

ESTIMACIÓN DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA (KLA) Y LOS
PARÁMETROS CINÉTICOS EMPLEANDO LA METODOLOGÍA DE RESPIROMETRÍA
EN UN SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS CON BURBUJAS FINAS

Jeison Arias Rátiva

Universidad Antonio Nariño

Facultad Ingeniería Ambiental y Civil

Ingeniería Ambiental

2019

ESTIMACIÓN DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA (KLA) Y LOS
PARÁMETROS CINÉTICOS EMPLEANDO LA METODOLOGÍA DE RESPIROMETRÍA
EN UN SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS CON BURBUJAS FINAS

Jeison Arias Rátiva.

Proyecto de investigación como requisito para optar por el título de:

INGENIERO AMBIENTAL.

Director:

Ph.D. Héctor Javier Luna Wandurraga

Ingeniera Jineith Andrea Arango Oviedo

Universidad Antonio Nariño

Facultad Ingeniería Ambiental y Civil

Ingeniería Ambiental

2019

Nota de aceptación

Firma del jurado 1

Firma del jurado 2

Bogotá D.C, Noviembre del 2019.

Abreviaturas

CO_2^* = Concentración de oxígeno de saturación del agua.

CO_2 = Concentración de oxígeno disuelto.

μ = Crecimiento microbiano.

μ_{max} = Velocidad de crecimiento máximo.

K_s =Saturación cuando el crecimiento μ_{max} se reduce al 50%.

S=Sustrato.

$Y_{X/S}$ = Rendimiento de la degradación de materia orgánica.

b= Metabolismo endógeno.

K_{La} = Constante de transferencia de masa volumétrica.

OSA= Proceso oxic-settling-anoxic.

ASM1=Modelo de sistema de lodos activados 1.

CAS= Sistema de lodos activados convencional.

SR= Reactor de flujo lateral.

STR= Tiempo de retención de lodos.

SBR= Reactor secuencial de lotes.

OD= Oxígeno disuelto.

OUR= Tasa de consumo de oxígeno.

DQO= Demanda química de oxígeno.

ATU= Allythourea inhibidor de la conversión del amoniacó en nitrito.

F/M = Relación alimento/ microorganismos.

SVI =Índice volumétrico de sedimentación.

TRH = Tiempo de retención hidráulico.

K_s = Constante de saturación.

Agradecimientos.

A mis padres por su confianza y apoyo durante mi proceso académico. Siendo un gran ejemplo de nunca darse por vencido sin importar los obstáculos que se presentan en el camino.

A mi tutor por guiarme académicamente y a los compañeros del laboratorio de ingeniería ambiental por generar un ambiente ameno, donde las risas y aprendizaje nunca faltaron.

(1) Tabla de contenido

4.1. Objetivo general.....	13
4.2. Objetivos específicos.....	13
5.1. Sistema de lodos activados.....	14
5.2. Transferencia de masa gas-líquido.....	15
5.3. Crecimiento microbiano.....	17
5.4. Parámetros cinéticos.....	17
5.5. Microbiología de lodos activados.....	18
7.1. Métodos analíticos.....	21
7.2. Determinación del coeficiente de transferencia de masa volumétrica gas-líquido K_{La} ..	22
7.3. Inoculación de lodo, para estimación de parámetros cinéticos y de transferencia de masa.....	23
7.4. Estimación de los parámetros cinéticos.....	24
7.4.1. Metabolismo endógeno (b).....	24
7.4.2. Velocidad máxima de crecimiento microbiano (μ_{max}).....	26
7.5. Modelo matemático y escenarios de simulación.....	28
7.6. Microbiología.....	30
8.1. Coeficiente volumétrico transferencia de masa gas-líquido.....	30
8.1.1. Aireación con burbujas convencionales.....	31
8.1.2. Aireación con generador de burbujas finas.....	31
8.2. Estimación de parámetros cinéticos experimentalmente (b y μ_{max}) por respirometría.....	33
8.2.1. Adaptación del lodo al sustrato.....	33
8.2.2. Medición del metabolismo endógeno (b), experimentalmente a partir del perfil OUR.....	37
8.2.3. Velocidad máxima de crecimiento microbiano (μ_{max}).....	40
8.3. Simulación de escenarios.....	47
8.3.1. Escenario para encontrar la influencia del parámetro u_{max}	47
8.3.2. Escenario para encontrar la influencia del parámetro K_s	49
8.3.3. Escenario para calcular el valor de concentración del sustrato a tratar en un TRH de 12 h.....	51
8.4. Microbiología.....	53
12.1. Anexo 1. Programa en MatLab.....	63

21.1. Anexo 2. Reactores de inoculación (R1, R2, R3).....	64
29.1. Anexo 3. Tablas para cálculo de (umax-b).....	64
29.1.1. Sistema convencional.....	64
38.1.1. Sistema con generador de micro burbujas.	66
52.1. Anexo 4. Tabla de saturación	67

1. ABSTRACT

Improving activated sludge systems (CAS) for wastewater treatment is a need that has been reflected in recent years. One of the main limitations of the CAS are the high energy consumption associated with mechanical aeration, being between 40-90% of the total energy consumption of the system. For this reason, the objective of this study was to evaluate the influence of fine bubble aeration (BF) on mass transfer and growth rate in a laboratory-scale activated sludge system. The results showed that the mass transfer coefficient (K_{La}) was much higher in the system with BF (0.0283 s^{-1}), with respect to the system using conventional aeration (0.0111 s^{-1}) indicating an improvement in O_2 transfer. Furthermore, based on the literature and the K_{La} obtained for the BF system, they were classified as Microbubbles (MB). On the other hand, microbial growth showed a significant increase using the MB system $\mu_{max} = 6,789 \text{ d}^{-1}$, indicating the influence of oxygen transfer on the growth rate of microorganisms. In addition, the simulation of the system used, the Monod kinetics, showed a low influence of the affinity coefficient (K_s) on the speed of substrate consumption and also a higher speed of substrate consumption in the MB system with respect to conventional aeration. . The MB system also showed a greater capacity to treat high concentrations of COD in less time ($2.3 \text{ Kg COD} / \text{m}^3$ in 2 hours) compared to the conventional system. Finally, the microbiology associated with the system presented different microorganisms such as protozoa, rotifers and the absence of filamentous bacteria, which indicates a good functioning of the activated sludge system. These results show the importance and influence of mass transfer on the kinetic parameters and consequently on the behavior of the reactor, guaranteeing the removal of pollutants from the waste water in less time and reducing the energy cost associated with conventional aeration.

Keywords:

Mass transfer, kinetic parameters, fine bubbles, dissolved oxygen, activated sludge.

2. RESUMEN

Mejorar los sistemas de lodos activados (CAS) para el tratamiento de agua residual es una necesidad que se ha visto reflejada en los últimos años. Una de las principales limitaciones de los CAS son el alto consumo energético asociado a la aireación mecánica siendo entre el 40-90% del consumo energético total del sistema. Por esta razón, el objetivo de este estudio fue evaluar la influencia de la aireación con burbujas finas (BF) sobre la transferencia de masa y velocidad de crecimiento en un sistema de lodos activados a escala laboratorio. Los resultados mostraron que el coeficiente de transferencia de masa (K_{La}) fue mucho mayor en el sistema con BF (0.0283 s^{-1}), con respecto al sistema usando aireación convencional (0.0111 s^{-1}) indicando una mejora en la transferencia de O_2 . Además, con base en la literatura y el K_{La} obtenido para el sistema con BF, se clasificaron como Microburbujas (MB). Por otra parte, el crecimiento microbiano mostró un aumento significativo usando el sistema de MB $\mu_{max} = 6.789 \text{ d}^{-1}$, indicando la influencia de la transferencia de oxígeno sobre la tasa de crecimiento de los microorganismos. Además, la simulación del sistema empleado la cinética de Monod mostró, una baja influencia del coeficiente de afinidad (K_s) sobre la velocidad de consumo de sustrato y así mismo una mayor velocidad de consumo de sustrato en el sistema de MB con respecto al aireado convencionalmente. El sistema con MB mostró también una mayor capacidad de tratar altas concentraciones de DQO en menor tiempo (2.3 Kg DQO/m^3 en 2 horas) con respecto al sistema convencional. Finalmente, la microbiología asociada al sistema presentó diferentes microorganismos como protozoarios, rotíferos y ausencia de bacterias filamentosas lo cual indica un buen funcionamiento del sistema de lodos activos. Estos resultados muestran la importancia e influencia de la transferencia de masa sobre los parámetros cinéticos y por consiguiente sobre el comportamiento del reactor, garantizando la remoción de contaminantes del

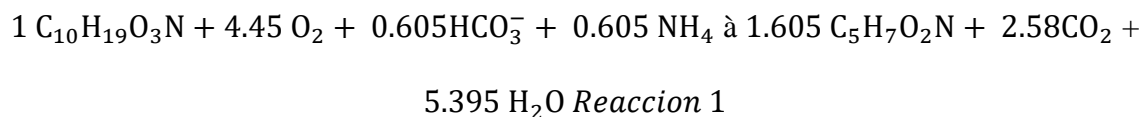
agua residual en menor tiempo y disminuyendo el costo energético asociado a la aireación convencional.

Palabras clave:

Transferencia de masa, parámetros cinéticos, burbujas finas, oxígeno disuelto, lodos activados.

3. INTRODUCCIÓN

El sistema de lodos activados es uno de los procesos biológicos más empleados para el tratamiento de agua residual, debido a las diferentes ventajas frente a los sistemas anaerobios; como mayor remoción de materia orgánica, nutrientes y disminución de olores (Chan, Chong, Law, & Hassell, 2009). Sin embargo, dos grandes limitaciones del sistema de lodos activados son su alta área de instalación y el alto requerimiento energético debido a la aireación mecánica, el cual equivale entre un 50 a 90% del consumo energético total de la planta de tratamiento, llevando a un aumento en los costos de operación (Drewnowski, Remiszewska-skwarek, Duda, & Lagod, 2019). Según (Metcalf & Eddy, 2003) son requeridos 4.45 mol de oxígeno por cada mol de agua residual oxidada, como se presenta en la reacción 1.



Lo anterior muestra que el oxígeno juega un papel importante para el sistema de lodos activados, por lo tanto, el fenómeno de transferencia de masa es un parámetro de gran relevancia, ya que está relacionado con la cantidad de oxígeno transferido desde la fase gaseosa a la fase líquida (esta última disponible para los microorganismos) (Doran, 2013). Además, la transferencia de oxígeno depende de diferentes factores como agitación, temperatura (define la solubilidad del gas, ley de

Henry), reología y flujo de aire el cual es reflejado por el coeficiente de transferencia de masa K_l , como se muestra en la ecuación 1. La velocidad de transferencia de oxígeno (NA) depende de K_l y del área disponible para la transferencia de masa (tamaño de burbuja).

$$NA \left(\frac{\text{mol } O_2}{\text{m}^3 \text{ s}} \right) = K_l \cdot a \cdot (C_{ab}^* - C_{ai}) \quad (1)$$

En este contexto y debido a los altos requerimientos energéticos, diferentes autores han propuesto la implementación de burbujas finas en los sistemas de lodos activos, con el fin de aumentar la transferencia de oxígeno Kangning, Et al (2016). Por otra parte, el coeficiente de K_l solo es medido experimentalmente, y dada la dificultad de evaluar el diámetro de burbuja generada, diferentes trabajos han optado por medir estos dos parámetros en conjunto, definiendo así el K_{la} (Dionisi, 2017).

El K_{la} es medido generalmente por medio del método respirométrico, el cual se basa en la evaluación de perfiles de oxígeno a determinadas condiciones. Por medio de respirometría también se pueden obtener los parámetros cinéticos de los microorganismos como velocidad de crecimiento máximo (μ_{max}) y metabolismo endógeno (b) basados en la cinética de Monod, la cual ha sido usada para representar el crecimiento de microorganismos en sistemas de lodos activados; estos parámetros cinéticos proveen información valiosa acerca de la operación y el control de este sistema.

Con base en lo anterior, y dada la importancia del desarrollo de burbujas finas para la mejora del sistema de lodos activos, el objetivo de este trabajo es evaluar el coeficiente K_{la} y los parámetros cinéticos (μ_{max} ; b) de un sistema de lodos activados a escala laboratorio acoplado a un generador de burbujas finas de bajo costo, diseñado y construido en la Universidad Antonio Nariño, con la finalidad de validar el tamaño de las burbujas y el aumento en la transferencia de masa con respecto

a un aireador (difusor) convencional e implementar la técnica de medición de los parámetros cinéticos usando respirometría.

4. OBJETIVOS.

4.1. Objetivo general.

Estimar el coeficiente de transferencia de masa (Kla) y los parámetros cinéticos empleando la metodología de respirometría en un sistema de lodos activados con burbujas finas

4.2. Objetivos específicos

4.2.1. Determinar el coeficiente de transferencia de masa Kla en un sistema de lodos activados utilizando aireación convencional y con generador de burbujas finas.

4.2.2. Determinar los parámetros cinéticos (μ_{max} , b) en un sistema de lodos activo utilizando sistema de aireación convencional y con generador de burbujas finas.

4.2.3. Evaluar la influencia de los parámetros cinéticos sobre la velocidad de crecimiento de la biomasa y la velocidad de consumo de sustrato utilizando la cinética de Monod.

5. MARCO TEÓRICO

En el tratamiento de aguas residuales, uno de los sistemas biológicos más utilizados son los lodos activados, a pesar de tener diferentes ventajas sobre otros sistemas biológicos como anaerobio, y lagunas de estabilización; presenta desventajas como alto consumo energético debido a la aireación mecánica y alta área instalada. El oxígeno, es necesario en estos sistemas debido a que los microorganismos necesitan oxígeno para su crecimiento en forma de floculo. Además, durante el crecimiento de los microorganismos, ocurre el tratamiento del agua a través de la asimilación de la materia orgánica presente en el agua residual (Gil, 2006).

5.1. Sistema de lodos activados

Este sistema se ha utilizado como una alternativa para la degradación de aguas residuales desarrollado por primera vez en el año 1914 en Inglaterra (Méndez, Et al.,2004), existen diferentes configuraciones del sistema, en reactores tipo Batch el procedimiento de operación es el siguiente: alimentación (agua residual), aireación, reacción, sedimentación y purga todo en el mismo tanque y de forma consecutiva, teniendo una ventaja en la reducción de costos energéticos (Estrada. Et al. 2019), el buen control de volumen y una eficiente eliminación tanto de DQO soluble como de nutrientes (Dionisi,2017). Los reactores con continuos por otra parte, son otra configuración de este tratamiento, a diferencia del Batch este cuenta con un tanque de aireación donde es mezclado el alimento junto con los microorganismos ocurriendo las reacciones biológicas y posteriormente, el efluente es llevado al tanque de sedimentación donde es separada la fase sólida (microorganismos) de la líquida (fluido tratado clarificado) y donde parte de la fase sólida es recirculada al tanque de aireación con el fin de mantener una alta densidad celular. El sistema de lodos activos es un proceso netamente biológico y aerobio, donde los microorganismos (lodo) oxidan la materia orgánica presente (agua residual) para su metabolismo, puesto que para activar

las bacterias heterotróficas se requiere una forma orgánica de carbono (Raquel,2007). La materia orgánica presente en el agua residual es oxidada (donante de electrones) y el O₂ es utilizado como aceptor de electrones. Además, de la termodinámica de la reacción 1, se obtienen fracciones de los electrones del donador, una fracción para síntesis de microorganismos (fs) y la otra para producción de energía (fe). En sistemas aerobios la fracción de electrones destinada a síntesis celular (producción de biomasa) fs es igual a 0.642, mucho mayor, por ejemplo, comparado con el fs 0.12 en los sistemas anaerobios, los cuales utilizan los electrones en la producción de biogás en mayor proporción, disminuyendo la producción de biomasa (Benetti & Aquino. 2010). En el sistema de lodos activados como se mencionó anteriormente se requiere oxígeno, este generalmente es suplido a través de aireadores mecánicos, los cuales no solo proporcionan oxígeno, sino que también aportan al mezclado del medio proporcionando un ambiente propicio para el crecimiento y reproducción de nuevas células (Comisión nacional de agua, 2010), (Méndez. Et al.2004).

5.2. Transferencia de masa gas-líquido.

El fenómeno de transferencia de masa se da al transferir los diferentes estados de materia mediante una dirección de gradiente por medio de un sistema determinado, existiendo dos mecanismos de la transferencia: transferencia de masa por medio de difusión molecular, el cual puede transferir su masa por medio del movimiento individual de las moléculas en los fluidos por diferencia de concentraciones; y la transferencia de masa por convección se da cuando la masa se transfiere por un movimiento global del fluido laminar o turbulento, cuando el fluido es turbulento se da por movimientos grandes constituidos por grupos de moléculas e influye las características dinámicas del fluido como densidad viscosidad (Berrocal,2011).

En los sistemas aerobios como los lodos activados, el oxígeno disuelto (OD) puede convertirse en un factor limitante de la reacción, entonces la transferencia de masa se convierte en un factor

determinante, dado que a través de este fenómeno se puede mejorar la disponibilidad de oxígeno a los microorganismos sin necesidad de aumentar el flujo de aire inyectado en el sistema (Wongsuchoto. Et al. 2002).

