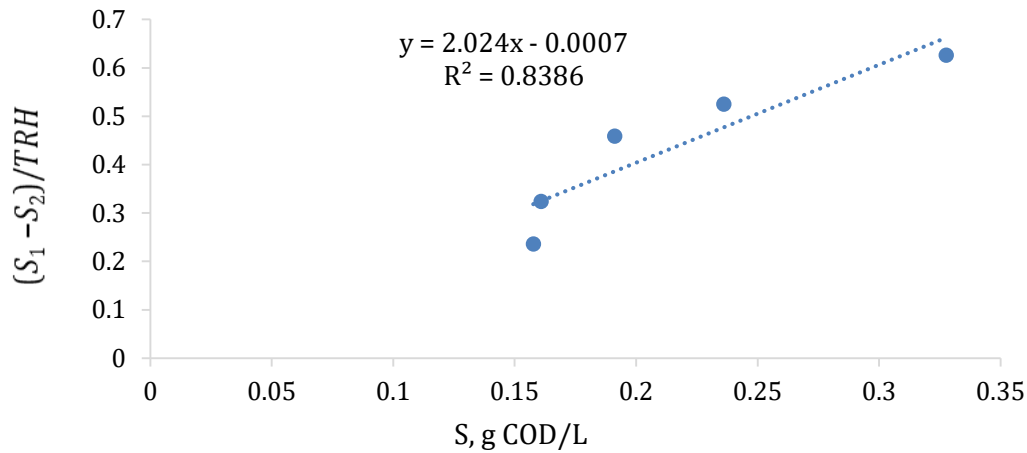


Figura 8.29. Gráfica de tasa específica de utilización de sustrato (k) en R1

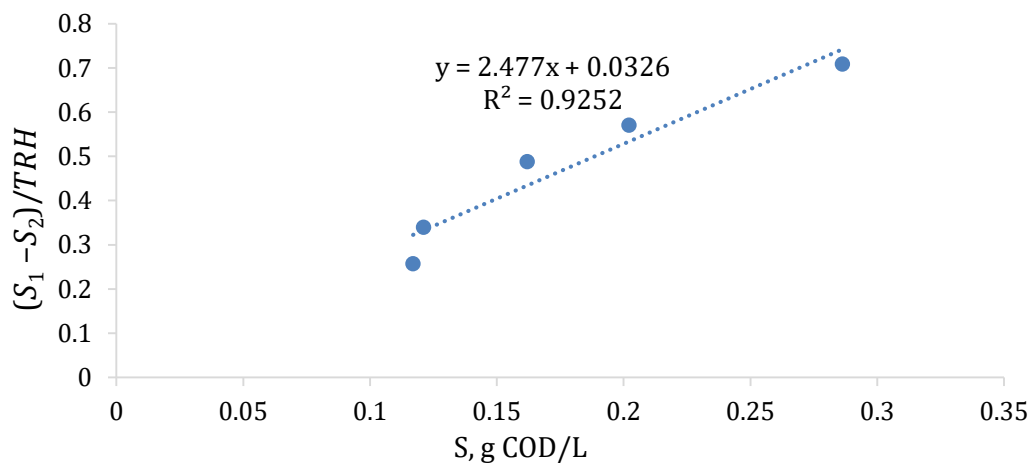


Figura 8.30. Gráfica de tasa específica de utilización de sustrato (k) en R2

Sin embargo, el valor del coeficiente de correlación relativamente bajo de R1, $R^2 = 0.8386$, puede ser indicativo de que este modelo no se ajusta adecuadamente a los datos experimentales de R1, teniendo un bajo grado de precisión. Por el contrario, el valor del coeficiente de correlación de R2, $R^2 = 0.9252$, mayor a 90% puede sugerir que este modelo puede adecuarse mejor para describir la relación que existe entre las reacciones que ocurren en el proceso biológico dentro del TSFAH.

Estas diferencias en el valor del coeficiente k con otros estudios pueden deberse a las características de la materia orgánica presente en el agua, configuración del reactor biológico y condiciones de operación. Sin embargo, la diferencia de valor del coeficiente de k y del coeficiente de correlación entre R1 y R2 puede deberse

específicamente a la configuración del sistema, siendo que R2 tiene un filtro de zeolita que tuvo un efecto en la estabilización del sistema y en el aumento de la remoción de materia orgánica en comparación con R1.

De la ecuación 8.4, podemos obtener la ecuación 8.5 que proporciona una correlación que permite predecir la concentración de sustrato en el efluente del TSFA y TSFAH.

$$S_2 = \frac{S_1}{TRH k + 1} \quad (8.5)$$

8.5.2. Modelo multicomponente de segundo orden de remoción de sustrato, de Grau

La linealización de la ecuación diferencial 2.53 cuando $S_2 = S_1$ a $t = 0$ está dada por la siguiente ecuación:

$$\frac{TRH S_1}{S_1 - S_2} = TRH - \frac{S_1}{K_S X} \quad (8.6)$$

Considerando que E representa la eficiencia de remoción del sustrato $\frac{S_1 - S_2}{S_1}$, a representa la cinética del sustrato $\frac{S_1}{K_S X}$, y b el coeficiente del TRH , que se relaciona con un valor cercano a cero, la ecuación (8.6) se puede simplificar con la siguiente ecuación (Njoya *et al.* 2020):

$$\frac{TRH}{E} = a + b TRH \quad (8.7)$$

Las constantes a y b de la ecuación 8.7 se determinaron graficando el TRH en el eje de x , y $\frac{TRH S_1}{S_1 - S_2}$, donde a es la abcisa y b es la pendiente. La fig. 8.31 y 8.32 muestra las gráficas, del modelo multicomponente de segundo orden de remoción de sustrato, que se utilizaron para calcular $a=0.384 \text{ d}^{-1}$ y $b=1.1103$ (adimensional) para R1 y $a=0.335 \text{ d}^{-1}$ y $b=1.0395$ (adimensional) para R2, con un R^2 de 0.9888 y R^2 de 0.9953, respectivamente. El valor cercano a 1 del coeficiente de correlación de R1 y R2 sugieren que este modelo puede ser preciso para describir el rendimiento del TSFA y TSFAH y predecir la concentración del efluente con la siguiente ecuación:

$$S = S_1 \left(1 - \frac{TRH}{a + b TRH} \right) \quad (8.8)$$

A partir de la ecuación 8.8, con base en el desempeño y los parámetros cinéticos de segundo orden de Grau, se puede usar la siguiente ecuación para calcular el volumen del reactor:

$$V = \frac{a \cdot Q}{S_1 - b \cdot S_1 - b \cdot S_2} \quad (8.9)$$

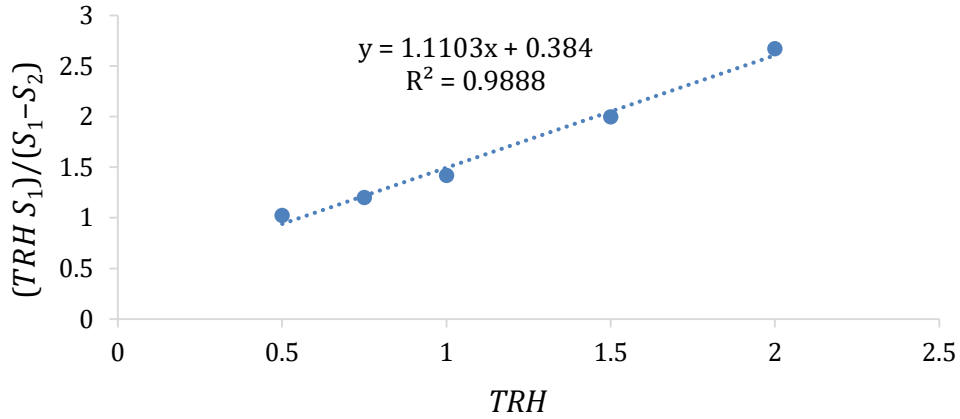


Figura 8.31. Gráfica del modelo multicomponente de segundo orden de remoción de sustrato, de Grau para R1

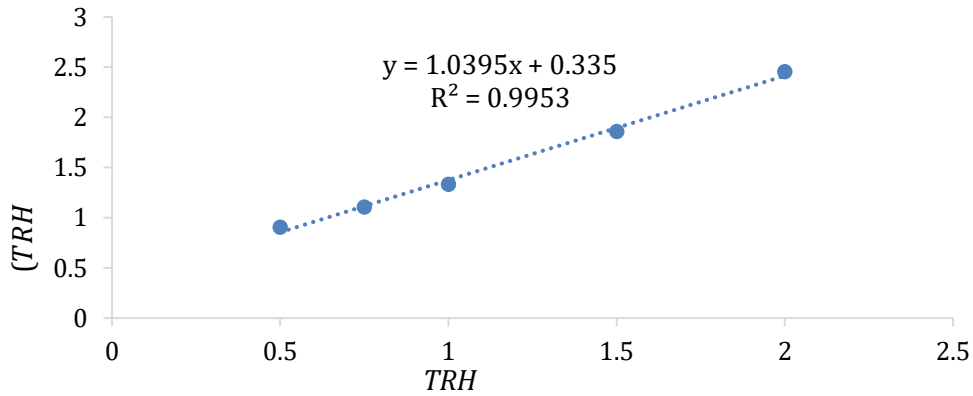


Figura 8.32. Gráfica del Modelo multicomponente de segundo orden de remoción de sustrato, de Grau para R2

En la Tabla 8.11 se presentan valores de los coeficientes cinéticos del modelo multicomponente de segundo orden de remoción de sustrato de Grau obtenidos en estudios previos. Como se puede observar, el valor del coeficiente de correlación R^2 obtenidos en este trabajo para el modelo multicomponente de segundo orden de Grau sugiere una buena determinación de los parámetros cinéticos. Sin embargo, conforme al amplio rango de valores presentados en la literatura, podría no ser adecuado tratar de hacer una comparación debido a que los valores dependen de las características del agua residual y las condiciones de operación.

Tabla 8.12. Coeficientes cinéticos del modelo de Grau obtenidos en otros estudios

Modelo	Tipo de reactor	Sustrato	Constantes cinéticas			Referencia
			a	b	R ²	
Modelo de segundo orden de Grau	HRABS	Agua sintética de alta carga orgánica	0.057	1.952	0.95	Burman & Sinha (2020)
	SGBR	Matadero de aves	0.135	1.33	0.98	Njoya <i>et al.</i> 2020
	DEGBR	Matadero de aves	0.058	1.112	0.97	Njoya <i>et al.</i> 2020
	TSFA	Agua sintética con características municipales	0.384	1.110	0.988	Este trabajo
	TSFAH	Agua sintética con características municipales	0.335	1.040	0.995	Este trabajo

8.5.5. Modelo modificado de Stover-Kincannon

La integración de la ecuación (2.57) y (2.58) dan como resultado a la ecuación modificada del modelo de Stover y Kincannon y está expresada de la siguiente manera:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} (S_1 - S_2) = \frac{U_{max} \left(\frac{QS_1}{V} \right)}{K_B + \left(\frac{QS_1}{V} \right)} \quad (8.10)$$

La linealización de la ecuación (8.10) esta expresada de la siguiente manera:

$$\frac{V}{Q(S_1 - S_2)} = \frac{K_B V}{U_{max} Q S_1} + \frac{1}{U_{max}} \quad (8.11)$$

donde, $\frac{V}{Q S_0}$ = es recíproco a la carga orgánica volumétrica, g COD/L * d

Graficando $\frac{V}{Q S_0}$ en el eje de x, y $\frac{V}{Q(S_0 - S)}$ en el eje de y, se determinó el inverso de la abscisa K_B y la pendiente K_b/U_{max} como se muestra en la fig. 8.33y 8.34.