El sistema de lodos activos tiene tres fases: la fase líquida (agua residual), sólida (lodo) y gaseosa (O_2). La mejora en la transferencia de masa gas-líquido se puede lograr de diferentes formas, entre ellas disminuyendo el diámetro de burbuja aireada, conduciendo a un aumento en la concentración de oxígeno en la fase líquida. Por otra parte, las altas concentraciones de oxígeno en la fase líquida promueven una mayor eficiencia en la remoción de contaminantes orgánicos, debido a la mayor disponibilidad de oxígeno para los microorganismos que degradan la materia orgánica del agua residual (León, 2018).

La transferencia de masa sucede por medio del sistema de aireación, el gas se expelle en forma de burbuja obteniendo un área superficial donde ocurre la transferencia de masa gas-líquido (Painmanakul. Et al .2005), se estima que la tasa de transferencia de masa es inversamente proporcional al tamaño de las burbujas teniendo así, las burbujas convencionales y las burbujas de tamaños más pequeños como las micro y nano burbujas (Kangning. Et al. 2016).

Las burbujas convencionales derivadas del sistema de aireación convencionales cuyos diámetros están clasificados por milímetros (mm) permanecen en el agua tiempos relativamente cortos, lo que genera una deficiente transferencia de oxígeno por su bajo contacto entre la fase gaseosa y líquida por ende se obtiene un bajo rendimiento en la actividad microbiana (Hu. Et al. 2010). Por otro lado, se encuentran las micro burbujas donde sus diámetros se constituyen por micrómetros (μm), aumentando la tensión superficial en comparación con las convencionales lo que logra un mayor contacto con la fase líquida y una elevada presión interna alargando su tiempo de permanencia en el agua (Li. Et al. 2014).

5.3. Crecimiento microbiano

El crecimiento de los microorganismos se puede determinar mediante la tasa de consumo o producción de especies involucradas en el metabolismo microbiano para determinar la velocidad crecimiento microbiano, el cual se puede determinar por diferentes modelos, donde el más utilizado en para sistemas de lodos activados para representar el crecimiento (μ) es el modelo cinético de Monod que se representa en la ecuación 2 (Dionisi,2017).

$$\mu = \frac{\mu_{Max}}{K_s+S} \quad (2)$$

Los parámetros cinéticos como la velocidad de crecimiento máximo (μ_{max}) y constante de saturación K_s (mg/L; cuando el máximo crecimiento se reduce a 50%) son empíricos, los cuales se determinan por medio de datos experimentales, Monod indica que cuando la concentración de S es mayor a K_s , la tasa de crecimiento es linealmente independiente del sustrato (S) y es igual a μ_{max} ; cuando S es mayor a K_s , la tasa de crecimiento es linealmente dependiente de S y cuando S es igual a K_s el crecimiento específico es igual a $\mu_{max} /2$. El modelo de Monod, asume que solo se encuentra un sustrato limitante y los demás sustratos que son requeridos para el crecimiento microbiano se encuentran en exceso, por ejemplo para los microorganismo heterótrofos, que se alimentan de carbono orgánico, el sustrato limitante sería la fuente de carbono y cuando se encuentra más de un sustrato limitante la ecuación se puede adaptar agregando más términos de la forma $S_i/(K_{si}+S_i)$ concentración de sustrato inicial (S_i), constante de saturación inicial (K_{si}) (Dionisi,2017).

5.4. Parámetros cinéticos

Los principales parámetros cinéticos de acuerdo a la ecuación de Monod son: la velocidad máxima de crecimiento (μ_{max}), y el metabolismo endógeno (b) (Metcalf & Eddy. 2003). En este tipo de sistemas se involucran más procesos como los físicos y químicos, y son generalmente expresadas

de forma matemática e incorporadas a modelos y de esa forma evaluar de forma cuantitativa las variables críticas (Ferrer. Et al. 2008).

Por otra parte, una de las técnicas para determinar los parámetros cinéticos es por medio de respirometría (Spanjers & Vanrolleghem. 1995), (Vanrolleghem. Et al. 1999), la cual mide la tasa de consumo de oxígeno por parte de los microorganismos (OUR) (Rogel, 2013). La metodología de respirometría ha sido ampliamente usada en procesos biológicos, convirtiéndose en una metodología prometedora para determinar parámetros cinéticos debido a su relativa facilidad y bajo requerimiento de equipamiento.

5.5. Microbiología de lodos activados.

Los lodos activados tienen una gran variedad de microorganismos, los cuales toman el agua residual como fuente de carbono, donde las bacterias aerobias utilizan un 65% de la materia orgánica en la síntesis de nuevas células, aumentando la biomasa y el restante se consume en forma de calor, los microorganismos importantes en las aguas residuales son del tipo eubacterias como los hongos, protozoos, rotíferos y algas (Moeller. 2004).

Los protozoos son organismos unicelulares, heterótrofos y aerobios, estos microorganismos sirven como bio-indicadores en las PTAR, puesto que su sensibilidad a compuestos tóxicos y ausencia de oxígeno es alta, cumplen la función de degradar materia orgánica soluble e insoluble, estas también se alimentan de bacterias libres, por otro lado, los rotíferos son organismos pluricelulares más desarrollados, estos son móviles, y metabolizan partículas sólidas, su fuente de alimento también pueden ser las bacterias y los protozoos, los rotíferos sirven como bio-indicadores, estos son frecuentes cuando la edad de lodo es elevada y la calidad del efluente es buena en el sistema de lodos activados; los factores que limitan el crecimiento de los rotíferos son: la temperatura (óptima 20°C), el OD que debe ser mayor a 2 mg/L y un pH entre 6 y 7 (Arcos. 2013), las algas en un

sistema de lodos activados actúan como principales productoras de materia orgánica, donde en ausencia de luz solar, se encuentran de forma química sintética y consumen oxígeno disuelto, por lo que en las horas del día tendrá una variación en OD causando una sobre saturación y sufriendo una disminución en las horas de la noche (Moeller.2004).

6. ESTADO DEL CONOCIMIENTO

Kangning. Et al (2016). En su estudio “The effect of microbubbles on gas-liquid mass transfer coefficient and degradation rate of COD in wastewater treatment”, implementó distintos sistemas de aireación, utilizando burbujas convencionales (mm) y utilizando un generador de micro-burbujas (μm) mediante tecnología Xiazhichun, implementado en un sistema de lodos activados, comparándolo con un tratamiento utilizando ozono. En este estudio se evaluó la transferencia de masa en los sistemas propuestos, determinando el K_{La} del sistema con burbujeo convencional (0.021905 s^{-1}) y el sistema con micro-burbujas (0.02905 s^{-1}); estos valores fueron comparados con los K_{La} obtenidos por bredwell y worden (1998), donde en un fermentador durante el burbujeo de micro burbujas obtuvo un K_{La} de 0.02518 S^{-1} . Además, cada vez que la concentración de DQO aumentaba, el sistema de micro-burbujas mejoraba la tasa de degradación, en cambio con el generador de burbujas convencionales la degradación de DQO no fue tan eficaz. Concluyendo con que la existencia de micro-burbujas en las aguas residuales mejora la significativamente la tasa de degradación de DQO por las altas concentraciones de OD en un sistema de lodos activados.

(Karlíkanovalte & Yagci. 2019) en su estudio “Determination and evaluation of kinetic parameters of activated sludge biomass from a sludge reduction system treating real sewage by respirometry testing” estudiaron el mecanismo de la reducción de lodos en la eliminación de nutrientes en el proceso óxico – sedimentación – anóxico (OSA). Para la modelación usaron un modelo de lodos activados (ASM1) de la asociación internacional del agua para comparar los coeficientes

estequiométricos y cinéticos, para encontrar el mecanismo de la reducción de lodos en los procesos OSA. Se instalaron y operaron un sistema convencional de lodos activados (CAS), un sistema OSA y reactor de flujo lateral (SR), con diferentes SRT de 13 y 20 días, alimentados con agua residual doméstica real, en donde se realizaron pruebas respirométricas. El estudio se llevó a cabo en reactores secuenciales (SBR) operándolos a 20°C y aireación secuencial. Primero comenzando con CAS operando durante 100 días hasta lograr un estado estacionario y luego con OSA operando durante 100 días con un SRT de 13 y 53 días. De las pruebas respirométricas se obtuvo un perfil del OUR a intervalos de 1 minuto, mientras que las concentraciones de DQO total y DQO soluble se registraron a intervalos superiores de 13,30 y 60 minutos, posteriormente, se añadió Allythiourea (ATU) el cual inhibe la nitrificación y suprimir el consumo de oxígeno en una concentración de 10 mg/L. Se inoculó el lodo tomado del SBR y se aireó hasta conseguir el nivel de respiración endógena, luego se agregó el agua residual con una concentración conocida de DQO, los perfiles de OUR que se generaron en el tanque de aireación sirvieron para calcular las fracciones de DQO y aplicar el procedimiento de calibración en ASM1, para la modificación del metabolismo endógeno y la hidrólisis dual. Las pruebas de CAS con SRT de 13 y 20 días se realizaron para determinar la cinética del sistema con diferentes SRT, lo mismo se realizó para el proceso OSA, usando el lodo de SBR de los sistemas OSA para encontrar las diferentes respuestas microbianas, posterior a esto se agrega al sistema OSA lodo de SR (conversión del sistema CAS en configuración OSA) que también se caracterizó con las pruebas respirométricas, con el mismo SRT 13 y 20 días, con y sin la adición de ATU. Por medio del perfil OUR se calculó el rendimiento y consumo de DQO y se obtuvo 0.67 gDQO/gDQO para todos los casos, y es el valor predeterminado en ASM1. Las pruebas respirométricas para determinar la respuesta cinética de los heterótrofos en el reactor CAS, repitiendo la prueba con la adición de ATU, evaluando la cinética de biomasa nitrificante. Ya después de la construcción del modelo en un simulador, las calibraciones se realizaron

manualmente con la concentración de las aguas residuales iniciales, al calibrar el modelo ASM1 a los perfiles de OUR puesto que inicialmente eran diferentes en los datos experimentales se ajustaron a los obtenidos mediante la prueba de respirometría con valores apropiados para la biomasa activa heterótrofa, igualmente para los coeficientes cinéticos de la biomasa activa autótrofa con la diferencia que en este no se tenía ATU durante la calibración, utilizando Excel basado en los perfiles OUR se evaluó el fraccionamiento DQO, con estos datos se obtuvieron los valores cinéticos b y μ_{max} para los diferentes sistemas.

De acuerdo a las pruebas de respirometría se encontró que el parámetro cinético vital que se altera fue b después de la conversión del sistema CAS a OSA, como también se notó una tasa característica de descomposición diferente entre los heterótrofos y autótrofos, el cual se puede retribuir al cambio de población microbiana; estos resultados afirman que el reactor OSA tiene una relación de biomasa activa menor en comparación con el reactor CAS en la cual su biomasa activa está en un 75% y 2 veces menos para el lodo SR; en estos términos se puede asumir que el proceso OSA fomenta el metabolismo endógeno y tiene como consecuencia la reducción de viabilidad de la biomasa en el reactor por ende también reduce la producción de lodo.

7. METODOLOGÍA

A continuación, se describen las técnicas y métodos utilizados por el desarrollo de este trabajo.

7.1. Métodos analíticos

Los métodos analíticos usados en este trabajo se basaron en el “*standar methods*” (Apha-awwa-wpcf. 2005) para los sólidos totales (ST) se utilizó el método 2540 B, para los sólidos volátiles totales (SVT) el método 2540E, para los sólidos sedimentables (SS) el método 2540F, para la DQO

el método de reflujo cerrado: 5220D. Los principales equipos usados fueron mufla y horno para sólidos, digester y espectrofotómetro para DQO y para el OD, temperatura y pH la sonda multiparámetro hanna-9829.

7.2. Determinación del coeficiente de transferencia de masa volumétrica gas-líquido Kla .

La determinación del Kla se realizó para el agua potable a temperatura ambiente 18°C por 25 minutos consecutivos con intervalos de registro de datos de un minuto, para los dos sistemas el de aireación convencional figura. 3 y el sistema de aireación con generador de burbujas finas figura. 4. La metodología usada para el cálculo del Kla fue adaptada de (Dionisi, 2017), donde se realiza un balance de masa para el oxígeno como se muestra en la ecuación 3.

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = Kla(C_{O_2}^* - C_{O_2}) \quad (3)$$

Donde $C_{O_2}^*$ es el oxígeno de saturación del agua a temperatura ambiente, donde (California water boards) en su folleto informativo se observa que la saturación del agua potable a temperatura 18°C es de 9.6 mg/L , C_{O_2} es la concentración de concentración del oxígeno en el agua y $\frac{dC_{O_2}}{dt}$ es el perfil de oxígeno en el tiempo. Al integrar la ecuación 3, se obtiene la ecuación 4.

$$\ln(C_{O_2}^* - C_{O_2}) = \ln(C_{O_2}^* - C_{O_{in}}) - Kla * t \quad \text{ecuación (4)}$$

Para calcular el Kla se realiza una gráfica de $\ln(C_{O_2}^* - C_{O_2})$ contra el tiempo y la pendiente de la recta es el valor del Kla .

El sistema de aireación convencional se muestra en la figura 1, el cual consiste en un tanque de 14 litros de agua con aireación externa por medio de 4 aireadores tipo pecera conectados a 8 difusores en el fondo del tanque, los cuales permiten la aireación al sistema. El sistema con generación de burbujas finas se muestra en la figura 2, este sistema consiste de un compresor que envía el aire a través de una cámara la cual contiene un filtro de cerámica y la cámara a su vez está conectada a una bomba centrífuga de medio caballo la cual toma el agua del tanque y la lleva a la cámara con

el fin de generar las burbujas finas, esta cámara se encuentra conectada a un manifold en tubería PVC que distribuye el aire en el fondo del tanque principal, el cual cuenta con un volumen de 14 litros de agua.



Figura. 1. Aireación convencional.



Figura. 2. Aireación con generador de burbujas finas.

7.3. Inoculación de lodo, para estimación de parámetros cinéticos y de transferencia de masa
Antes de inocular los reactores para la determinación de los parámetros cinéticos, utilizando aireación convencional y burbujas finas, se operaron 3 reactores en modo batch (R1, R2, R3 (Anexo 2)) con el fin de tener una fase de adaptación de lodo.

Los tres reactores contaron con un volumen útil de 14 L; R1 inoculado con lodo proveniente de un sistema de lodos activados de una planta industrial dedicada al lavado de botellas de gaseosa, por otra parte, R2 y R3 fueron inoculados con lodo de una planta de tratamiento de agua residual doméstica de lodos activados de un conjunto residencial. Los reactores operaron en modo batch durante 33 días con un TRH de 24 horas, fueron alimentados con agua residual sintética preparada con melaza como fuente de carbono a una concentración típica de agua residual doméstica de DQO 622.3 mg/L (sperling,2015), además, se mantuvo una relación $F/M = 0.3 \pm 0.03$, valor típico de los lodos activos (Escalante. et al.2006). Durante el tiempo de operación se determinó la remoción de DQO y calidad del lodo con los parámetros SSV, SST, ISV ($ISV < 100 \text{ mL/g}$) y microscopía, con

el fin de seleccionar el reactor con los mejores porcentajes de remoción y mayor calidad de lodo y así posteriormente, utilizar ese lodo adaptado para la determinación de los parámetros de cinéticos, en el reactor de mejores condiciones de aireación convencional y en el reactor inoculado con este lodo y con aireación de burbujas finas.

7.4. Estimación de los parámetros cinéticos

De acuerdo a Dionisi (2017), se empleó la metodología de respirometría en modo batch para la determinación de los parámetros cinéticos b y u_{max} .

7.4.1. Metabolismo endógeno (b)

Para la determinación del metabolismo endógeno, se tomó 1 L del licor mixto del reactor R3 y se midieron los perfiles de OD para calcular el OUR diario en modo batch (TRH 24 horas) durante 8 días, empleando solo el lodo sin ninguna fuente de carbono y aireación continua con un difusor. Para la medición del perfil de OD diario se detuvo durante 12 minutos el flujo de aire en el reactor y se almacenaron los datos de OD en el medio, obteniendo así perfiles de consumo de OD dado por el metabolismo endógeno. Estas mediciones se realizaron al lodo proveniente de R3 y en la ecuación 4 se muestra el balance de masa para el O_2 del sistema, donde solo depende del metabolismo endógeno, debido a que no se adicionó ninguna fuente de carbono. Las mediciones de los perfiles de OUR realizaron diariamente durante 8 días; por cada perfil de OD consumido diario se obtuvo un valor de OUR, de esta forma se realizó una curva compuesta por los valores diarios de OUR contra el tiempo.

$$OUR \frac{KG O_2}{m^3 dia} = 1.42 * b * X \quad (5)$$

Además, la concentración de biomasa se determinó a partir de la ecuación 5 y la integración mostrada en la ecuación 6, para finalmente obtener el parámetro de OUR (ecuación 8) en función del metabolismo endógeno, la concentración inicial de lodo y el tiempo.

$$\frac{dX}{dt} = -bX \quad (6).$$

$$\int_{x_0}^x \frac{1}{X} dX = -b \int_0^t dt \quad \text{- Se integra (6) = (7).}$$

$$X = X_0 e^{-bt} \quad (7).$$

$$OUR = 1.42bX_0 e^{-bt} \quad (8).$$

El OUR inicial cuando $t=0$, utilizando la ecuación 8 se define como se muestra en la ecuación 9, y finalmente el OUR se determina reemplazando la ecuación 9 en la ecuación 8. La ecuación 10 presenta el parámetro de OUR en función del OUR inicial (OUR_0), b y el tiempo.

$$OUR_0 = 1.42bX_0 \quad (9).$$

$$OUR = OUR_0 e^{-bt} \quad (10)$$

Finalmente, para determinar el parámetro b , en la ecuación 11 se muestra la linealización de la ecuación 10, posteriormente se gráfica $\ln(OUR)$ contra el tiempo, obteniendo una pendiente negativa que corresponde al parámetro b .

$$\ln(OUR) = \ln(OUR_0) - bt \quad (11)$$

En la figura 3, se muestra el sistema implementado para la medición del parámetro b , el recipiente donde se depositó 1 L del licor mixto del reactor R3 y la sonda paramétrica donde se almacenaron los datos de OD diarios, después de los 8 días de medición, el lodo utilizado para el ensayo fue descartado.