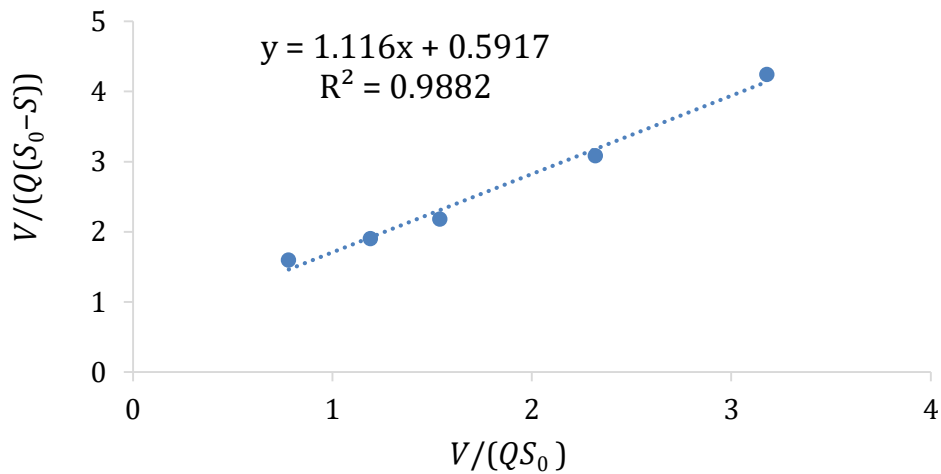


Figura 8.33. Gráfica del modelo modificado de Stover-Kincannon para R1

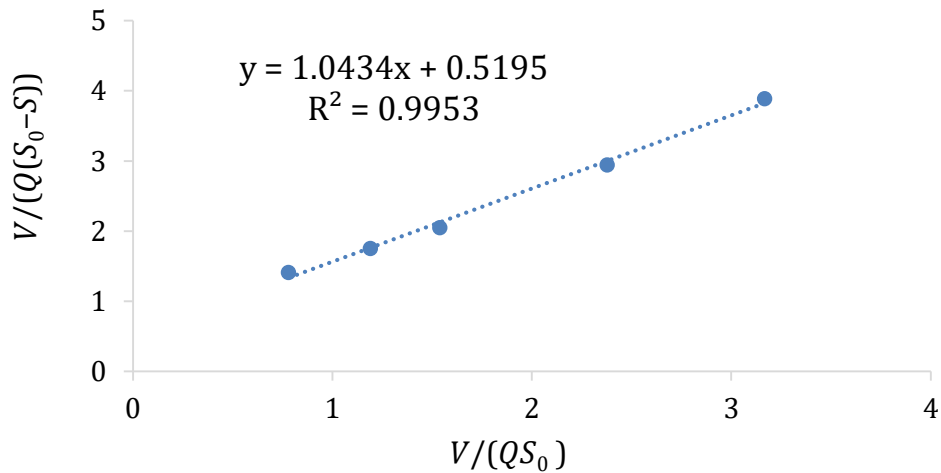


Figura 8.34. Gráfica del modelo modificado de Stover-Kincannon para R2

Las Fig. 8.33 y 8.34 presentan las gráficas del modelo modificado de Stover-Kincannon utilizado para calcular U_{max} y K_B . Conforme a los valores de la pendiente y la abscisa, los valores de U_{max} y K_B fueron de 1.689 g DQO/L-d y 1.885 g DQO/L-d para R1, respectivamente, con un R^2 de 0.9882, y de 1.925 g DQO/L-d y 2.008 g DQO/L-d, para R2, respectivamente, con un R^2 de 0.9953. Como se puede observar en la Tabla 8.13, el valor del coeficiente de correlación de R1 es similar al valor obtenido con el modelo multicomponente de segundo orden de remoción sustrato de Grau (R^2 de 0.9888), mientras que el valor del coeficiente de correlación de R2 es igual (R^2 de 0.9953). Este resultado puede explicarse debido a que se puede obtener el modelo

modificado de Stover-Kincannon de forma linealizada (ecuación 8.18) dividiendo por S_1 en ambos lados de la ecuación. 8.6 del modelo multicomponente de segundo orden de remoción sustrato de Grau. Por lo tanto, a partir de los resultados experimentales, ambos modelos son igualmente precisos en la determinación de los coeficientes cinéticos.

Tabla 8.13. Valores de los parámetros cinéticos obtenidos en este trabajo

Modelo cinético	Parámetro	Valor	R^2
Primer-orden			
R1	K_1 (L/g SV-d)	2.024	0.8386
R2	K_1 (L/g SV-d)		
Grau segundo-orden			
R1	A	0.384 d ⁻¹	0.9888
	B	1.110	0.9888
R2	A	0.335	0.9953
	B	1.040	0.9953
Stover-Kincannon			
R1	U_{max} (g DQO/L-d)	1.689	0.9882
	K_B (g DQO/L-d)	1.885	0.9882
R2	U_{max} (g DQO/L-d)	1.925	0.9953
	K_B (g DQO/L-d)	2.008	0.9953

Los valores de la tasa máxima de utilización de sustrato (U_{max}) obtenidos para R1 y R2 son superiores al valor de la carga orgánica máxima (1.281 g DQO/L-d) aplicada durante la operación, lo que demuestra que el TSFA y TSFAH tienen el potencial para tratar las aguas residuales domésticas de manera eficiente. Sin embargo, debido a que los valores de U_{max} y K_B son similares, el aumento de la carga orgánica empeoraría la calidad del efluente, tal y como se pudo observar con los resultados obtenidos con los TRH menores a 24 h.

Los valores de U_{max} obtenidos en este estudio están dentro del intervalo de 0.47 a 109.7 g DQO/L-d esperado en reactores anaerobios (Maleki *et al.* 2018). También, los valores de U_{max} y K_B de este estudio son similares a los reportados por Pandey y Sarkar (2019). Estos autores encontraron valores de 1.12 y 0.978 g DQO/L-d para U_{max} y K_B ,

respectivamente, tratando aguas residuales sintéticas simulando melaza en un sistema anaerobio de biopelícula de lecho empacado.

Sin embargo, los valores de U_{max} y K_B de este estudio son mucho más bajos que los informados por Wang *et al.* (2015), Ebrahimi *et al.* (2018), Burman y Sinha (2020), Njoya *et al.* (2020) y Rajabi *et al.* (2020). Los valores más altos los obtuvieron Rajabi *et al.* (2020) tratando lixiviados de compost en un reactor anaeróbico híbrido, mientras que el más bajo lo encontraron Burman y Sinha (2020) en un biorreactor de membrana híbrido anaeróbico que trataba aguas residuales sintéticas de alta resistencia. Según Mekonnen *et al.* (2017), las diferencias en los valores de U_{max} y K_B se pueden atribuir a variaciones en la composición y la fuente de las aguas residuales, la configuración del reactor y los microorganismos empleados en esas investigaciones.

Con base en el desempeño y los parámetros cinéticos del modelo modificado de Stover-Kincannon, se puede usar la siguiente ecuación para calcular el volumen del reactor:

$$V = \frac{Q}{\frac{U_{max}}{S_1 - S_2} - \frac{K_B}{S_1}} \quad (8.11)$$

La Tabla 8.13 resume todos los coeficientes cinéticos obtenidos con los modelos analizados previamente. Como se discutió previamente, el coeficiente de correlación (R^2) fue mayor con el modelo multicomponente de segundo orden de remoción sustrato de Grau y el modelo modificado de Stover-Kincannon. Por lo tanto, estos modelos podrían ser apropiados para describir el desempeño del tanque séptico UASB.

Cabe destacar que las constantes cinéticas U_{max} y K_B muestran que, ambos, el TSFA y TSFAH mantuvieron una tasa de utilización del sustrato adecuada mostrando un potencial alto para el tratamiento de aguas residuales domésticas. Además, el modelo modificado de Stover-Kincannon demostró que el aumento en la carga orgánica afectó la remoción del sustrato, como se describe en la ecuación 8.11 (Burman y Sinha 2020).

Las diferencias de los valores obtenidos en este estudio con los de otros autores podrían estar asociadas a que estos coeficientes dependen del tipo de agua residual a tratar, la biomasa y la temperatura (Metcalf y Eddy 2014). Este resultado subraya la importancia de determinar estos coeficientes para cada caso particular.

Todos los modelos se analizaron comparando los valores de DQO pronosticados y los experimentales. Además, se calculó el error porcentual medio (MPE) para determinar el error entre los valores de DQO pronosticados y experimentales. Estos resultados se presentan en la Tabla 8.14.

El MPE más bajo se obtuvo con el modelo modificado Stover-Kincannon, mostrando el mejor ajuste a los datos experimentales. Varios autores (Burman y Sinha 2020; Njoya *et al.* 2020) también encontraron que este modelo era apropiado para describir el rendimiento del reactor anaerobio al tratar diversos tipos de aguas residuales.

Tabla 8.14. Predicción de DQO en el efluente según los modelos cinéticos

	Primer-orden	Grau segundo-orden	Stover-Kincannon
Ecuacion	$Y=0.1221X-12.41$	$Y=0.0662X-58.254$	$Y=0.8053X-42.35$
R^2	0.9856	0.8994	0.923
PEP	94.02	64.18	7.97

10. CONCLUSIONES

Se utilizó zeolita natural como material filtrante debido a su capacidad para remover amonio por medio de intercambio iónico, el bajo costo de adquisición y la disponibilidad para conseguir el material.

De acuerdo con el modelo TIS y la curva RTD el TSFA y TSFAH tiene un patrón de flujo no ideal intermedio entre flujo pistón y flujo completamente mezclado. El TRH no tiene una influencia significativa en el patrón de flujo del sistema. Por el contrario, la configuración del sistema tiene un efecto significativo en el flujo induciendo el comportamiento hacia flujo pistón con la adición del lodo y el filtro de zeolita (TSFAH).

El cambio en la configuración del sistema también tiene un efecto en los cortocircuitos y las zonas muertas. también se identificó el diseño de tubo de PVC utilizado para la entrada y las conexiones de los compartimientos, que actuaron como cuello de botella de una conexión a otra, como una de las causas de la presencia de cortocircuitos.

El número de Peclet mostró que la advección fue el factor predominante en el transporte de masa. El modelo de dispersión axial se ajustó adecuadamente a los datos experimentales para 12 h TRH ($R^2=0.9262$). Mientras, el modelo TIS ($N=4$) basado en ϕ mostró un mejor ajuste para 18 h ($R^2=0.9911$) y 24 h TRH ($R^2=0.9833$) y fue más adecuado para determinar el comportamiento hidráulico del TSFA.

En cuanto al desempeño, el TSFA y la configuración TSFAH alcanzaron remociones de materia orgánica y sólidos que indican un buen desempeño y robustez; aunque, la eficiencia del tratamiento disminuyó notablemente cuando el reactor operó bajo TRHs por debajo de las 24 h.

La evaluación de los modelos cinéticos demostró que el modelo modificado de Stover-Kincannon se ajusta mejor a ambos sistemas dado los datos experimentales, con un R^2 superior al 98% en el análisis de regresión lineal. Además, los valores de DQO predichos con este modelo se ajustaron adecuadamente a los datos experimentales, ya que el porcentaje de error medio fue del 7.97 %. El valor de U_{max} obtenido con el modelo modificado de Stover-Kincannon es superior a la carga orgánica máxima (1.281 g DQO/L-d) aplicada al reactor, demostrando su potencial para tratar eficientemente las aguas residuales domésticas. Sin embargo, como U_{max} y K_B son similares, el aumento de la carga orgánica empeoraría la calidad del efluente; por lo tanto, el TRH de 24 h se considera el más adecuado para lograr una remoción satisfactoria de contaminantes.