Figura. 3. Ensayo para estimar (b). Se mide OUR por medio de un multiparámetro Hanna 9829.

7.4.2. Velocidad máxima de crecimiento microbiano (μ_{max})

Para la determinación de μ_{max} , se seleccionó una fracción de la biomasa proveniente del licor mixto del reactor R3 para inocular otro reactor denominado R4 (sistema de burbujas finas), con el fin de evaluar la influencia del sistema de aireación convencional en R3 y aireación con burbujas finas en R4. El μ_{max} entonces, se determinó por el método de aireación intermitente adaptado de Dionisi (2017), el cual consiste en la adición de la fuente de carbono y la medición del perfil de OD cuando la aireación se encuentra encendida y cuando se interrumpe la aireación. Para calcular el OUR, el balance de masa del oxígeno para este sistema es mostrado en la ecuación 12.

$$OUR = Pendiente + K_{la} (CO_2^* - CO_2) \quad (12)$$

Para este caso se adicionó la melaza a una concentración de 622 mg DQO/L para los reactores R3 (figura 4) y R4 (figura 5), se procedió a medir el OUR, esta medición duró en total 2 horas y 30 minutos. Primero se encendió el sistema de aireación durante 10 minutos, y posteriormente se apagó el aireador durante 10 minutos, en el instante en que se apaga el aireador la sonda multiparamétrica comienza a almacenar los datos de OD (respiración microbiana). De la ecuación 12, el término “pendiente” corresponde a la pendiente de la regresión lineal de la gráfica del consumo de OD contra el tiempo (perfil de OD cuando la aireación está apagada). El valor de CO_2^*

corresponde a la concentración de saturación (9.6 mg O₂/L), por otra parte, el valor de CO₂ corresponde a la concentración promedio durante el consumo de oxígeno (valores de OD cuando la aireación está apagada) y el valor del K_{la} es el coeficiente de transferencia volumétrica cuando la aireación está suspendida, el cual se calcula de la forma descrita en la sección 7.1, utilizando el perfil del OD cuando la aireación está suspendida.

Con el procedimiento anterior fue posible calcular el OUR, el cual se realizó siete veces para los reactores R3 y R4 y se procedió a realizar una gráfica del ln (OUR) contra el tiempo, donde es posible obtener la ecuación 13, donde la pendiente es igual a la diferencia entre μ_{max} y el coeficiente de decaimiento b , el cual se conoce con anterioridad y de esta forma es posible calcular el coeficiente cinético μ_{max} para los reactores R3 y R4. En la figura 4 y 5 se muestra el montaje del sistema para la determinación del coeficiente μ_{max} .

$$\mu_{max} - b = m \quad (13).$$



Figura.4. Medición de la diferencia ($\mu_{max} - b$) en un sistema de lodos activados con aireación convencional R3.



Figura.5. Medición de la diferencia ($\mu_{max} - b$) en un sistema de lodos activados con aireación de burbujas finas R4.

7.5. Modelo matemático y escenarios de simulación

A continuación, se muestran las ecuaciones de velocidad de crecimiento de la biomasa y de consumo de sustrato, con las cuales se realizaron las simulaciones, para encontrar la influencia de cada uno de los parámetros cinéticos calculados. La ecuación 14 muestra la velocidad de crecimiento de la biomasa, la cual depende de la cinética μ y de la concentración de la biomasa X .

$$\frac{dx}{dt} = \mu * X \quad (14).$$

El modelo cinético más usado en sistemas de lodos activados es el de Monod (Rittmann y McCarty. 2001) la cinética de Monod incluye el término μ_{syn} que es la velocidad específica de síntesis celular y el término de μ_{dec} que expresa la velocidad de decaimiento endógena de la biomasa.

$$\mu = \mu_{syn} + \mu_{dec} \quad (15).$$

Reemplazando la cinética de Monod en la ecuación 15, el modelo cinético queda expresado como la ecuación 16.

$$\mu = \frac{\mu_{max} * S}{K_s + S} - b \quad (16).$$

En este modelo se incorporan las constantes cinéticas del modelo de Monod como μ_{max} , la cual se expresa como la velocidad máxima de crecimiento específico, K_s , que es la constante de saturación de Monod y la constante b que es el coeficiente de decaimiento endógeno. Al reemplazar el modelo de Monod en la ecuación 14, resulta la ecuación 17 la cual muestra la velocidad de crecimiento de la biomasa en función de las constantes cinéticas, las cuales fueron obtenidas con la metodología explicada anteriormente, por lo tanto, quedaría en función de la biomasa y del sustrato.

$$\frac{dx}{dt} = \frac{\mu_{max} * S * x}{K_s + S} - bX \quad (17).$$

Para poder resolver la ecuación 17, es necesario definir el rendimiento $Y_{X/S}$ que se muestra en la ecuación 18, el cual relaciona la velocidad de crecimiento de la biomasa con el consumo de sustrato, la cual al despejar como se muestra en la ecuación 19, la velocidad de consumo del sustrato queda en función de las constantes cinéticas, el rendimiento, la biomasa y el sustrato, el rendimiento fue tomado de la literatura (Dionisi.2017) y de esta forma fue posible resolver las ecuaciones diferenciales 17 y 19 de forma simultánea y obtener los valores de la biomasa y el sustrato.

$$Y_{X/S} = - \frac{dx/dt}{ds/dt} \quad (18).$$

$$\frac{ds}{dt} = - \frac{1}{Y_{X/S}} * \left[\frac{\mu_{max} * S * X}{K_s + S} - bX \right] \quad (19).$$

Para resolver el sistema de ecuaciones se utilizó el software MATLAB con el comando ODE45, para lo cual fue necesario usar los valores de las condiciones iniciales $X_0 = 2 \frac{Kg\ svt}{m^3}$ y $S_0 = 0.6 \frac{Kg\ DQO}{m^3}$.

El programa desarrollado para la solución de estas ecuaciones se muestra en el anexo (1), el valor del rendimiento ($Y_{X/S}$) el cual depende de la naturaleza del lodo (Henzel. Et al.2000) fue tomado como $0.45 \frac{Kg\ biomasa}{Kg\ sustratoDQO}$, el cual es un valor óptimo en la operación de lodos activados para aguas residuales domésticas.

Con este programa se realizó la simulación de tres escenarios: el primero donde se obtuvo la influencia μ_{max} para los reactores 3 y 4 manteniendo un valor constante para K_s , ya que en la literatura se menciona que en algunas ocasiones el parámetro K_s puede ser despreciable, por lo tanto, se escogió el valor recomendado por Dionisi. (2017) para este tipo de sustratos (melaza) de $0.004 \frac{Kg\ sustratoDQO}{Kg\ biomasa}$.

En el segundo escenario se evaluó la influencia de K_s , a partir de los datos reportados en la literatura por varios autores, debido a que el método de respirometría usado en este trabajo no permite calcular este parámetro y se evaluó para los dos sistemas de aireación.

El tercer escenario se realizó para obtener el valor de la concentración inicial de sustrato que se puede llegar a tratar para un tiempo de retención hidráulico de 12 horas, para los sistemas de R3 y R4, con las constantes cinéticas obtenidas experimentalmente.

7.6. Microbiología.

Finalmente se tomaron muestras de R3 y R4 para realizar la microbiología, ya que esta es uno de los parámetros de operación que muestran la calidad del lodo, en cuanto a forma y a algunos microorganismos que pueden dar un indicio sobre la estabilidad del lodo. Para esto se tomaron las muestras y fueron observadas en el microscopio de forma directa y se tomaron las respectivas fotos con el objetivo de 10X y se observaron microorganismos pluricelulares como los rotíferos. Para observar las microalgas se adicionó azul de metileno y se observó en el objetivo 10X y 40X.

8. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A continuación, se presentan los resultados obtenidos a partir de la metodología planteada anteriormente:

8.1. Coeficiente volumétrico transferencia de masa gas-líquido.

Como se describió en la metodología el K_{La} se calcula a partir del perfil de OD, graficando el $\ln(CO_2^* - CO_2)$ contra el tiempo, como resultado se obtuvo una pendiente negativa que representa el K_{La} para el sistema de aireación convencional y de burbujas finas usando agua potable, con el objetivo de clasificar el tamaño de la burbuja comparado con los rangos definidos en la literatura. A continuación, se presentan los resultados obtenidos para los dos sistemas de aireación y su respectiva discusión.

8.1.1. Aireación con burbujas convencionales.

Las figuras 6 muestra el perfil de OD para el sistema convencional, donde se puede observar que a partir del segundo 50 se obtiene el estado estacionario y se muestra un perfil que tiene la forma típica de acuerdo a lo reportado en la literatura (Dionisi. 2017). El resultado de la linealización del perfil de OD representada en la ecuación 4, se muestra en la figura 7, donde se obtiene que el valor de la pendiente fue de 0.0111 s^{-1} , lo cual es el valor del Kla para el sistema de aireación convencional. Este valor de Kla se encuentra entre el rango de sistemas de aireación convencional reportado por diferentes autores como Yao et al (2016) 0.02191 s^{-1} , Soler y Buitrago (2010) 0.01130 s^{-1} y Du et al (2018) 0.0027 s^{-1} , lo cual valida el experimento realizado para el sistema de aireación convencional.

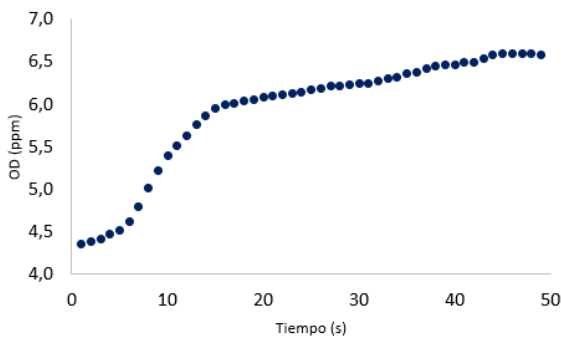


Figura.6. Perfil de OD para el sistema de aireación convencional.

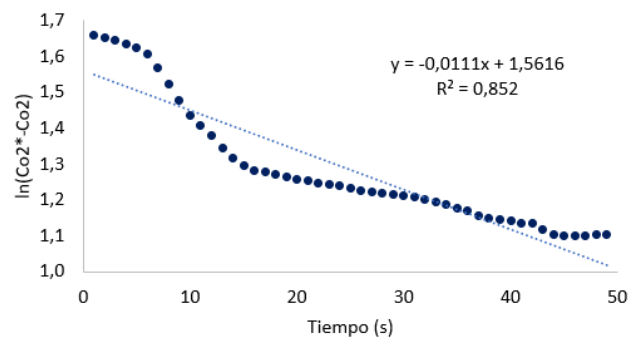


Figura.7. Linealización del perfil de OD, $Kla = 0.0111 \text{ S}^{-1}$.

8.1.2. Aireación con generador de burbujas finas.

Los resultados para el sistema de aireación de burbujas finas se muestran en las figuras 8 y 9. La figura 8 muestra el perfil de OD donde el estado estacionario se alcanza en el segundo 25. El valor del Kla para el sistema de aireación de burbujas finas fue 0.0283 s^{-1} de acuerdo a la figura 9. Este valor fue comparado con los valores reportados en la literatura para sistemas de microburbujas

como lo reporta Yao et al (2016) con un valor de 0.02905 s^{-1} y Bredwell and Worden (1998) con un valor de 0.02527 s^{-1} , lo cual demuestra que el valor obtenido para este sistema se encuentra en muy cercano a estos valores, comprobando que este sistema puede ser clasificado como un sistema de aireación de microburbujas.

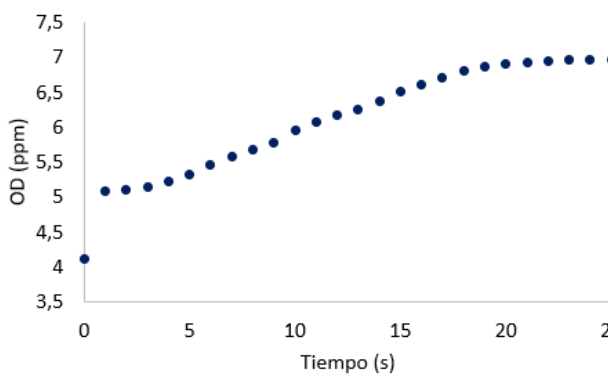


Figura.8. Perfil oxígeno disuelto vs tiempo.

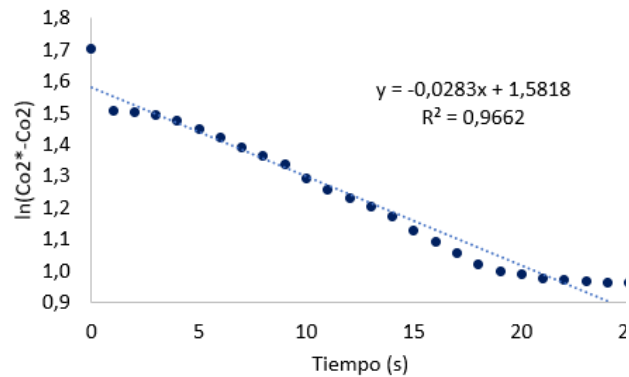


Figura.9. Pendiente = $K_{La} = 0.0283 \text{ S}^{-1}$

Al comparar las figuras 6 y 8 de los perfiles de OD de los reactores R3 y R4 respectivamente, es posible observar la diferencia de los valores del tiempo de estabilización del OD, donde para el R3 se obtuvo un valor de 50 segundos mientras que para R4 un valor de 25 segundos, lo cual se podría interpretar como una mejora en la transferencia de masa del sistema R4 respecto a R3, ya que al tener menor tamaño de la burbuja se logra una mejor distribución del aire en el reactor debido a que la burbuja no escapa tan rápido del sistema y logra saturar en menos tiempo el reactor comparado con la burbuja de mayor tamaño en este caso para el reactor R3. Por otro lado, también es posible comparar los valores de K_{La} de los dos sistemas de aireación, donde el valor para R3 fue de 0.0111 s^{-1} y para R4 fue 0.0283 S^{-1} , esto muestra un aumento de más del 100% en el valor del K_{La} de R3 a R4, un aumento similar fue presentado por Yao et al (2016) también entre un sistema convencional y uno de micro burbujas con un incremento del 33.59%, para lo cual demostraron que el sistema de micro burbujas mejora la degradación de la DQO para el tratamiento de aguas

residuales domésticas. Además de la discusión anterior es posible obtener como resultado importante que el sistema de R4 puede ser un sistema de micro burbujas evaluado con el valor del K_{la} obtenido de los experimentos realizados en este trabajo.

8.2. Estimación de parámetros cinéticos experimentalmente (b y μ_{max}) por respirometría

Esta fase se dividió en tres partes la primera fue una adaptación del lodo al sustrato donde se probaron dos tipos de lodos como se explicó en la metodología y se operaron durante 33 días, la segunda parte consistió en evaluar el parámetro b al lodo de las mejores condiciones y la cuarta calcular por respirometría el valor de μ_{max} para el sistema R3 y R4. A continuación se muestran los resultados para cada una de las partes.

8.2.1. Adaptación del lodo al sustrato

Durante la operación de los reactores R1, R2 y R3 se evaluaron los parámetros de DQO de salida, SVT, SS y se calculó el valor de ISV. Las figuras 10, 11 y 12 muestran los resultados de estos parámetros durante la operación de R1, R2 y R3 en un gráfico de violín, el cual muestra algunos valores estadísticos en la caja de boxplot como el promedio y la mediana y las bandas representan la densidad de probabilidad o la distribución de los datos.

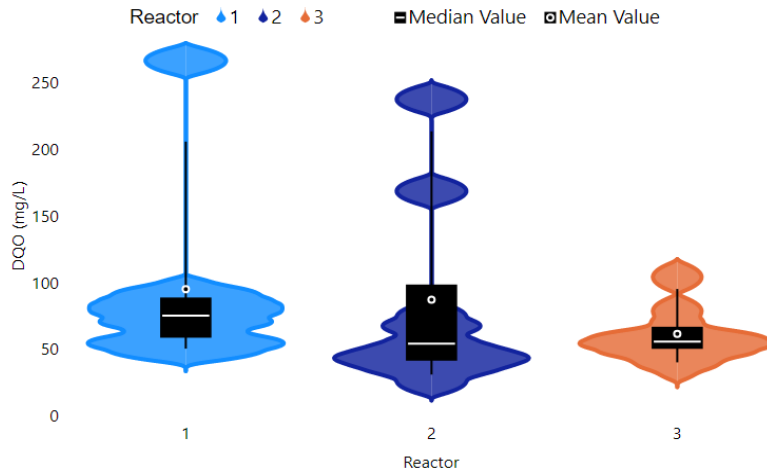


Figura.10. DQO de salida para R1, R2, R3.