Conforme a la literatura y de acuerdo al amplio rango en el valor de los parámetros cinéticos, no es adecuado hacer una comparación debido a que los valores dependen de las características del agua residual y las condiciones de operación. Lo que demuestra la importancia de realizar los análisis cinéticos a cada sistema en particular.

La instalación del filtro de zeolita en el último compartimiento del sistema produjo remociones de hasta el 98% del ion de amonio del agua residual y también mejoró la capacidad de pulimento del sistema en la remoción de DQO, demostrando la viabilidad del uso de este material filtrante para el mejoramiento de los sistemas descentralizados de tratamiento de aguas residuales domésticas.

De acuerdo a la Norma Oficial Mexicana NOM-001-SEMARNAT 1996 (SEMARNAT 1997) si se considera únicamente las concentraciones de DQO, TS y amonio, el efluente del TSFAH podría descargarse en ríos, embalses naturales, aguas costeras, estuarios y humedales y para reúso en riego agrícola.

El TSFAH obtuvo el mejor desempeño, entre los dos sistemas, para la reducción de materia orgánica y nitrógeno y su efluente tiene potencial para el reúso en riego agrícola por medio de sistemas de riego que evitan el contacto humano con el agua tratada.

12.REFERENCIAS

- Abbassi B. E., Abuharb R., Ammary B., Almanaseer N., Kinsley C. (2018). Modified Septic Tank: Innovative Onsite Wastewater Treatment System. *Water*, 10(5):578. <https://doi.org/10.3390/w10050578>
- Capodaglio A. G., Callegari A., Cecconet D., Molognoni D. (2017). Sustainability of decentralized wastewater treatment technologies. *Water Practice and Technology*, 12(2): pp. 463–477. doi: <https://doi.org/10.2166/wpt.2017.055>
- Ahmadi E, Yousefzadeh S, Mokammel A, Miri M, Ansari M, Arfaeinia H, Badi MY, Ghaffari HR, Rezaei S, Mahvi AM (2020) Kinetic study and performance evaluation of an integrated two-phase fixed-film baffled bioreactor for bioenergy recovery from wastewater and bio-wasted sludge. *Renew Sust Energ Rev* 121:109674
- Al-Jamal, W. and Mahmoud, N. (2009) 'Community onsite treatment of cold strong sewage in a UASB-septic tank', *Bioresource Technology*. Elsevier Ltd, 100(3), pp. 1061–1068. doi: 10.1016/j.biortech.2008.07.050.
- Amaral S. R., dos Santos L. V., Lima L. M., Vich D. V., Queiroz L. M. (2019). A modified upflow anaerobic sludge blanket reactor as an alternative for decentralized domestic wastewater treatment in developing countries. *Water Practice and Technology*, 14(2), pp. 249–258. <https://doi.org/10.2166/wpt.2019.009>
- Anderson, G. K. *et al.* (1991) 'Evaluation of the Inhibitory Effects of Lithium When Used As a Tracer for Anaerobic Digesters', *Water Research*, 25(7), pp. 755–760.
- Anh, N. V *et al.* (2002) 'Decentralized wastewater treatment - new concept and technologies for Vietnamese conditions', *Science And Technology*, (September), pp. 24–26.
- Anh, N. V. *et al.* (2007) 'Improved septic tank with constructed wetland, a promising decentralized wastewater treatment alternative in Vietnam', *NOWRA 16th Annual Technial Education Conference & Exposition*, (March), pp. 1–17.
- Anil, R. and Neera, A. L. (2016) 'Modified Septic Tank Treatment System', *Procedia Technology*. Elsevier B.V., 24, pp. 240–247. doi: 10.1016/j.protcy.2016.05.032.
- Arroyave, D., González, M. and Gallego, D. (2005) 'Evaluación del comportamiento hidráulico en un reactor UASB utilizado para el tratamiento de aguas residuales', *VIII congreso Peruano de ingeniería química*, pp. 1–10.
- Asraf-Snir, M. and Gitis, V. (2011) 'Tracer studies with fluorescent-dyed microorganisms-A new method for determination of residence time in chlorination reactors', *Chemical Engineering Journal*. Elsevier B.V., 166(2), pp. 579–585. doi: 10.1016/j.cej.2010.11.027.
- Bish, David & Boak, Jeremy. (2001). Clinoptilolite-Heulandite Nomenclature. *Reviews in Mineralogy and Geochemistry*. 45. 207-216. 10.2138/rmg.2001.45.5.