La figura 10, presenta los resultados de la DQO de salida, donde se evaluaron 8 muestras para cada reactor durante los 33 días de operación y se obtuvieron los valores estadísticos que se muestran en la tabla 1, todos los valores tienen unidades de mg DQO/L.

Tabla 1. Valores estadísticos de la DQO de salida para R1, R2 y R3.

Reactor	Máximo	Mínimo	Promedio	Mediana	Desviación
R1	266.78	50.11	95.39	75.67	70.95
R2	237.89	26.78	87.65	54.56	75.18
R3	104.56	37.89	61.92	56.22	21.01

De acuerdo a la figura 10 y los valores de la tabla 1, es posible determinar que el R3 tuvo un comportamiento más estable comparado con los otros reactores teniendo el menor promedio y la menor desviación y una mejor distribución de los datos.

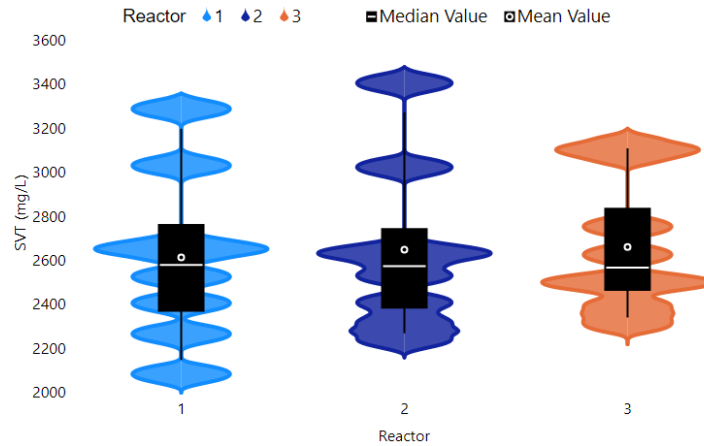


Figura.11. Sólidos volátiles totales para R1,R2,R3.

La figura 11 muestra los resultados de los SVT para los reactores R1, R2 y R3 durante los 33 días de operación para un valor de 8 muestras para cada uno de los reactores. Los valores estadísticos obtenidos para los SVT se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Valores estadísticos de los SVT para R1, R2 y R3.

Reactor	Máximo	Mínimo	Promedio	Mediana	Desviación
R1	3290	2085	2614.69	2581.25	393.88
R2	3407.5	2245	2650.62	2575.0	389.41
R3	3127.5	2315	2662.5	2568.75	303.82

De acuerdo a la figura 11 y la tabla 2, los datos muestran una mejor distribución y estabilidad para el R3, así como la menor desviación, lo cual muestra que el R3 es el reactor con los valores más estables de los SVT.

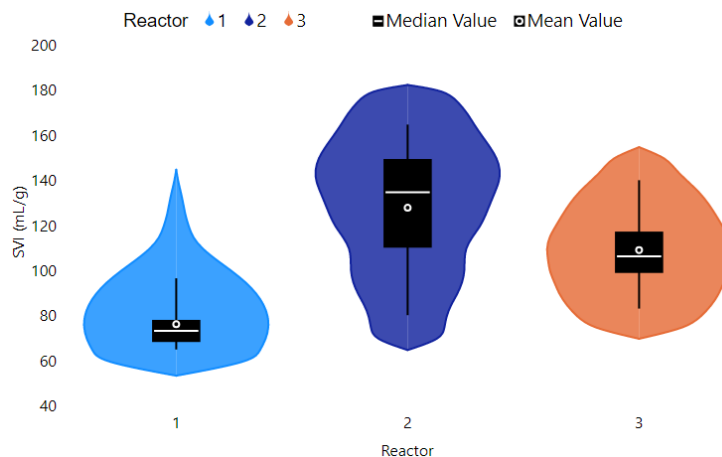


Figura.12. Índice volumétrico de sedimentación para R1,R2,R2.

La figura 12 muestra los resultados del SVI para los reactores R1, R2 y R3 durante los 33 días de operación y en la tabla 3 se presentan los resultados estadísticos para cada uno de los reactores.

Tabla 3. Valores estadísticos del SVI para R1, R2 y R3.

Reactor	Máximo	Mínimo	Promedio	Mediana	Desviación
R1	103.84	63.61	76.49	73.56	12.59
R2	172.60	76.41	128.15	134.97	32.96
R3	143.88	81.17	109.35	106.6	21.11

De acuerdo a la figura 12 y la tabla 2, el reactor R1 presentó la mejor estabilidad con la menor desviación estándar, el mejor promedio y mediana, teniendo en cuenta que un valor menor a 100 del SVI quiere decir que tiene una mejor sedimentabilidad.

Por lo tanto de los tres parámetros medidos el reactor que tuvo dos de las mejores condiciones como DQO de salida y SVT fue el reactor R3 y el SVI no fue el que mejor se comportó pero es el más cercano a R1 en este parámetro, por lo tanto se tomó que R3 fue el reactor que mejor se comportó de acuerdo a todos los parámetros evaluados durante la operación y fue seleccionado para realizar la medición de los parámetros cinéticos e inocular el reactor R4.

8.2.2. Medición del metabolismo endógeno (b), experimentalmente a partir del perfil OUR.

La medición del parámetro b se realizó a partir del lodo de reactor R3 debido a las mejores condiciones como se discutió anteriormente, donde se realizó la medición del perfil de OD durante 8 días como se muestra en las figuras 13 a la 20, cada figura es para un día medido a la misma hora, la pendiente de la línea de tendencia corresponde a un OUR por día. Los valores del OUR se puede observar que a medida que pasan los días disminuyen y se grafica el perfil del OUR para los 8 días en la figura 21.

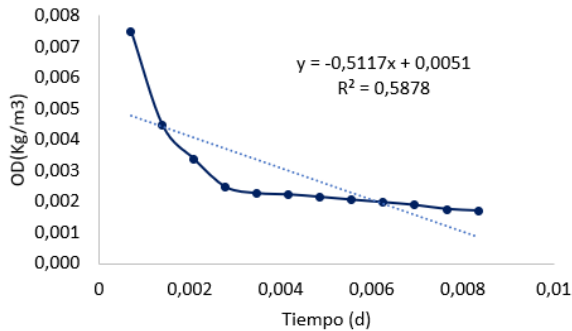


Figura.13. Curva de consumo de OD.
Pendiente = OUR 1 = $0.5117 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.

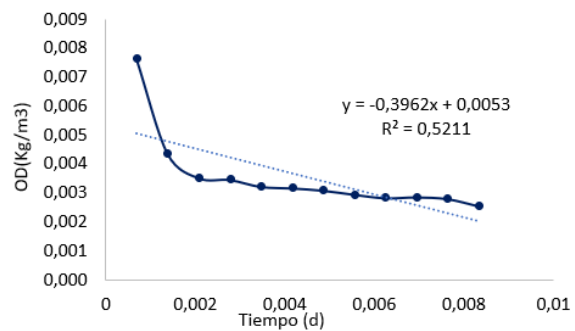


Figura.14. Curva de consumo de OD.
Pendiente = OUR 2 = $0.3962 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.

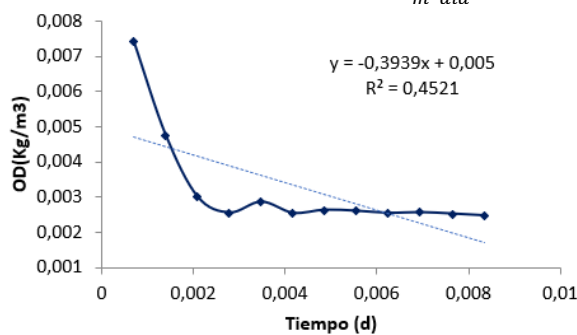


Figura.15. Curva de consumo de OD.
Pendiente = OUR 3 = $0.3939 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.

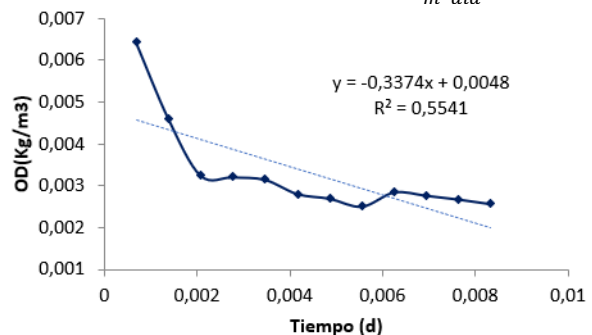
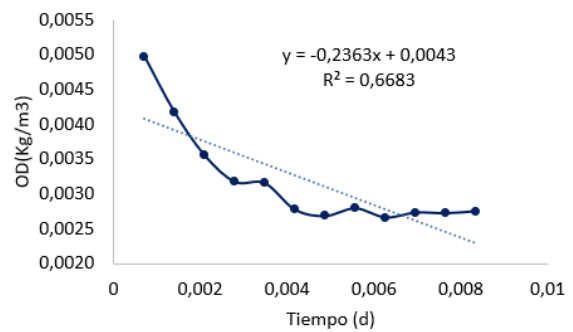
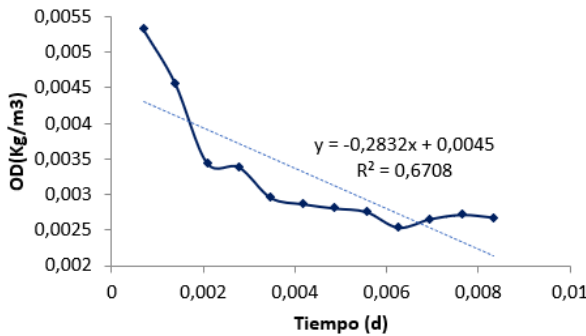
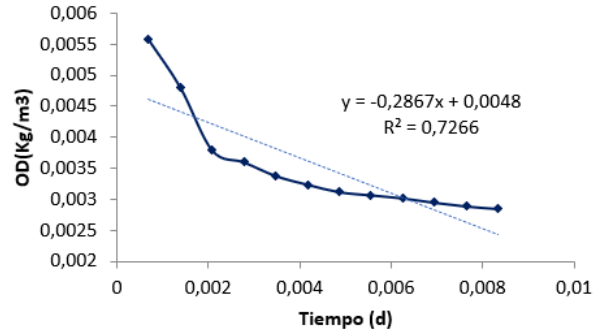
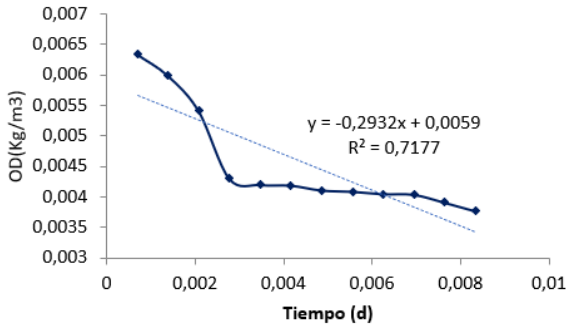


Figura.16. Curva de consumo de OD.
Pendiente = OUR 4 = $0.3374 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.



La figura 21 muestra la linealización del OUR, de la cual se puede determinar que la pendiente de esta figura es el valor de b, como se explicó en la metodología a partir de la ecuación 11. Por lo tanto, de la figura 21 se obtuvo que el valor correspondiente a b fue $0.1 d^{-1}$, los valores para cada OUR y su respectivo valor del logaritmo natural se muestran en la tabla 4.

Tabla 4. Días de medición diaria de OUR
Y linealización de OUR (ln (OUR)).

Días	Estimación de (b)	
	OUR (día ⁻¹)	ln(OUR)
1	0,5308	-0,63336998
2	0,3962	-0,92583614
3	0,3939	-0,93165821
4	0,3374	-1,08648611
5	0,2932	-1,22690031
6	0,2867	-1,24931891
7	0,2832	-1,26160192
8	0,2363	-1,44265309

El metabolismo endógeno es un parámetro atribuido a la velocidad de auto-oxidación de la materia orgánica, en lodos activados se establecen ciertos rangos de valores para b los cuales se han hallado experimentalmente de acuerdo a Trojanowicz. et al. (2009), donde realizaron un estudio de métodos de respirometría y encontraron que el valor de b de 1.8 día⁻¹, el cual está cercano a los valores óptimos planteados por Henzel. et al. (2000) en el modelo ASM1, donde plantearon un rango óptimo entre 0.05 d⁻¹ y máximo 1.6 d⁻¹. Esto demuestra la validación del experimento para el cálculo del parámetro b realizado en el estudio, ya que el valor obtenido de 0.1 d⁻¹, se encuentra dentro del rango óptimo para sistemas de lodos activados.

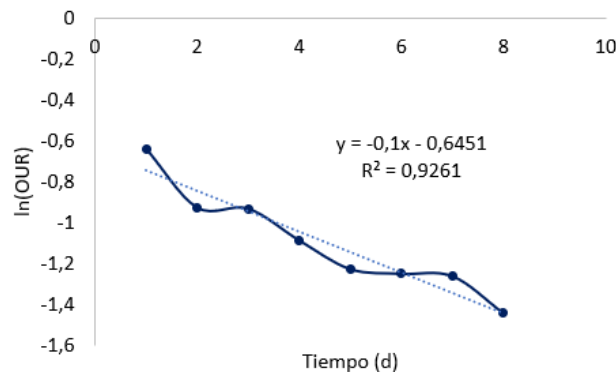


Figura.21. Ln (OUR) vs Tiempo.
Pendiente = parámetro **b** = 0.1 día⁻¹.

8.2.3. Velocidad máxima de crecimiento microbiano (μ_{max}).

La determinación del parámetro μ_{max} se realizó para los reactores R3 y R4, este parámetro se calculó de acuerdo a la metodología de la aireación intermitente a partir de la ecuación 12, donde el término “pendiente” corresponde a la pendiente del perfil del OD cuando la aireación se encuentra suspendida, este perfil se midió 7 veces para cada uno de los reactores. Las figuras 22, 24, 26, 28, 30, 32 y 34 muestran el perfil de OD para el sistema de aireación convencional (R3), a partir de la cual se obtiene el término de la “pendiente” de la ecuación 12, el valor del C_{O_2} de la ecuación 12 también se obtiene del perfil del OD, promediando los valores de OD medidos. El término de K_{la} de la ecuación 12 corresponde al valor del K_{la} medido durante la aireación suspendida, por lo tanto, este valor fue obtenido a partir del perfil de OD, graficando el logaritmo natural de la diferencia de concentraciones de oxígeno de saturación y de oxígeno disuelto. Estos valores fueron obtenidos de las pendientes de las figuras 23, 25, 27, 29, 31, 33 y 35.

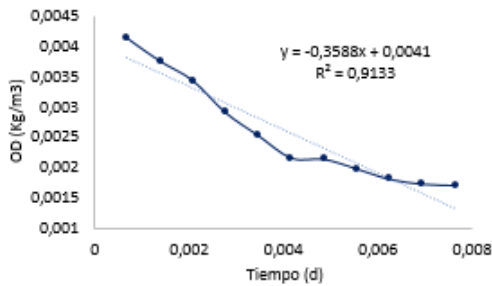


Figura.22. Pendiente 1.

$$\text{Consumo de OD} = 0,3588 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$$

$$\text{OUR 1} = 0,7315 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$$

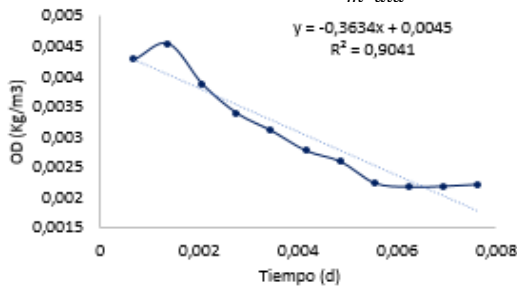


Figura.24. Pendiente 2.

$$\text{Consumo de OD} = 0,3634 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$$

$$\text{OUR 2} = 0,74 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$$

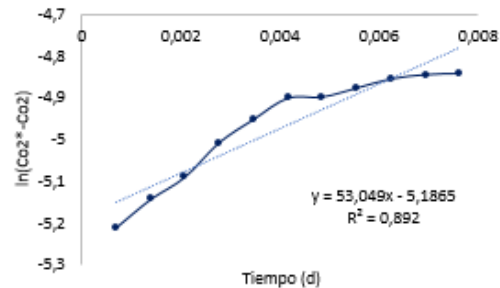


Figura.23. $K_{la} 1 = 53,049 \text{ dia}^{-1}$

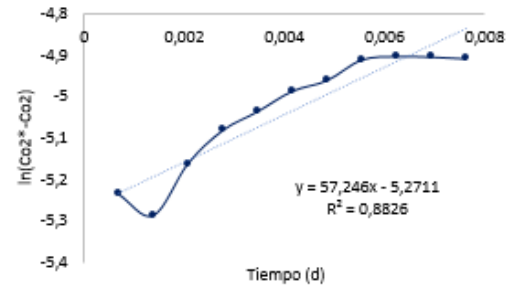


Figura.25. $K_{la} 2 = 57,246 \text{ dia}^{-1}$

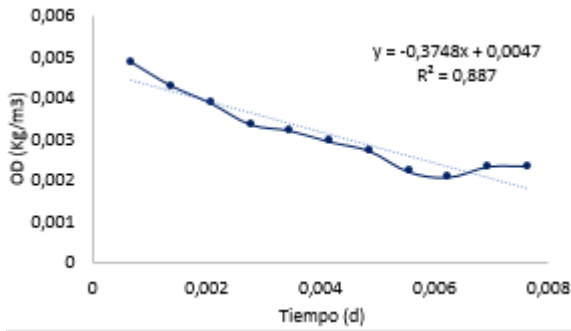


Figura.26. Pendiente 3.
 Consumo de OD = $0.3748 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$
OUR 3 = $0.7677 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$

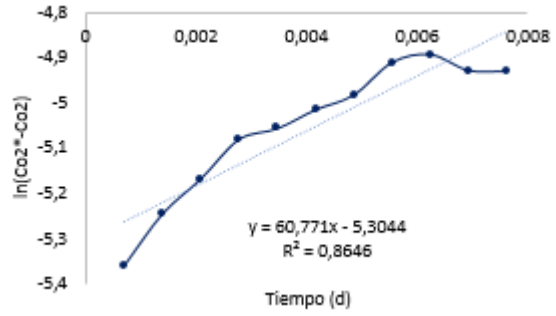


Figura.27. $Kla_3 = 60.771 \text{ dia}^{-1}$

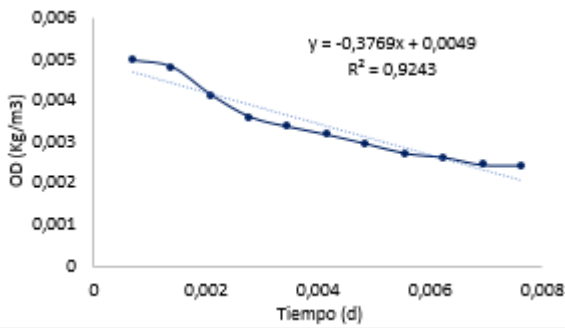


Figura.28. Pendiente 4.
 Consumo de OD = $0.3769 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$
OUR 4 = 0.7713

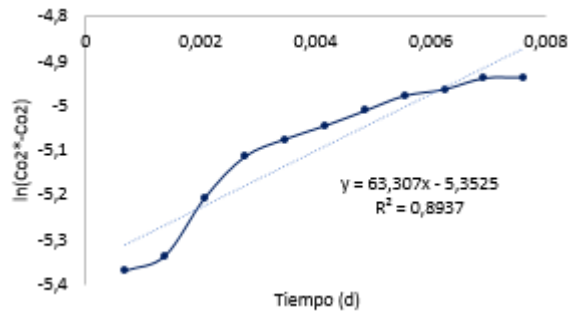


Figura.29. $Kla_4 = 63.307 \text{ dia}^{-1}$

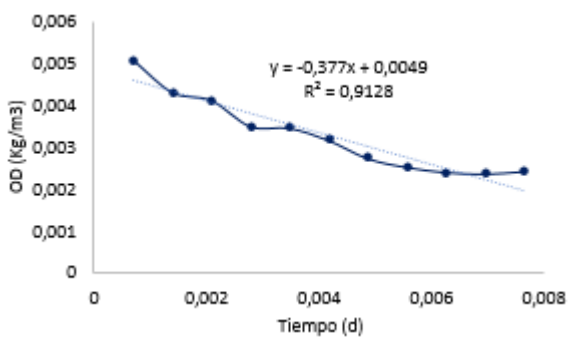


Figura.30. Pendiente 5.
 Consumo de OD = $0.377 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$
OUR 5 = $0.7720 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$

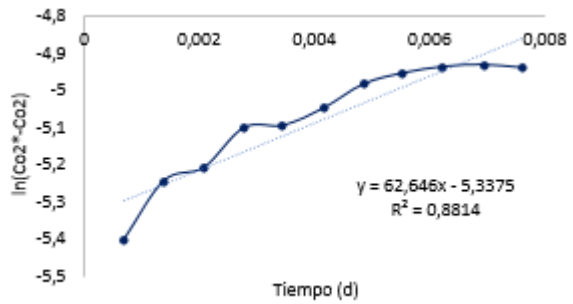


Figura.31. $Kla_5 = 62.646 \text{ dia}^{-1}$

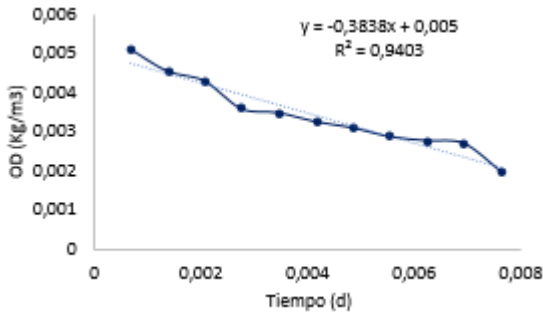


Figura.32. Pendiente 6.

Consumo de OD = $0.3838 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$

OUR 6 = $0.7809 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.

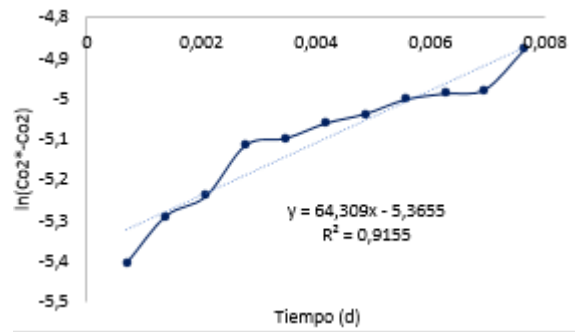


Figura.33. $Kla_6 = 64.309 \text{ dia}^{-1}$

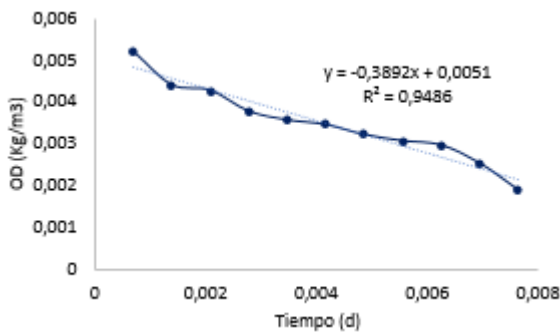


Figura.34. Pendiente 7.

Consumo de OD = $0.3892 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$

OUR 7 = $0.7879 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.

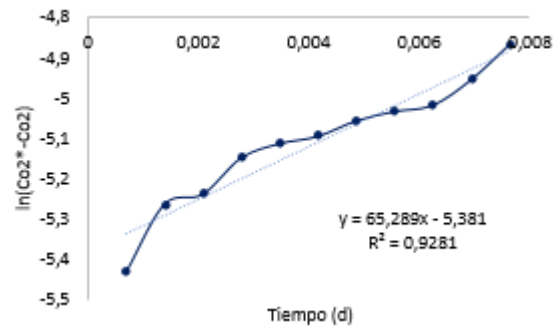


Figura.35. $Kla_7 = 65.289 \text{ dia}^{-1}$

A partir de los valores obtenidos de las figuras 22 a 35 fue posible calcular el OUR para cada una de las 7 mediciones, donde los valores obtenidos se muestran en la tabla 5.

Tabla 5. Datos de OUR por 2,3 h, ln (OUR).

Tiempo (min)	Tiempo(d-1)	OUR	ln(OUR)
20	0,01388	0,7315	-0,3126
40	0,02777	0,74	-0,3011
60	0,04166	0,7677	-0,2643
80	0,05555	0,7713	-0,2596
100	0,06944	0,772	-0,2587
120	0,08333	0,7809	-0,2473
140	0,09722	0,7879	-0,2383

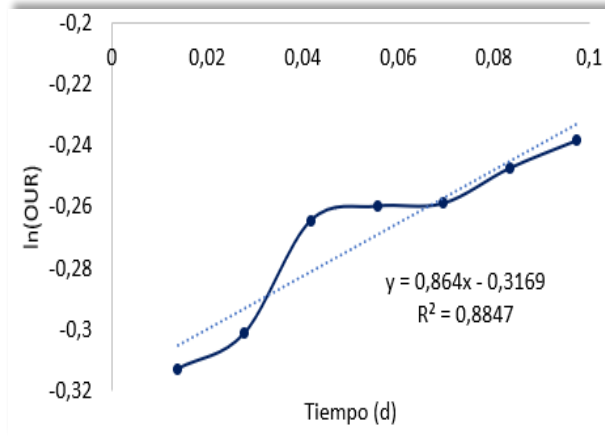


Figura .36. Diferencia entre $(\mu_{\max}-b)$ convencional.

A partir de lo anterior y del valor obtenido por el coeficiente de decaimiento b para el reactor R3 fue posible obtener el valor de μ_{\max} para el reactor R3 correspondiente a 0.964 d^{-1} como se muestra en la ecuación 20

$$\mu_{\max} = 0.864 \text{ d}^{-1} + 0.1 \text{ d}^{-1} = 0.964 \text{ d}^{-1} \quad (20)$$

El mismo procedimiento descrito para el cálculo del parámetro μ_{\max} para el reactor R3, se realizó para el reactor R4, a partir de las figuras 37, 39, 41, 43, 45, 47 y 49 que muestran el perfil del OD y las figuras 38, 40, 42, 44, 46, 48 y 50 que muestran el logaritmo natural de la diferencia de concentraciones de oxígeno para el reactor R4.

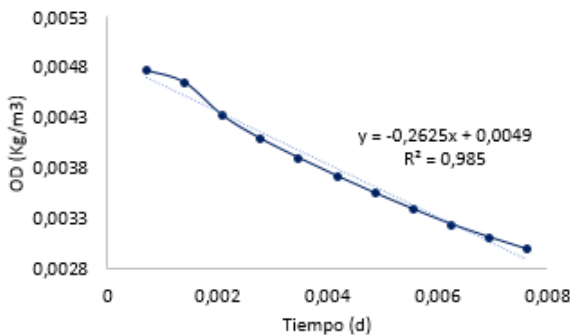


Figura.37. Pendiente 1.

$$\text{Consumo de OD} = 0.2625 \frac{\text{KgO}_2}{\text{m}^3 \text{ dia}}$$

$$\text{OUR 1} = 0.5929 \frac{\text{KgO}_2}{\text{m}^3 \text{ dia}}$$

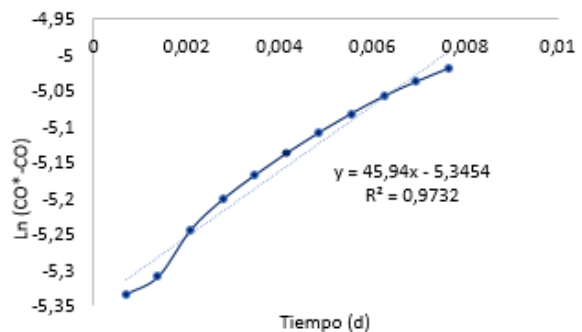


Figura.38. $K_{la} = 45.94 \text{ dia}^{-1}$.

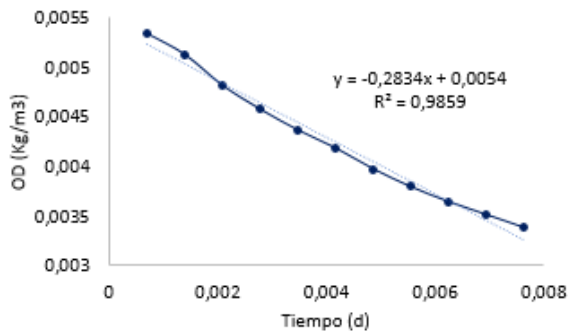


Figura.39. Pendiente 2.
Consumo de OD = $0.2834 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.
OUR 2 = $0.5727 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$

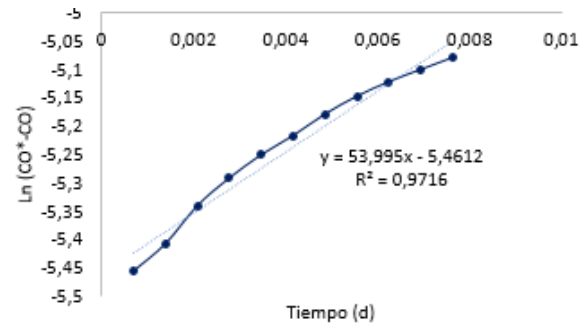


Figura.40. $Kla 2 = 53,995 \text{ dia}^{-1}$.

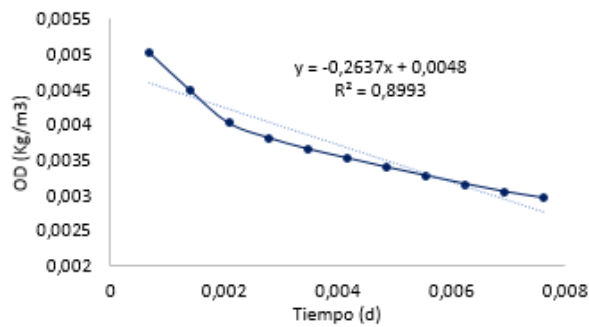


Figura.41. Pendiente 3.
Consumo de OD = $0.2637 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.
OUR 3 = $0.5377 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$

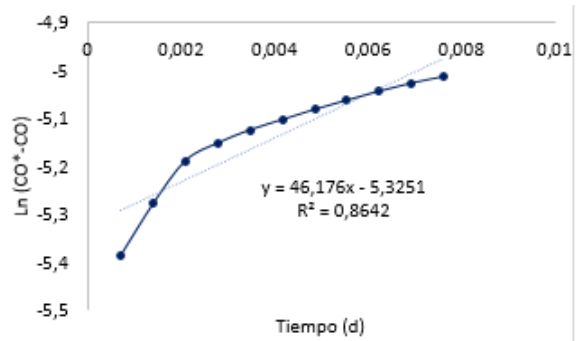


Figura.42. $Kla 3 = 43,176 \text{ dia}^{-1}$.

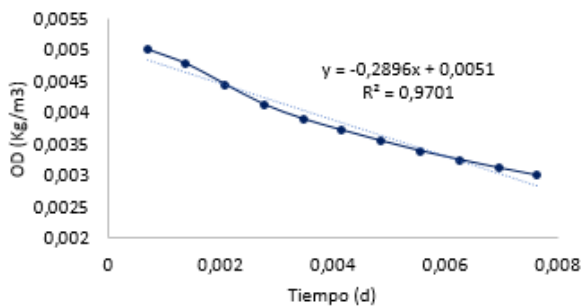


Figura.43. Pendiente 4.
Consumo de OD = $0.2896 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.
OUR 4 = $0.5867 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$

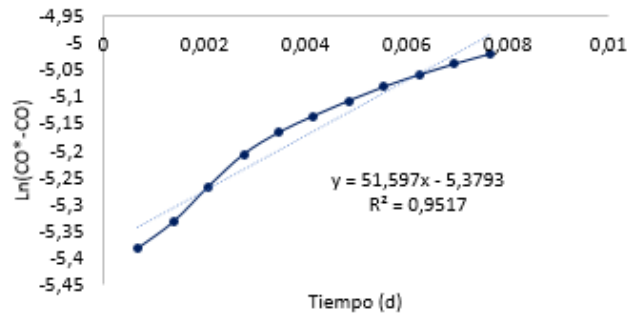


Figura.44. $Kla 4 = 51.597 \text{ dia}^{-1}$.

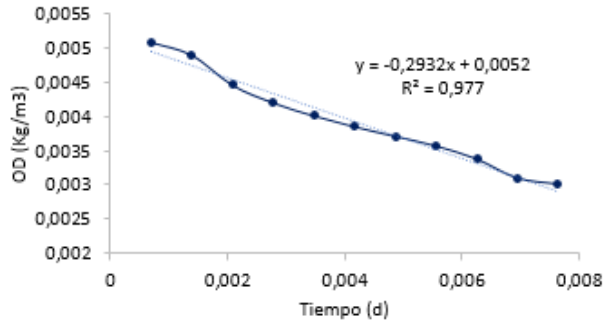


Figura.45. Pendiente 5.
 Consumo de OD = $0.2932 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.
OUR 5 = $0.5927 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.

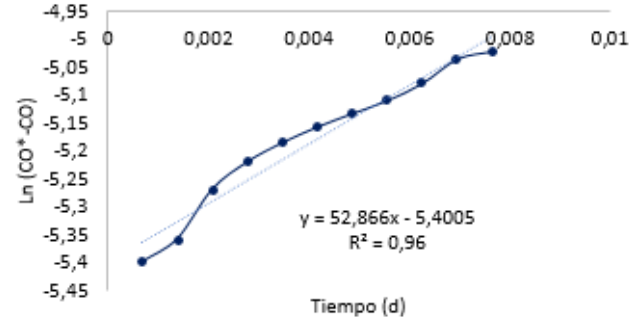


Figura.46. $Kla\ 5 = 52.866\ dia^{-1}$.

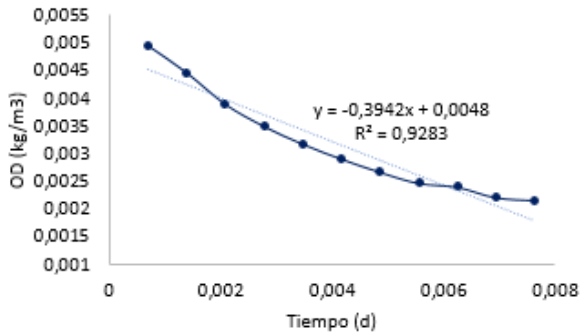


Figura.47. Pendiente 6.
 Consumo de OD = $0.3942 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.
OUR 6 = $0.8077 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.