- BORDA (s.f.). *Decentralised Sanitation Systems*.
<https://www.borda.org/solutions/decentralised-sanitation-systems-2/>
- BORDA (2017). *DEWATS implementation by BORDA*.
<https://www.borda.org/solutions/decentralised-sanitation-systems-2/#dewats>
- Burrows, L. J. *et al.* (1999) 'Evaluation of different analytical methods for tracer studies in aeration lanes of activated sludge plants', *Water Research*, 33(2), pp. 367–374. doi: 10.1016/S0043-1354(98)00249-8.
- Büyükkamaci, N. and Filibeli, A. (2002) 'Concentrated wastewater treatment studies using an anaerobic hybrid reactor', *Process Biochemistry*, 38, pp. 771–775.
- Cabral, A. A., Zaiat, M. and Foresti, E. (1995) 'Hydrodynamic Characterization of a Horizontal Fixed Bed Anaerobic Reactor (RAHLF)', in *XXIII Brazilian Congress of Particle Systems*, pp. 23–30.
- Castillo, A., Cecchi, F. and Mata-Alvarez, J. (1997) 'A combined anaerobic-aerobic system to treat domestic sewage in coastal areas', *Water Research*, 31(12), pp. 3057–3063. doi: 10.1016/S0043-1354(96)00064-4.
- Cavalcanti, P. F. F. (2003) *Integrated Application of the UASB Reactor and Ponds for Domestic Sewage Treatment in Tropical Regions*. Available at:
<https://books.google.com.mx/books?id=KeJrAAAACAAJ>.
- Ceron, A. *et al.* (2013) Taponamiento de membranas de ultrafiltración sumergidas en la zona superior de un reactor USB bajo difrenetes condiciones hidrodinámicas. Universidad Autonoma Metropolitana de México.
- D'Amato, V. (2010) 'Septic Tank Design , Function and Performance', *Arcadis*.
- Denbigh, K. . (1968) *Teoria del reactor quimico*. Primera ed. Editorial: Alhambra.
- Deublein D., Steinhauser A. (2008) 'Biogas from Waste and Renewable Resources: An Introduction', John Wiley & Sons; Hoboken, NJ, USA.
- Dinopoulou G., Rudd T., Lester J.N. (1988) 'Anaerobic acidogenesis of a complex wastewater: I. The influence of operational parameters on reactor performance' *Biotechnol. Bioeng*, 31, pp. 958–968. doi: 10.1002/bit.260310908.
- Djubaedah, E., Wulandari, D. A., Nasruddin, and Krisnandi, Y. K. (2020). Surface area modification of natural zeolite through nacl counterbalanced treatment to apply in adsorption heat storage system. *Evergreen*, 7(1), pp. 26-31. <https://doi.org/10.5109/2740938>
- Elmitwalli, T. A. *et al.* (2003) 'Decentralised treatment of concentrated sewage at low temperature in a two-step anaerobic system: Two upflow-hybrid septic tanks', *Water Science and Technology*, 48(6), pp. 219–226.

Fogler, H. S. (2006) 'Distributions of Residence Times for Chemical Reactions', in *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 4, ilustra edn. Prentice Hall PTR, pp. 867–944.

Giácoman Vallejos, G. *et al.* (2003) 'Análisis de la hidrodinámica de un reactor de flujo pistón', *Ingeniería*, pp. 7–19. Available at: <http://scholar.google.com/scholar?hl=en&btnG=Search&q=intitle:An?lisis+de+la+hidrodin?mica+de+un+reactor+de+flujo+pist?n#0>.

Grady Jr. *et al.* (2011). *Biological Wastewater Treatment* (3rd ed.). CRC Press. <https://doi.org/10.1201/b13775>

Ground Stone Onsite Waste Water Services (s.f.). *Septic System Services*. <https://groundstone.ca/2018/08/greywater-systems/>

van Haandel, A. . and Lettinga, G. (1994) *Anaerobic Sewage Treatment: A Practical Guide for Regions with a Hot Climate*. illustrate. J. Wiley. Available at: <https://books.google.com.mx/books?id=MQFBmgEACAAJ>.

van Haandel, A. *et al.* (2006) 'Anaerobic Reactor Design Concepts for the Treatment of Domestic Wastewater', *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 5(1), pp. 21–38. doi: 10.1007/s11157-005-4888-y.

Halabi, M. K. E. (2005) *Evaluation and Design Model of Decentralized Units for Wastewater Treatment*.

Hashem, M.S.; Qi, X. (2021) 'Treated Wastewater Irrigation— A Review', *Water*, 13, 1527. <https://doi.org/10.3390/w13111527>

Haydar, S., Anis, M., Gul E Hina G.E., Aziz J.A., Arbi M (2018), An innovative design of septic tank for wastewater treatment and its performance evaluation: An applicable model for developing countries, *Chinese Journal of Chemical Engineering*, Volume 26, Issue 4, 2018, Pages 886-891,

Huang, C.-S. (1982) 'Nitrification Kinetics and Its RBC Application', *Journal of the Environmental Engineering Division*, 108(3), pp. 473–487.

Ji, J. *et al.* (2012) 'Hydraulic characteristics and their effects on working performance of compartmentalized anaerobic reactor.', *Bioresource Technology*. Elsevier Ltd, 116, pp. 47–52. doi: 10.1016/j.biortech.2012.04.026.

Jimenez, B. *et al.* (1988) 'Dextran blue colorant as a reliable tracer in submerged filters', 22(10), pp. 1253–1257.

Jimenez, B., Noyola, A. and Capdeville, B. (1988) 'Selected dyes for residence time distribution evaluation in bioreactors', *Biotechnology Techniques*, 2(2), pp. 77–82.

Kovács E., Wirth R., Maróti G., Bagi Z., Rákhely G., Kovács K.L. (2013) 'Biogas production from protein-rich biomass: Fed-batch anaerobic fermentation of casein

and of pig blood and associated changes in microbial community composition', *PLoS ONE*, 8. doi: 10.1371/journal.pone.0077265.

Kumar A.K., Sharma S. (2017) 'Recent updates on different methods of pretreatment of lignocellulosic feedstocks: A review. *Bioresour. Bioprocess*, 4(1), pp. 7. doi: 10.1186/s40643-017-0137-9.

Kujawa-Roeleveld, K. and Zeeman, G. (2006) 'Anaerobic treatment in decentralised and source-separation-based sanitation concepts', *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 5(1), pp. 115–139. doi: 10.1007/s11157-005-5789-9.

de Lemos Chernicharo, C. A. de (2007) *Anaerobic Reactors*. London: IWA Publishing.

de Lemos Chernicharo, C. A. and Nascimento, M.C.P. (2001) 'Feasibility of a pilot-scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment', *Water Science and Technology*, 44(4), p. 221 LP-228. Available at: <http://wst.iwaponline.com/content/44/4/221.abstract>.

Lettinga, G. *et al.* (1993) 'Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater', *Water Science and Technology*, 27(9), pp. 67–73. Available at: <http://wst.iwaponline.com/content/27/9/67.abstract>.