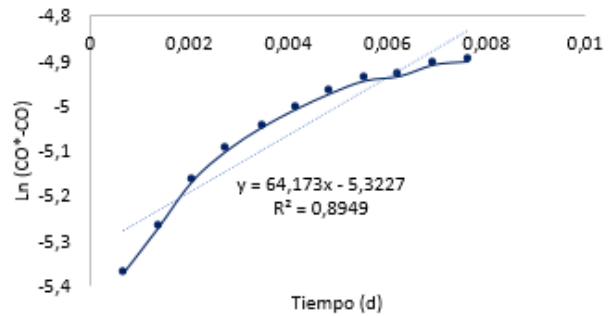


Figura.48. $Kla\ 6 = 64.173\ dia^{-1}$.

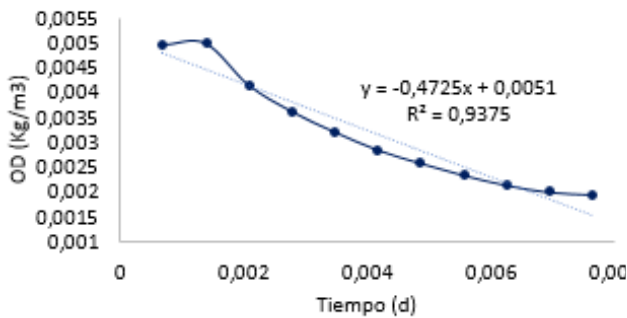


Figura.49. Pendiente 7.
 Consumo de OD = $0.4725 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.
OUR 7 = $0.9695 \frac{KgO_2}{m^3 dia}$.

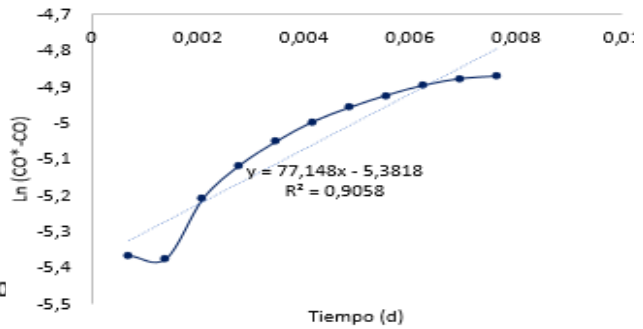


Figura.50. $Kla\ 7 = 77.148\ dia^{-1}$.

De los valores obtenidos anteriormente fue posible calcular el OUR para el reactor R4, los cuales fueron tabulados en la tabla 6.

Tabla.6. Datos de OUR por 2,3 h, ln(OUR)

Tiempo(min)	Tiempo(d-1)	OUR	ln(OUR)
20	0,01388	0,5292	-0,6363
40	0,02777	0,5727	-0,5573
60	0,04166	0,5377	-0,6204
80	0,05555	0,5867	-0,5332
100	0,06944	0,5927	-0,5230
120	0,08333	0,8077	-0,2135
140	0,09722	0,9695	-0,0309

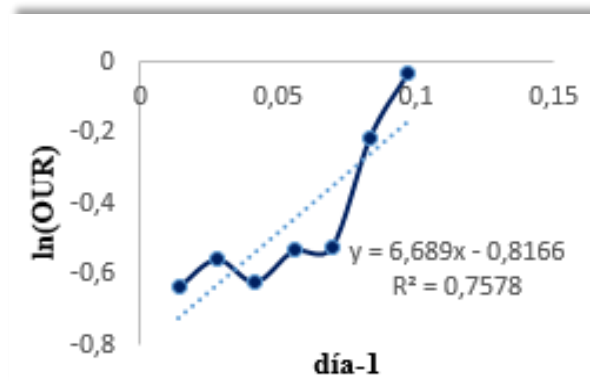


Figura.51. Diferencia entre ($\mu_{max}-b$) micro burbujas.

A partir de lo anterior y del valor obtenido por el coeficiente de decaimiento b para el reactor R4 fue posible obtener el valor de μ_{max} para el reactor R4 correspondiente a $6.789 d^{-1}$ como se muestra en la ecuación 21

$$\mu_{max} = 6.689 d^{-1} + 0.1 d^{-1} = 6.789 d^{-1} \quad (21)$$

Para la velocidad máxima de crecimiento (μ_{max}) de acuerdo a diferentes autores proponen algunos de los rangos óptimos como Kappeler & Gujer. (1992) $1-8 d^{-1}$, Dionisi. (2017) $0.5-10 d^{-1}$ y Henze. et al. (1995) $3-6 d^{-1}$ como rangos óptimos el tratamiento de aguas residuales domésticas.

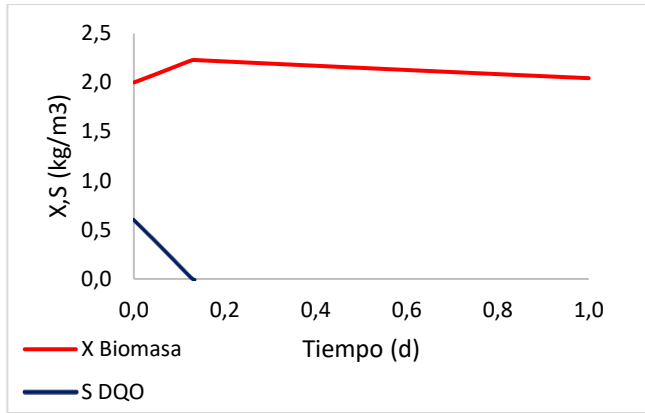
Comparando los valores obtenidos en este estudio para R3 de 0.9644 d^{-1} y para R4 de 6.7894 d^{-1} , con los de la literatura se encuentran en el rango sugerido por Dionisi (2017). Los valores obtenidos para R3 y R4 tienen una gran diferencia donde el valor de R3 es muy bajo comparado con el valor de R4, lo cual quiere decir que la velocidad de crecimiento específica es mucho mayor para el reactor R4, teniendo en cuenta que este es el reactor con sistema de aireación de microburbujas como se concluyó anteriormente, lo cual comprueba que las microburbujas aumentan la transferencia de masa y por lo tanto el crecimiento máximo específico también aumento considerablemente comparado con el sistema de aireación convencional.

8.3. Simulación de escenarios.

En esta etapa del estudio, primero se desarrolló la programación para la solución de las ecuaciones diferenciales 17 y 19 simultáneamente, en la programación se usó el comando de MATLAB ode45, el cual permite solucionar este tipo de sistemas de ecuaciones acopladas, la programación se muestra en el anexo 1. Con esta programación se pudo realizar la simulación para los tres escenarios propuestos en la metodología.

8.3.1. Escenario para encontrar la influencia del parámetro μ_{\max}

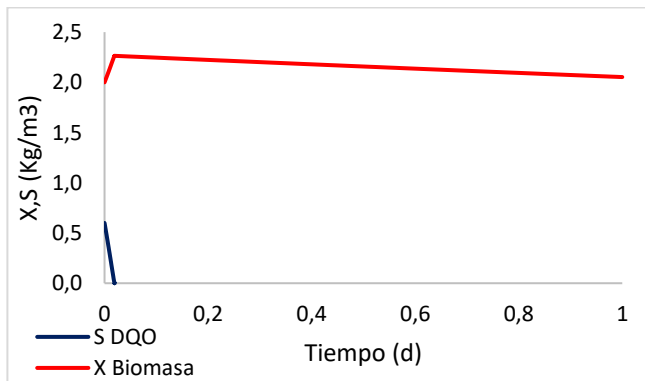
Con la programación en MATLAB para las ecuaciones 17 y 19 y las condiciones iniciales y los parámetros para el sistema de aireación convencional con un valor de μ_{\max} de 0.9644 d^{-1} , se obtuvo la figura 52. La cual muestra que la DQO del sustrato se consumió en 0.1328 d^{-1} equivalente a 3 h y 11.23 min, obteniendo un valor máximo de la concentración de lodo de $2.2292 \text{ Kg Biomasa/m}^3$ y al final del TRH se observa que la concentración de biomasa final es de $2.0440 \text{ Kg Biomasa/m}^3$.



Condiciones:
 $b=0.1 \text{ d}^{-1}$
 $K_s= 0.004 \text{ Kg DQO/m}^3$
 $\mu_{\text{max}}=0.9644 \text{ d}^{-1}$
 $X \text{ ini}=2 \text{ kg/m}^3$
 $S = 0.6 \text{ KgDQO/m}^3$

Figura.52. Simulación para R3 de umax.

La simulación para el sistema de aireación de microburbujas con un valor de μ_{max} de 6.7864 d^{-1} y a las mismas condiciones que el sistema de aireación convencional, se muestra en la figura 53, donde la DQO del sustrato se consumió en 0.0198 d^{-1} equivalente a 28.512 min, alcanzando una concentración máxima de lodo de $2.2639 \text{ Kg Biomasa/m}^3$ y la concentración final de la biomasa fue de $2.0525 \text{ Kg Biomasa/m}^3$.



Condiciones:
 $b=0.1 \text{ d}^{-1}$
 $K_s= 0.004 \text{ Kg DQO/m}^3$
 $\mu_{\text{max}}=6.7864 \text{ d}^{-1}$
 $X \text{ ini}=2 \text{ kg/m}^3$
 $S = 0.6 \text{ KgDQO/m}^3$

Figura.53. Simulación para R4 de umax.

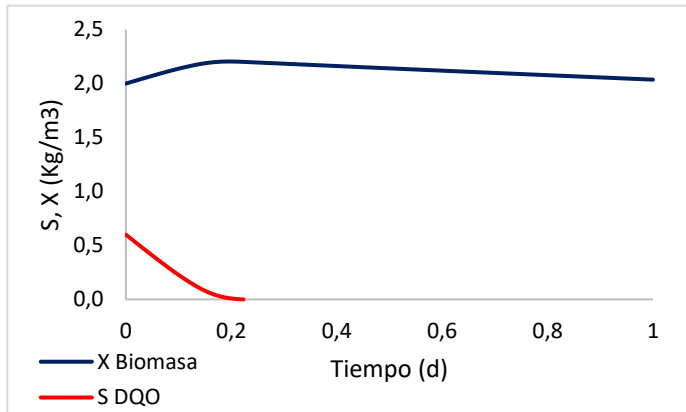
De este escenario se puede observar que el sustrato es consumido más rápido en el sistema de aireación con microburbujas comparado con el sistema de aireación convencional, lo cual indica que un valor alto de u_{max} logra consumir a una mayor velocidad el sustrato y la concentración de biomasa máxima y final siempre es mayor para el sistema R4, donde las microburbujas muestran

su importancia en el efecto de la transferencia de masa. Por lo tanto, el valor de u_{max} es un factor importante para el proceso y está relacionado directamente con el valor de K_{La} .

8.3.2. Escenario para encontrar la influencia del parámetro K_s

El objetivo de este escenario de simulación fue observar la sensibilidad del parámetro K_s , debido a que la metodología usada para los parámetros cinéticos de aireación intermitente por respirometría no permite obtenerlo y se toma un valor típico, el escenario anterior usó el valor de K_s de 0.004 kg DQO/m^3 , para este escenario se revisaron los valores obtenidos de K_s por Tejeiro et al (2007) los cuales están en el rango de 0.00186 y 0.00364 kg/m^3 , los valores reportados por Cárdenas et al (2014) en el rango de $0.7.17$ y 1.557 kg/m^3 para aguas residuales domésticas y de la industria láctea, donde se optó por un valor de K_s de 0.1 Kg/m^3 para realizar la simulación con las mismas condiciones para el sistema de aireación convencional y de microburbujas, con el fin de tener un valor extremo de K_s , ya que en el escenario anterior se tomó un valor de K_s de 0.004 Kg/m^3 .

La figura 54 muestra los resultados de la simulación para el sistema de aireación convencional, donde la DQO del sustrato fue consumida en 0.2233d^{-1} , equivalente a 5 h y 21.55 min, el valor máximo de concentración de lodo fue $2.2008 \text{ Kg Biomasa/m}^3$ y la concentración final de lodo fue $2.0364 \text{ Kg Biomasa/m}^3$.



Condiciones:

$$b=0.1 \text{ d}^{-1}$$

$$K_s=0.1 \text{ Kg DQO/m}^3$$

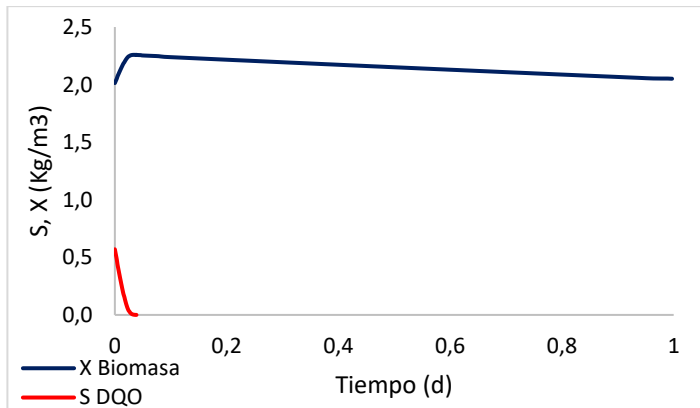
$$\mu_{\max}=0.9644 \text{ d}^{-1}$$

$$X_{\text{ini}}=2 \text{ kg/m}^3$$

$$S=0.6 \text{ KgDQO/m}^3$$

Figura.54. Simulación de R3 para K_s .

La figura 55 muestra los resultados de la simulación para el sistema de aireación con microburbujas, donde la DQO del sustrato fue consumida en 0.0386 d^{-1} equivalente a 55.5 min, la concentración máxima de lodo fue $2.2578 \text{ Kg Biomasa/m}^3$ y la concentración final de lodo fue de $2.0508 \text{ Kg Biomasa/m}^3$.



Condiciones:

$$b=0.1 \text{ d}^{-1}$$

$$K_s=0.1 \text{ Kg DQO/m}^3$$

$$\mu_{\max}=6.7864 \text{ d}^{-1}$$

$$X_{\text{ini}}=0.2 \text{ kg/m}^3$$

$$S=0.6 \text{ KgDQO/m}^3$$

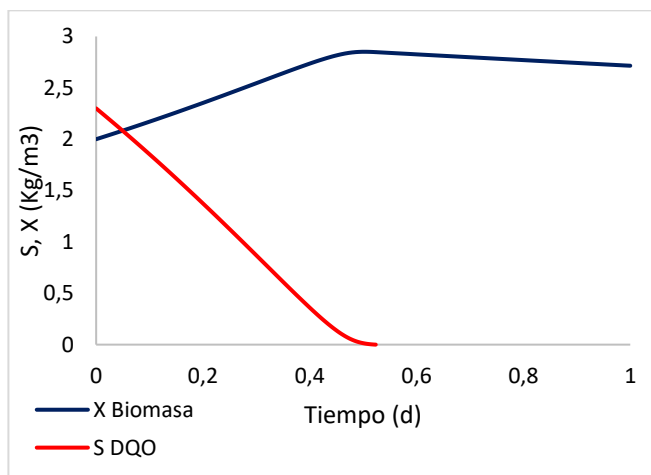
Figura.55. Simulación de R4 par K_s .

Los resultados obtenidos en esta simulación al ser comparados con los obtenidos en la simulación del escenario 1, no muestran una gran diferencia en el tiempo del consumo del sustrato, por lo cual es posible mantener constante el valor de K_s , de acuerdo al modelo cinético de Monod el parámetro K_s se encuentra en el denominador y al ser un valor muy bajo comparado con el valor de la

concentración del sustrato no es un valor que marque una gran diferencia y el valor de u_{max} si toma importancia, como se nota en los dos escenarios simulados para el sistema de aireación con microburbujas.

8.3.3. Escenario para calcular el valor de concentración del sustrato a tratar en un TRH de 12 h

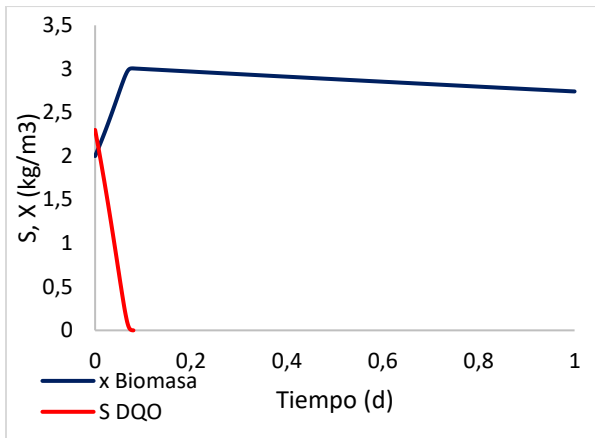
En este escenario se pretende encontrar el valor de la concentración del sustrato a tratar en 12 horas con los parámetros cinéticos obtenidos para cada uno de los sistemas evaluados en este trabajo. La figura 56 muestra los resultados de la simulación para el sistema convencional, donde la DQO del sustrato consumida en un tiempo de 12 horas se encontró que fue de 2.3 Kg DQO/m³, con una concentración máxima de lodos de 2.8477 Kg Biomasa/m³.



Condiciones:
 $b=0.1 \text{ d}^{-1}$
 $K_s= 0.1 \text{ Kg DQO/ m}^3$
 $\mu_{max}=0.9644 \text{ d}^{-1}$
 $X \text{ ini}=2 \text{ kg/m}^3$
 $S = 2.3 \text{ KgDQO/m}^3$

Figura.56. Simulación para encontrar la DQO a las 12 h para R3.