Lettinga, G. *et al.* (2001) 'Sustainable development in pollution control and the role of anaerobic treatment', *Water Science and Technology*, 44(6), pp. 181–188. Available at: <http://www.scopus.com/inward/record.url?eid=2-s2.0-0034759969&partnerID=40&md5=c68fc9f047cce3d9453a3ea29d711e99>.

Levenspiel, O. (2004) *Ingeniería de la reacciones químicas*. 3a edn. Edited by J. A. Conesa. México: Limusa Wiley.

Leyva-Ramos, R. *et al.* (2004) 'Ammonia exchange on clinoptilolite from mineral deposits located in Mexico', *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 79(6), pp. 651–657. doi: 10.1002/jctb.1035.

Lin L., Yan R., Liu Y., Jiang W. (2010) 'In-depth investigation of enzymatic hydrolysis of biomass wastes based on three major components: Cellulose, hemicellulose and lignin', *Bioresour. Technol*, 101, pp. 8217–8223. doi: 10.1016/j.biortech.2010.05.084.

Li, S. *et al.* (2015) 'Comparative analyses of hydraulic characteristics between the different structures of two anaerobic baffled reactors (ABRs)', *Ecological Engineering*. Elsevier B.V., 82, pp. 138–144. doi: 10.1016/j.ecoleng.2015.04.095.

Li, S., Nan, J. and Gao, F. (2016) 'Hydraulic characteristics and performance modeling of a modified anaerobic baffled reactor (MABR)', *Chemical Engineering Journal*. Elsevier B.V., 284, pp. 85–92. doi: 10.1016/j.cej.2015.08.129.

Luo K., Yang Q., Li X., Yang G., Liu Y., Wang D., Zheng W., Zeng G. (2012) 'Hydrolysis kinetics in anaerobic digestion of waste activated sludge enhanced by α -amylase',

Biochem. Eng. J., 62, pp. 17–21. doi: 10.1016/j.bej.2011.12.009.

van Lier, J. B., Mahmoud, N. and Zeeman, G. (2008) *Anaerobic Wastewater Treatment, Biological Wastewater Treatment : Principles, Modelling and Design*. doi: 10.1021/es00154a002.

van Lier, J. B., Zeeman, G. and Frans, H. (2002) 'Anaerobic (pre-) treatment for the decentralised reclamation of domestic wastewater , stimulating agricultural reuse', in *VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion*.

Mahmoud, N. and Van Lier, J. B. (2011) 'Enhancement of a UASB-septic tank performance for decentralised treatment of strong domestic sewage', *Water Science and Technology*, 64(4), pp. 923–929. doi: 10.2166/wst.2011.690.

Maleki E, Bokhary A, Liao BQ (2018) 'A review of anaerobic digestion bio-kinetics', *Rev Environ Sci Biotechnol*, 17:691–705

Martin, A. D. (2000) 'Interpretation of residence time distribution data', *Chemical Engineering Science*, 55(23), pp. 5907–5917. doi: 10.1016/S0009-2509(00)00108-1.

Metcalf & Eddy (2014) *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*, McGraw-Hill Education, 5th Edition.

Mgana, S. (2003) *Towards Sustainable and Robust On-Site Domestic Wastewater Treatment for all Citizens*. Wageningen Universiteit.

Montalvo, S. *et al.* (2012) 'Application of natural zeolites in anaerobic digestion processes: A review', *Applied Clay Science*. Elsevier B.V., 58, pp. 125–133. doi: 10.1016/j.clay.2012.01.013.

Morgan-Sagastume, J. M., Jiménez, B., and Noyola, A. (1999) 'Alternative index for interpretation of RTD curves', *Journal of Environmental Engineering*, 125(3), 290–294.

Morgan-Sagastume, J. M., Jiménez, B. and Noyola, A. (1997) 'Tracer Studies in a Laboratory and Pilot Scale UASB Reactor', *Environmental Technology*, 18(8), pp. 817–825. doi: 10.1080/09593331808616600.

Nardi, I. R. De, Zaiat, M. and Foresti, E. (1999) 'Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors', *Bioprocess Engineering*, 21, pp. 469–476.

Ostrooumov, M. (2006) 'Zeolitas de México: Diversidad mineralógica y aplicaciones', *Sociedad Mexicana de Mineralogía*, pp. 1–9.

Ostrooumov, Mikhail. (2006) 'Zeolitas de México: Diversidad Mineralógica y aplicaciones', www.mineralog.net. 22.

Pérez, J. (1992) 'Análisis de flujos y factores que determinan los periodos de retencion.', *Manual de evaluación. Tomo II, Programa Regional HPE/OPS/CEPIS de*

Mejoramiento de la calidad del agua para consumo humano., pp. 37–92.

Ramprasad, C., Bharathwaj R.R., Poddar, D. (2019) 'Design and performance evaluation of decentralized wastewater treatment and reuse system for urban and rural places', *International Journal of Applied Engineering Research*, 14,(5) pp. 1135-1144

Reynolds, T. D. and Richards, P. A. (1996) 'Unit Operations and Processes in Environmental Engineering', *PWS Publishing Company* (Cengage learning series in engineering). Available at: <https://books.google.com.mx/books?id=9oViQgAACAAJ>.

Richards, S. *et al.* (2016) Septic tank discharges as multi-pollutant hotspots in catchments, *Science of the Total Environment*. Elsevier B.V., 542, pp. 854–863. doi: 10.1016/j.scitotenv.2015.10.160.

Rincón, N., Galindo, A. and Pérez, J. (2011) 'Evaluación del comportamiento hidráulico en un reactor anaerobio de doble cámara (RADCA)', *Revista Facultad de Ingeniería*, (61), pp. 53–63.

Romero Rojas, J. A. (2004) *Tratamiento de aguas residuales*. 3ra edn. Edited by C. Salazar Perdomo and J. Cañas Sepúlveda. Bogotá: Escuela Colombiana de Ingeniería.