La figura 57 muestra los resultados de la simulación para el sistema de aireación de microburbujas, donde para un valor de concentración del sustrato igual al simulado en el sistema de aireación convencional el tiempo de consumo del sustrato fue de 0.0799 d^{-1} equivalente a 1 h y 55.056 min, alcanzando una concentración máxima de biomasa de $2.3052 \text{ Kg Biomasa/m}^3$.

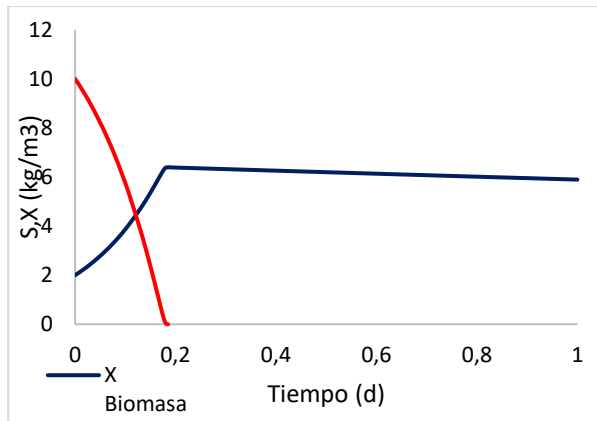


Condiciones:
 $b=0.1 \text{ d}^{-1}$
 $K_s= 0.1 \text{ Kg DQO/ m}^3$
 $\mu_{\text{max}}=6.7864 \text{ d}^{-1}$
 $X_{\text{ini}}=0.2 \text{ kg/m}^3$
 $S = 2.3 \text{ KgDQO/m}^3$

Figura.57. Simulación para encontrar la DQO a las 12 h para R4.

Los resultados de las simulaciones en este escenario muestran que una concentración de sustrato de 2.3 Kg DQO/m³ en el sistema de aireación convencional es consumida a las 12 h, mientras que para el sistema de aireación de microburbujas se consume en aproximadamente 2 h, este es otro indicador del efecto del efecto de la aireación con microburbujas. Debido a que en el sistema de aireación con microburbujas no llegó a consumir el sustrato en más de 2 horas, se recurrió a realizar una nueva simulación con un valor mayor de sustrato para el sistema de aireación con microburbujas.

Los resultados de la nueva simulación se muestran en la figura 58, donde para un valor de concentración de sustrato de 11 Kg DQO/m³, el sustrato es consumido en 0.1850 d⁻¹ equivalente a 4 h y 26.4 min, nuevamente mostrando la influencia de la aireación con microburbujas degrada rápidamente el sustrato, debido al alto valor del μ_{max} que está relacionado con el valor del K_{La} .



Condiciones:

$$b=0.1 \text{ d}^{-1}$$

$$K_s= 0.1 \text{ Kg DQO/ m}^3$$

$$\mu_{\max}=6.7864 \text{ d}^{-1}$$

$$X_{\text{ini}}=0.2 \text{ kg/m}^3$$

$$S = 11 \text{ KgDQO/m}^3$$

Figura.58. simulación para R4 a una concentración de 11 Kg/m^3 .

Los tres escenarios de simulación mostraron que el valor del parámetro μ_{\max} es el más influyente de los parámetros cinéticos calculados, el cual está asociado a la transferencia de masa por el valor del K_{la} que genera el sistema de aireación con microburbujas, por lo tanto, los casos de simulación muestran que el sistema de aireación con microburbujas puede tener una alta influencia en la mejor del tratamiento de aguas residuales domésticas.

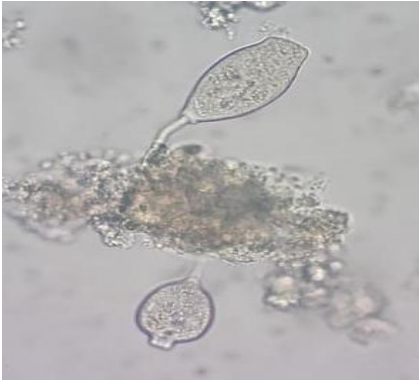



8.4. Microbiología

Para los procesos biológicos la microbiología juega un papel importante durante la operación del sistema como medio de control de la calidad del efluente y esta es una forma rápida de saber la calidad del lodo. Por lo tanto, se realizó una visualización microbiológica para los dos sistemas de aireación.

La tabla 7 muestra los principales organismos encontrados en el sistema de aireación convencional. Para este sistema de aireación se encontraron protozoarios como *Opercularia* sp, *Euplotes* sp y *Epistylis plicatilis*, rotíferos como *Cephalodella* sp y microlagas como *Oscillatoria tenuis*. Los protozoarios. De acuerdo a Madoni (2012), los protozoarios son indicadores de un buen funcionamiento de un sistema de lodos activados ya que aportan a la degradación de materia

orgánica y de nutrientes. De acuerdo a Sladeczek (1983) los rotíferos son buenos indicadores para el tratamiento de aguas residuales industriales y se encuentran cuando se tienen TRH altos (Amman et al. 1998). Además, los rotíferos han sido reportados como controladores las bacterias actinomicetos ramificados, los cuales producen espuma en los biorreactores (Pajdak-Stós et al. 2017). También se identificó el lodo sin filamentos, lo cual lo hace compacto y con una producción de un bajo SVI.

Tabla 7. Microbiología de lodos activados para aireación convencional.

<p><i>Opercularia</i> sp: protozooario ciliado, se desarrolla en espacios con alta carga orgánica, con baja concentración de oxígeno disuelto.</p>  <p>Foto: Jeison Arias.</p>	<p><i>Euplotes</i> sp: protozooario ciliado, se alimenta de bacterias flocculantes, es habitual encontrarlo en lodos activados de buen funcionamiento.</p>  <p>Foto: Jeison Arias.</p>
<p><i>Epistylis plicatilis</i>: protozooario colonia fija a sustratos, se desarrollan habitualmente en lodos activados con buen funcionamiento.</p>  <p>Foto: Jeison Arias.</p>	<p><i>Cephalodella</i> sp: Rotífero, tiene un caparazón, su órgano rotatorio está en posición oblicua y alrededor de su boca cuenta con penachos de cilios rígidos</p>  <p>Foto: Jeison Arias.</p>

Oscillatoria tenuis: Micro alga de color verdosa con filamentos restos y extremos no apuntados, con células cuadradas.



Foto: Jeison Arias.

Tipo de lodo: Sin filamentos; tiene buena sedimentación, SVI bajo y compacto.

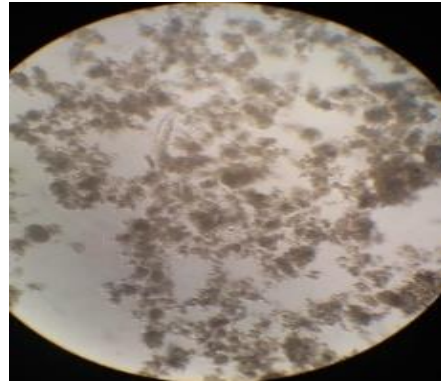


Foto: Jeison Arias.

Este mismo procedimiento se realizó para el sistema de aireación con microburbujas y los principales organismos fueron reportados en la Tabla 8. Para este sistema de aireación con microburbujas se encontraron nematodos y protozoarios como *vorticelas* y *Charchesium* sp. Los nematodos son predadores de bacterias dispersas y de protozoos y además son degradadores de materia orgánica y aparecen en sistemas aerobios de tratamiento de aguas residuales a TRH medios y altos y son buenos indicadores de los sistemas de lodos activados (Vilaseca. 2001). De acuerdo a Madoni (2011), para un buen funcionamiento de una planta de lodos activados los protozoos son dominados comúnmente por *Vorticella* spp, *Charchesium* spp, *Zoothamnium* spp y *Epistylis* spp. Además, se observó el tipo de lodo, el cual fue compacto y pequeño sin filamentos, con buena sedimentación y un bajo SVI, indicando una buena calidad.

Tabla 8. Microbiología de lodos activados para el sistema de aireación con microburbujas.

Thiothrix II: bacteria filamentososa con capacidad de desarrollar gonidios apicales.



Foto: Jeison Arias.

Vorticella alpestris: célula solitaria del género de ciliados fijos cuenta con una vacuola contráctil encima del centro de la célula.



Foto: Jeison Arias.

Tipo de lodo: pequeño y compacto, no tiene filamentos, buena sedimentación y SVI bajo.

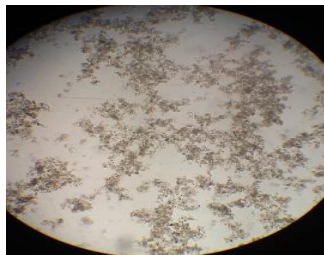


Foto: Jeison Arias.

Nematodo: organismo se alimenta de protozoos, bacterias y materia orgánica en descomposición, su desarrollo se da con una buena calidad del efluente.

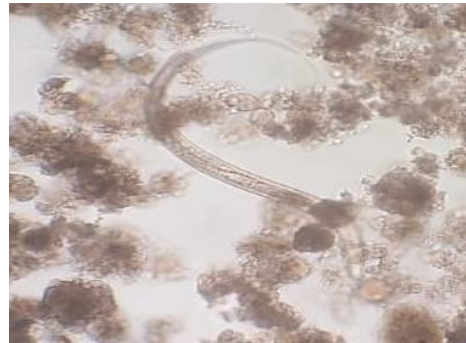


Foto: Jeison Arias.

Vorticella microstoma: protozooario solitario, se encuentra fijo mediante un péndulo, se encuentra en fases transitorias de la estabilización de lodos activados



Foto: Jeison Arias.

Carchesium sp: Protozooario colonial, se fija mediante un péndulo, las ramificaciones se contraen de forma independiente, se desarrollan en lodos activados con buen funcionamiento.



Foto: Jeison Arias.

La discusión anterior muestra que el tipo de lodo para los dos sistemas de aireación tuvo buenas condiciones de calidad, debido a que ninguno presentó filamentos, además los tipos de organismos encontrados como los descritos anteriormente, muestran que los dos sistemas de aireación y las condiciones de operación llevaron a tener buenos indicadores microbiológicos, esto puede relacionarse con las simulaciones obtenidas ya que los dos sistemas de aireación presentan buenas remociones de materia orgánica, pero la aireación con microburbujas de acuerdo a las simulaciones fue mejor que la aireación convencional, pero en general los dos sistemas tuvieron un buen comportamiento de acuerdo a la microbiología.

9. CONCLUSIONES

Se validó la técnica de respirometría para la determinación del K_{la} , por medio de esta técnica se calculó el valor del K_{la} para un sistema convencional con un valor de 0.0111 s^{-1} y para un sistema de burbujas finas con un valor de 0.0283 s^{-1} , y se pudo clasificar el sistema de burbujas finas como un sistema de aireación de microburbujas por medio de la comparación de K_{la} con sistemas similares de la literatura. Además, se obtuvo que el valor del K_{la} para el sistema de microburbujas aumentó en más del 100% con respecto al valor obtenido para el sistema de aireación convencional.

Se validó la técnica de respirometría para la determinación de los coeficientes cinéticos de la cinética de Monod b y μ_{max} , estos parámetros fueron determinados para un sistema de aireación convencional y uno de aireación con microburbujas, obteniendo el valor de b con un valor de 0.1 d^{-1} para el lodo inoculado para los dos sistemas de aireación y un valor de μ_{max} de 0.964 d^{-1} y 6.789 d^{-1} para un sistema de aireación convencional y de burbujas finas respectivamente, los cuales fueron validados por la literatura. El alto valor de μ_{max} obtenido para el sistema de microburbujas

se atribuyó al menor tamaño de la burbuja, ya que esta permanece más tiempo en el reactor comparada con una burbuja convencional.

A partir de los escenarios de simulación de las diferentes situaciones propuestos, se obtuvo que el parámetro que tiene más influencia sobre el proceso de lodos activados fue el parámetro μ_{max} , además se pudo obtener por la simulación que el sistema de aireación convencional logra tratar un valor de la concentración de sustrato de 2.3 Kg DQO/m³ en 12 horas, mientras que para el sistema de aireación de microburbujas este mismo valor de concentración de sustrato fue tratado en 55,056 min, lo cual determina la eficiencia del sistema de aireación de microburbujas respecto al sistema de aireación convencional.

La eficiencia de los dos sistemas de aireación fue validada por los organismos encontrados en las muestras tomadas para los dos sistemas de aireación, donde se encontraron organismos que indican una buena calidad del proceso como protozoos y rotíferos, además la calidad del lodo para los dos sistemas también fue clasificada como buena debido a que no se encontraron bacterias filamentosas en las muestras analizadas para los dos sistemas.

10. RECOMENDACIONES

Realizar la operación del sistema de aireación de microburbujas en modo continuo y determinar las curvas de crecimiento para la determinación del rendimiento experimentalmente. Además, además validar del modelo propuesto con datos experimentales de remoción de DQO y producción de biomasa y estimar los parámetros más sensibles del modelo.

11. REFERENCIAS

- Amann, R., Lemmer, H., & Wagner, M. (1998). Monitoring the community structure of wastewater treatment plants: A comparison of old and new techniques. *FEMS Microbiology Ecology*, 25(3), 205–215.
- Arcos, Y. (2013) microbiología de lodos activados., Universidad de Antioquia., *Hechos microbiol*, 177-122.
- APHA, AWWA and WPCF (2005) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. *American Public Health Association*, Washington DC.
- Balcárcel, L., Erazo, P., Vides, M & Ramirez, a. (2012) Parametros fisicoquímicos asociados a la proliferación de bacterias filamentosas (bulking filamentoso) en las plantas de tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados: revisión sistemática., Universidad de Antioquia., *Hechos microbiol* 47-58.
- Bao-hong, G, Zhing-biao, W, & Liang, X. (2003) kinetics of aerobically activated sludge on terylene artificial silk printing and dyeing wastewater treatment. *Journal of Zhejiang university SCIENCE*. 441-449
- Benetti, A. D., & Aquino, S. F. (2010). Aplicação de princípios de bioenergética no cálculo da estequiometria de reações biológicas em processos de tratamento de águas residuárias. *Engenharia Sanitaria e Ambiental*, 15(3), 245–250. <https://doi.org/10.1590/s1413-41522010000300007>.
- Berrocal, I. J. M. (2011). *Principios de la Transferencia de Masa en la Ingeniería de Alimentos*.
- Bredwell, M. D., & Worden, R. M. (1998). Mass-transfer properties of microbubbles. 1. Experimental studies. *Biotechnology Progress*, 14(1), 31–38. <https://doi.org/10.1021/bp970133x>.
- California water boards, state water resources control board, Folleto Informativo 3.1.1.0.
- Comisión nacional de agua, S. (2010). *Manual de Agua Potable , Alcantarillado y Saneamiento Manual de Agua Potable , Alcantarillado y Saneamiento Operación y Mantenimiento de Plantas Municipales : Lodos Activados*. 242.
- Chan, Y.J., Chong, M.F., Law, L.C., & Hassell, D.G. (2009). a review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chemical engineering journal*. 155(1-2):1-18. DOI: 10.1016/j.cej.2009.06.041.
- Dorian, M.P. (2013) Bioprocess engineering principles. *Elsevier*. 2nd ed. ISBN 978-0-12-220851-5.
- Dionisi, D. (2017). Biological Wastewater Treatment Processes. In *Biological Wastewater Treatment Processes*. <https://doi.org/10.1201/9781315163345-2>.
- Du, X, Wang, J., Jegatheesan, V., & Shi, G. (2018) Dissolved oxygen control in activated sludge process using a neural network-based adaptive PID algorithm. *Applied sciences*.

DOI:10.3390/app8020261.

- Drewnowski, J., Remiszewska-Skwarek, A., Duda, S., & Łagód, G. (2019). Aeration process in bioreactors as the main energy consumer in a wastewater treatment plant. Review of solutions and methods of process optimization. *Processes*, 7(5). <https://doi.org/10.3390/pr7050311>.
- Escalante, V., Ramirez, E., Pozo, F., Cardoso, L., Tomasini, A., Moeller, G. (2006) Operación y mantenimiento de plantas de tratamiento de lodos activados., *Instituto mexicana de tecnología del agua*. Primera edición.
- Estrada-Vázquez, C., Salinas-Pacheco, A., Peralta-Reyes, E., Poggi-Varaldo, H. M., & Regalado-Méndez, A. (2019). Parametric optimization of domestic wastewater treatment in an activated sludge sequencing batch reactor using response surface methodology. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 0(0), 1–9. <https://doi.org/10.1080/10934529.2019.1631087>.
- Favaro, A., Rosa, C. (2018) 9 passos infalíveis para aumentar o desempenho de sua ETE sem aumentar os custos. WWW.acquaexpert.com.
- Ferrer, J., Seco, A., Serralta, J., Ribes, J., Manga, J., Asensi, E., Morenilla, J.J & Llavador, F. (2008), DESASS: una herramienta de software para diseñar, simular y optimizar las PTAR., *Reinar. Modelo. Softw*, 23 (2008), págs. 19 – 26.
- Galaction A., Cascaval D., Oniscu C & Turnea M. (2004) Prediction of oxygen mass transfer coefficients in stirred bioreactors for bacteria, yeasts and fungus broths. *Biochemical Engineering Journal*. 20(1): 85–94.
- Gil, M. (2006). Depuración de aguas residuales: modelización de procesos de lodos activos. Madrid, ES: Editorial CSIC , *Consejo Superior de Investigaciones Científicas*.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., & van Loosedrecht, M. (2015). Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. *Water Intelligence Online*, 5(0), 9781780402369–9781780402369. <https://doi.org/10.2166/9781780402369>.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T & Van Loosedrecht, M. (2000) Activated sludge moodels ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3., *Iwa task group on mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment*.
- Hu, L., Wu, X., Liu, Y., Meegoda, J. N & Gao, S. (2010) Physical Modeling of Air Flow During Air Sparging Remediation. *Environ. Water Sci. Technol.*, 44, 3883–3888.
- Kapeler, J., W. Gujer (1992) Estimation of Kinetic Parameters of Heterptrophic Biomass Under Aerobic Conditions and Characterisation of Wastewater for Activated Sludge Modeling. *Water Sci. Technol.*, 25, (6), 125.
- Karlíkanovalte-Balikci, A., & Yagci, N. (2019). Determination and evaluation of kinetic parameters of activated sludge biomass from a sludge reduction system treating real sewage by respirometry testing. *Journal of Environmental Management*, 240(March), 303–310. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.03.131>.
- León J. (2018) Diseño, implementacion y evaluacion de un sistema de lodos activados en operación continua a través de un prototipo automático funcional a escala (Tesis pregrado),

Universidad Antonio Nariño, Bogotá-Colombia.,Pag24-25.