Sánchez Molina, J. and Gallo Cardona, S. (2009) 'Evaluación del comportamiento hidráulico de un reactor aerobio y un reactor anaerobio, en una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala', *Avances en Recursos Hidráulicos*, 20, pp. 65–80.

Santiago-Díaz, A. L. and Salazar-Peláez, M. L. (2017) 'Start-up phase of a UASB-septic tank used for high strength municipal wastewater treatment in Mexico', *Water Practice and Technology*, 12(2), pp. 287–294. doi: 10.2166/wpt.2017.032.

Sarathai, Y., Koottatep, T. and Morel, A. (2010) 'Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onsite wastewater treatment system', *Journal of Environmental Sciences*. The Research Centre for Eco-Environmental Sciences, Chinese Academy of Sciences, 22(9), pp. 1319–1326. doi: 10.1016/S1001-0742(09)60257-6.

Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT). (1997) 'Norma Oficial Mexicana que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales (NOM-001-SEMARNAT-1996)', *Diario Oficial de la Federación*, 6 de enero de 1997, México, D.F.

Sasse, L. (1998) 'DEWATS: Decentralised wastewater treatment in developing countries', pp. 1–161. Available at: [http://www.sswm.info/sites/default/files/reference_attachments/SASSE 1998 DEWATS Decentralised Wastewater Treatment in Developing Countries_0.pdf](http://www.sswm.info/sites/default/files/reference_attachments/SASSE%201998%20DEWATS%20Decentralised%20Wastewater%20Treatment%20in%20Developing%20Countries_0.pdf).

- Sharma, M. K. and Kazmi, A. A. (2015) 'Anaerobic onsite treatment of black water using filter-based packaged system as an alternative of conventional septic tank', *Ecological Engineering*. Elsevier B.V., 75, pp. 457–461. doi: 10.1016/j.ecoleng.2014.12.014.
- Soto M., Méndez R., and Lema J. (1993) 'Methanogenic and non-methanogenic activity tests: Theoretical basis and experimental set-up', *Water Res.* 27(8):1361-76
- Singh RP, Kun W, Fu D (2019) Designing process and operational effect of modified septic tank for the pre-treatment of rural domestic sewage. *J Environ Manag* 251:109552
- Soca, O. N. and Pizarro, C. . (1996) 'Modelos cineticos en el diseno de biorreactores', *Ingenieria Quimica*, pp. 103–107.
- von Sperling, M. *et al.* (2002) 'Coliform and helminth eggs removal in a combined UASB reactor – baffled pond system in Brazil: performance evaluation and mathematical modelling', *Water Science and Technology*, 45(10), p. 237 LP-242. Available at: <http://wst.iwaponline.com/content/45/10/237.abstract>.
- Stocker, K., Ellersdorfer, M., Lehner, M. *et al.* (2017) 'Characterization and Utilization of Natural Zeolites in Technical Applications' *Berg Huettenmaenn Monatsh* 162, pp.142–147. <https://doi.org/10.1007/s00501-017-0596-5>
- Van Der Steen, P. *et al.* (1999) 'Post-treatment of UASB reactor effluent in an integrated duckweed and stabilization pond system', *Water Research*, 33(3), pp. 615–620. doi: 10.1016/S0043-1354(98)00270-X.
- Tawfik, A. I. (2002) 'The Biorotor System for Post Treatment of Anaerobically Treated Domestic Sewage', Wageningen Institute for Environment and Climate Research.
- Teefy, S. (1996) 'Tracer Studies in Water Treatment Facilities: A Protocol and Case Studies', *USA: American Water Works Association*, Available at: <https://books.google.com.mx/books?id=7GPWTGiTYVEC>.
- Tilley, E.; Ulrich, L.; Luethi, C.; Reymond, P.; Zurbruegg, C. (2014): *Compendium of Sanitation Systems and Technologies*. 2nd Revised Edition. Duebendorf, Switzerland: Swiss Federal Institute of Aquatic Science and Technology (Eawag).
- Vavilin V.A., Fernandez B., Palatsi J., Flotats X. (2008) 'Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: an overview', *Waste Manag*, 28, pp. 939–951.
- Wibowo, E., Rokhmat, M., Sutisna, S., Murniati, R., Khairurrijal, K., Abdullah, M. (2017) 'Identification of natural zeolite from Sukabumi, West Java, Indonesia: Structure, chemical composition, morphology and molecular vibration', *Materials Research Express*, 4.

- Widiastuti, N., Wu, H., Ang, H., Zhang, D. (2011) 'Removal of ammonium from greywater using natural zeolite', *Desalination*, 277, pp. 15-23. doi: 10.1016/j.desal.2011.03.030.
- Withers, P. J. A. *et al.* (2012) 'Nutrient emissions to water from septic tank systems in rural catchments: Uncertainties and implications for policy', *Environmental Science and Policy*, 24, pp. 71–82. doi: 10.1016/j.envsci.2012.07.023.
- Withers, P. J. A., Jarvie, H. P. and Stoate, C. (2011) 'Quantifying the impact of septic tank systems on eutrophication risk in rural headwaters', *Environment International*. Elsevier Ltd, 37(3), pp. 644–653. doi: 10.1016/j.envint.2011.01.002.
- Young, J. C. (1991) 'Factors Affecting the Design and Performance of Upflow Anaerobic Filters', *Water Science and Technology*, 24(8), p. 133 LP-155. Available at: <http://wst.iwaponline.com/content/24/8/133.abstract>.
- Yu, H., Tay, J.-H. and Wilson, F. (1997) 'A sustainable municipal wastewater treatment process for tropical and subtropical regions in developing countries', *Water Science and Technology*, 35(9), pp. 191–198. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0273-1223\(97\)00197-2](http://dx.doi.org/10.1016/S0273-1223(97)00197-2).
- Zhang, C. *et al.* (2011) 'Research and evaluate on Wastewater Treatment of septic tank', *International Symposium on Water Resource and Environmental Protection*, pp. 1244–1246. doi: 10.1109/ISWREP.2011.5893242.