- Levin, M.A., & Gealt, M.A. (Eds.). (1993). Biotreatment of industrial and hazardous waste. United States: McGraw-Hill, Inc.
- Li, H., Hu, L., Song, D., & Lin, F. (2015). Characteristics of Micro-Nano Bubbles and Potential Application in Groundwater Bioremediation. *Water Environment Research*, 86(9), 844–851. <https://doi.org/10.2175/106143014x14062131177953>.
- Madoni, P. (2011). Protozoa in wastewater treatment processes: A minireview. *Italian Journal of Zoology*, 78(1), 3–11.
- Mallqui,E.A.(2019). Evaluación de la velocidad de transferencia de oxígeno, en un sistema de aireación de agua (tesis para optar grado académico de Maestro en Ingeniería química) .*Universidad nacional del centro de Perú. Escuela de posgrado de la facultad de ingeniería química*.
- Méndez, L., Miyashiro, V., Rojas, R., Cotrado, M., & Carrasco, N. (2004). Tratamiento De Aguas Residuales Mediante Lodos Activados a Escala De Laboratorio. *Revista Del Instituto de Investigación FIGMMG*,Pag 2, 74–83.
- Metcalf & Eddy. (2003)Wastewater Engineering: Treatment and Reuse (4th ed.), McGraw-Hill, Boston, USA.
- Moeller,G.,Tomasini,A.(2004)Memorias curso internacional de sistemas integrados de tratamiento de aguas residuales., Cap 2-5 microbiología de lodos activados.,IDEAM.
- Painmanakul, P., Loubière, K., Hébrard, G., Mietton-Peuchot, M. & Roustan, M.(2005).Effect of surfactants on liquid-side mass transfer coefficients. *Chemical Engineering Science* 60 (22), 6480–6491.
- Pajdak-Stós, A., Kocerba-Soroka, W., Fyda, J., Sobczyk, M., & Fiałkowska, E. (2017). Foam-forming bacteria in activated sludge effectively reduced by rotifers in laboratory- and real-scale wastewater treatment plant experiments. *Environmental Science and Pollution Research*, 24(14), 13004–13011.
- Rangel L, e. a. (2007). Análisis y caracterización de bacterias heterotrofas.
- Rogel Dorantes, J. A. (2013). *Determinación de los parámetros cinéticos de un lodo-modelo para estudiar la minimización de los sólidos, en un proceso biológico de tratamiento de agua residual*. 112.
- Rollemberg, S. L. de S., Barros, A. N. de, Lira, V. N. S. A., Firmino, P. I. M., & dos Santos, A. B. (2019). Comparison of the dynamics, biokinetics and microbial diversity between activated sludge flocs and aerobic granular sludge. *Bioresource Technology*, 294(July), 122106. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122106>.
- Sladeczek, V. (1983). Rotifers as Indicators of Water Quality. *Hydrobiologia*, 100, 169–201
- Soler,A.,Buitrago,G. (2010). Evaluación de la transferencia de oxígeno en cultivos con lactococcus lactis empleando un sistema de fermentación con aireación externa. *Rev. Colomb. Biotecnol.* 124-138.

- Spanjers, H., & Vanrolleghem, P. (1995). Respirometry as a tool for rapid characterization of wastewater and activated sludge. *Water Science and Technology*, 31(2), 105–114. [https://doi.org/10.1016/0273-1223\(95\)00184-O](https://doi.org/10.1016/0273-1223(95)00184-O).
- Raffo-Durán, J., Giguereado-Cardero, A., & Dustet-Mendoza, J.C. (2014). Características de la hidrofínámica de un biorreactor industrial tipo tanque agitado. *Revista mexicana de ingeniería química*. Vol.13, No. 3. 823-839.
- Trojanowicz, W., Styka, W., & Baczynski, T. (2009). Experimental determination of kinetic parameters for heterotrophic microorganisms in biofilm under petrochemical wastewater conditions. *Polish Journal of Environmental Studies*, 18(5), 913–921.
- Vanrolleghem, P., Spanger, H., Petersen, B., Ginestet, P. y Takács, I. (1999). Estimating (combination of) activated sludge model No. 1 parameters and components by respirometry. *Water Science and Technology* 39, 195-214.
- Vilaseca Vallvè, M. M. (2001). Observación microscópica de fangos activados en los tratamientos De depuración biológica. *Boletín Intexter Del Instituto de Investigacion Textil y de Cooperacion Industrial*, (119), 67–74
- Von Sperling, M. (2015). Wastewater Characteristics, Treatment and Disposal. In *Water Intelligence Online* (Vol. 6). <https://doi.org/10.2166/9781780402086>.
- Wongsuchoto, P., Charinpanitkul, T., & Pavasant, P. (2003). Bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors. *Chemical Engineering Journal*, 92(1–3), 81–90. [https://doi.org/10.1016/S1385-8947\(02\)00122-5](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(02)00122-5).
- Yao Kangning, Yong Chi, Fei Wang, Jianhua Yan, Mingjiang Ni y Kefa C.(2016) The effect of microbubbles on gas-liquid mass transfer coefficient and degradation rate of COD in wastewater treatment. *Water science & technology* 73.8.

12. ANEXOS

12.1. Anexo 1. Programa en MatLab.

13.

Función:

```
function yp=programa(t,y)
global umax b ks yxs
umax=6.7894;% d-1 (bfinas=6.7894 d-1; convencional=0.9644 d-1)
b=0.1; %d-1

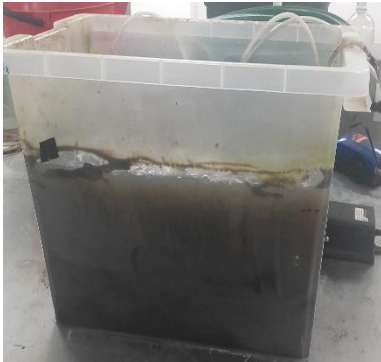
ks=3.3947;%kg dgo/m3 0.004
yxs=0.45;%kg/kg 0.45
x=y(1);
s=y(2);

yp1= umax.*(s./(ks+s)).*x- b.*x;
yp2=- (1./(yxs)).*umax.*(s./(ks+s)).*x-b.*x;
yp=[yp1;yp2];
end
```

14. -Programa con condiciones iniciales.

```
options = odeset('NonNegative',2);
[t,y]=ode45(@programa,[0 1], [2 2.6],options);
plot (t,y(:,1),t,y(:,2));
```

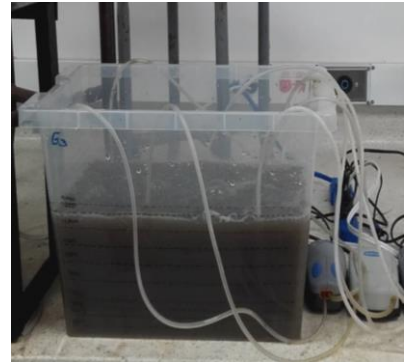
14.1. Anexo 2. Reactores de inoculación (R1, R2, R3).



15. R1



16. R2



17. R2

17.1. Anexo 3. Tablas para cálculo de (u_{max-b}).

17.1.1. Sistema convencional.

18.

Datos	D. [kg/m ³]	ln(Co ⁻ - C _d)	Kla(Co ⁻ - C _d)	OUR1
0,000694	0,0041	-5,21031	0,372742	0,731542
0,001389	0,0038	-5,14302		
0,002083	0,0034	-5,08968		
0,002778	0,0029	-5,00714		
0,003472	0,0025	-4,95189		
0,004167	0,0022	-4,90088		
0,004861	0,0021	-4,8982		
0,005556	0,0020	-4,87698		
0,00625	0,0018	-4,85491		
0,006944	0,0017	-4,8447		
0,007639	0,0017	-4,84216		
	0,0026			

19.

Datos	D. [kg/m ³]	ln(Co ⁻ - C _d)	Kla(Co ⁻ - C _d)	OUR2
0,000694	0,0043	-5,2344	0,376627	0,740027
0,001389	0,0045	-5,28639		
0,002083	0,0039	-5,1603		
0,002778	0,0034	-5,07999		
0,003472	0,0031	-5,03442		
0,004167	0,0028	-4,98497		
0,004861	0,0026	-4,95899		
0,005556	0,0022	-4,90898		
0,00625	0,0022	-4,90088		
0,006944	0,0022	-4,90223		
0,007639	0,0022	-4,90628		
	0,003021			

Datos	D.[kg/m3]	ln(Co ⁺ -Cd	Kla(Co ⁺ -C	OUR3
0,000694	0,00	-5,35807	0,392912	0,767712
0,001389	0,00	-5,24383		
0,002083	0,00	-5,16729		
0,002778	0,00	-5,07999		
0,003472	0,00	-5,05616		
0,004167	0,00	-5,01464		
0,004861	0,00	-4,98205		
0,005556	0,00	-4,91034		
0,00625	0,00	-4,89285		
0,006944	0,00	-4,92813		
0,007639	0,00	-4,92952		
	0,003135			

20.

Datos	D.[kg/m3]	ln(Co ⁺ -Cd	Kla(Co ⁺ -C	OUR4
0,000694	0,00	-5,37089	0,394403	0,771303
0,001389	0,00	-5,33706		
0,002083	0,00	-5,20665		
0,002778	0,00	-5,11433		
0,003472	0,00	-5,07517		
0,004167	0,00	-5,04523		
0,004861	0,00	-5,01164		
0,005556	0,00	-4,97768		
0,00625	0,00	-4,96327		
0,006944	0,00	-4,93785		
0,007639	0,00	-4,93646		
	0,00337			

21.

Datos	D.[kg/m3]	ln(Co ⁺ -Cd	Kla(Co ⁺ -C	OUR5
0,000694	0,0051	-5,40146	0,395068	0,772068
0,001389	0,0043	-5,24383		
0,002083	0,0041	-5,20848		
0,002778	0,0035	-5,10111		
0,003472	0,0035	-5,09456		
0,004167	0,0032	-5,04834		
0,004861	0,0028	-4,98351		
0,005556	0,0025	-4,95331		
0,00625	0,0024	-4,93646		
0,006944	0,0024	-4,9309		
0,007639	0,0024	-4,93925		
	0,0033			

22.

Datos	D.[kg/m3]	ln(Co ⁺ -Cd	Kla(Co ⁺ -C	OUR6
0,000694	0,0051	-5,40368	0,397196	0,780996
0,001389	0,0045	-5,28639		
0,002083	0,0043	-5,23816		
0,002778	0,0036	-5,11267		
0,003472	0,0035	-5,09619		
0,004167	0,0033	-5,0593		
0,004861	0,0031	-5,03595		
0,005556	0,0029	-5,00118		
0,00625	0,0028	-4,98643		
0,006944	0,0027	-4,97623		
0,007639	0,0020	-4,87698		
	0,003424			

23.

Datos	D.[kg/m3]	ln(Co ⁺ -Cd	Kla(Co ⁺ -C	OUR7
0,000694	0,01	-5,42843	0,398797	0,787997
0,001389	0,00	-5,26102		
0,002083	0,00	-5,23628		
0,002778	0,00	-5,14646		
0,003472	0,00	-5,11101		
0,004167	0,00	-5,09293		
0,004861	0,00	-5,05459		
0,005556	0,00	-5,03135		
0,00625	0,00	-5,01615		
0,006944	0,00	-4,95331		
0,007639	0,00	-4,86653		
	0,003492			

24.

24.1.1. Sistema con generador de micro burbujas.

25.

Datos (d-J). [Kg/m ³]	ln(Co [*] -Co)	Kla(Co [*] -Co)	OUR1
0,000694	0,0048	-5,33291	0,266744
0,001389	0,0047	-5,30837	
0,002083	0,0043	-5,24383	
0,002778	0,0041	-5,20119	
0,003472	0,0039	-5,16729	
0,004167	0,0037	-5,1362	
0,004861	0,0036	-5,1077	
0,005556	0,0034	-5,08159	
0,00625	0,0032	-5,05773	
0,006944	0,0031	-5,03749	
0,007639	0,0030	-5,01917	
	0,003794		

26.

Datos (d-J). [Kg/m ³]	ln(Co [*] -Co)	Kla(Co [*] -Co)	OUR2
0,000694	0,0053	-5,45614	0,289315
0,001389	0,0051	-5,40813	
0,002083	0,0048	-5,34122	
0,002778	0,0046	-5,29234	
0,003472	0,0044	-5,25143	
0,004167	0,0042	-5,21766	
0,004861	0,0040	-5,17965	
0,005556	0,0038	-5,14817	
0,00625	0,0036	-5,12268	
0,006944	0,0035	-5,10111	
0,007639	0,0034	-5,07939	
	0,004242		

27.

Datos (d-J). [Kg/m ³]	ln(Co [*] -Co)	Kla(Co [*] -Co)	OUR3
0,000694	0,01	-5,38606	0,274034
0,001389	0,00	-5,27851	
0,002083	0,00	-5,18857	
0,002778	0,00	-5,15162	
0,003472	0,00	-5,12436	
0,004167	0,00	-5,10275	
0,004861	0,00	-5,08159	
0,005556	0,00	-5,06246	
0,00625	0,00	-5,04368	
0,006944	0,00	-5,02676	
0,007639	0,00	-5,01314	
	0,003665		

28.

Datos (d-J). [Kg/m ³]	ln(Co [*] -Co)	Kla(Co [*] -Co)	OUR4
0,000694	0,0050	-5,38388	0,297199
0,001389	0,0048	-5,33498	
0,002083	0,0045	-5,26876	
0,002778	0,0041	-5,20848	
0,003472	0,0039	-5,16729	
0,004167	0,0037	-5,1362	
0,004861	0,0036	-5,1077	
0,005556	0,0034	-5,08159	
0,00625	0,0033	-5,0593	
0,006944	0,0031	-5,03903	
0,007639	0,0030	-5,02069	
	0,003845		

29.

Datos (d-J). [Kg/m ³]	ln(Co [*] -Co)	Kla(Co [*] -Co)	OUR5
0,000694	0,0051	-5,40146	0,29951
0,001389	0,0049	-5,36019	0,59271
0,002083	0,0045	-5,2707	
0,002778	0,0042	-5,22136	
0,003472	0,0040	-5,18678	
0,004167	0,0039	-5,15856	
0,004861	0,0037	-5,1345	
0,005556	0,0036	-5,1101	
0,00625	0,0034	-5,07939	
0,006944	0,0031	-5,03595	
0,007639	0,0030	-5,0222	
	0,0039		

30.

Datos (d-J). [Kg/m ³]	ln(Co [*] -Co)	Kla(Co [*] -Co)	OUR6
0,000694	0,0050	-5,37089	0,413507
0,001389	0,0045	-5,2707	0,807707
0,002083	0,0039	-5,16554	
0,002778	0,0035	-5,09783	
0,003472	0,0032	-5,04678	
0,004167	0,0029	-5,00565	
0,004861	0,0027	-4,97045	
0,005556	0,0025	-4,94204	
0,00625	0,0024	-4,93229	
0,006944	0,0022	-4,90628	
0,007639	0,0022	-4,89954	
	0,003156		

Datos (d-D)	[Kg/m3]	ln(Co*Co)	Kla(Co°C)	OUR7
0,000694	0,0049	-5,36874	0,497065	0,969565
0,001389	0,0050	-5,37736		
0,002083	0,0042	-5,21214		
0,002778	0,0036	-5,11933		
0,003472	0,0032	-5,05302		
0,004167	0,0029	-4,99821		
0,004861	0,0026	-4,95899		
0,005556	0,0023	-4,92538		
0,00625	0,0021	-4,8982		
0,006944	0,0020	-4,87961		
0,007639	0,0020	-4,87305		
	0,00316			

31.

31.1. Anexo 4. Tabla de saturación

Tabla de concentración de saturación de OD en agua potable respecto a la temperatura-California
wáter boards, state water resources control board, Folleto Informativo 3.1.1.0

temperatura (°C)	OD (mg/l)	temperatura (°C)	OD (mg/l)
0	14.6	16	9.9
1	14.2	17	9.7
2	13.8	18	9.6
3	13.5	19	9.3
4	13.1	20	9.1
5	12.8	21	8.9
6	12.5	22	8.7
7	12.1	23	8.6
8	11.8	24	8.4
9	11.6	25	8.3
10	11.3	26	8.1
11	11.0	27	8.0
12	10.8	28	7.8
13	10.5	29	7.7
14	10.3	30	7.6
15	10.1	31	7.5

32.