

Universidad Nacional de Ingeniería

Facultad de Ingeniería Ambiental



TESIS

Remoción de coliformes termotolerantes mediante el uso de un reactor DHS de tercera generación

Para obtener el título profesional de Ingeniero Sanitario.

Elaborado por

Luis Alfredo Lazo Porras

 [0009-0005-2560-2598](https://orcid.org/0009-0005-2560-2598)

Asesor

Dra. Ing. Rosa Elena Yaya Beas

 [0000-0002-6140-4266](https://orcid.org/0000-0002-6140-4266)

LIMA – PERÚ

2025

Citar/How to cite	Lazo-Porras [1]
Referencia/Reference	[1] L.A. Lazo-Porras, "Remoción de coliformes <i>termotolerantes</i> mediante el uso de un reactor DHS de tercera generación" (Tesis de pregrado). Lima (Perú): Universidad Nacional de Ingeniería, 2024.
Estilo/Style: IEEE (2020)	

Citar/How to cite	(Lazo-Porras, 2024)
Referencia/Reference	Lazo-Porras, L.A. (2024). <i>Remoción de coliformes termotolerantes mediante el uso de un reactor DHS de tercera generación</i> . (Tesis de pregrado, Universidad Nacional de Ingeniería). Repositorio institucional Cybertesis UNI.
Estilo/Style: APA (7ma ed.)	

Dedicatoria

*A mis padres, Melva y Enrique, mis hermanos y amigos
por brindarme su amor, paciencia y apoyo incondicional.*

Agradecimientos

A la Dra. Ing. Rosa Elena Yaya Beas, por su amistad y los consejos brindados en el desarrollo de esta investigación; asimismo, por el asesoramiento e incondicional apoyo durante toda mi estadía en CITRAR.

A toda la familia del Centro de Investigaciones en Tratamiento de Aguas Residuales y Residuos Peligrosos (CITRAR) de la Universidad Nacional de Ingeniería por brindarme todas las facilidades para el desarrollo de la presente investigación, en especial a Laleshka Quispe, Litza Jara, Manuel Romero y Ramsés Huamán.

Al personal administrativo y técnico del Laboratorio de Investigación del Agua de la Facultad de Ingeniería Ambiental. En especial al ingeniero Arturo, Srta. Karla, Sra. Margarita, Sr. Oscar y al Sr. Raúl, por todo el apoyo para la realización de los análisis requeridos.

A mis compañeros de investigación Cloe Mace y Adair Chávez por su apoyo en el monitoreo y mantenimiento del reactor DHS.

A mis amigos Jonathan, Boris, Giancarlo, Rosalyn, Lourdes y Gaby por sus consejos y apoyo incondicional.

Resumen

Se comparó por 54 semanas dos reactores Downflow Hanging Sponge (DHS) de tercera generación de similares características denominados R-1 y R-2, compuestos cada uno por dos módulos en serie y se evaluó la remoción de coliformes termotolerantes del efluente en una primera etapa (38 semanas) de un reactor Anaerobio de Manto de Lodos y Flujo Ascendente (UASB) y en una segunda etapa (16 semanas) el efluente de un reactor UASB Tanque Séptico. Estos reactores anaerobios, se complementaron eficientemente con el sistema DHS, que es aerobio y de flujo descendente.

Los parámetros de diseño fueron establecidos para un caudal de ingreso de 43.20 L/d y un tiempo de retención hidráulico de 2.27 horas con un material filtrante de poliuretano de 12.51 Kg/m³ y 94.10% de porosidad.

Se obtuvo una eficiencia promedio en remoción de coliformes termotolerantes de 2.61 log y 2.24 log en cada reactor, y para el caso de la DBO₅ se logró una conversión del orden de 86% y 93% respectivamente. El incremento promedio de oxígeno disuelto fue de 0.79 a 6.21 mg/L en el R-1 y de 0.79 a 5.81 mg/L en el R-2; la producción promedio de lodos fue de 62.05 y 69.60 mL/d respectivamente.

Los parámetros fisicoquímicos analizados tales como el oxígeno disuelto, conductividad, temperatura y pH en los efluentes de estos reactores DHS cumplen con el ECA del agua categoría 3, riego de vegetales y bebidas de animales y en el caso de la DBO₅ y coliformes termotolerantes se obtuvieron valores promedio que no cumplen con el ECA Agua categoría 3 pero se podría complementar el tratamiento con una unidad de desinfección para cumplir con la exigencia de la norma.

Abstract

Two third generation Downflow Hanging Sponge (DHS) reactors of similar characteristics, called R-1 y R-2, each composed of two modules in series, were compared for 54 weeks. The removal of thermotolerant coliforms from the effluent was evaluated in a first stage (38 weeks) of an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASB) and in a second stage (16 weeks) the effluent of a UASB Septic Tank reactor. These anaerobic reactors were efficiently complemented with the DHS system, which is aerobic and downflow.

The design parameters were established for an inlet flow rate of 43.20 L/d and a hydraulic retention time of 2.27 hours with a polyurethane filter material of 12.51 Kg/m³ and 94.10% porosity.

An average removal efficiency of thermotolerant coliforms of 2.61 log and 2.24 log was obtained in each reactor and in the case of BOD₅ a conversion of 86% and 93%, respectively, was achieved. The average increase in dissolved oxygen was 0.79 to 6.21 mg/L in R-1 and 0.79 to 5.81 mg/L in R-2; the average sludge production was 62.05 and 69.60 mL/d respectively.

The physicochemical parameters analyzed such as dissolved oxygen, conductivity, temperature and pH in the effluents of these DHS reactors comply with the ECA of water category 3, irrigation of vegetables and animal beverages and in the case of BOD₅ and thermotolerant coliforms, average values were obtained that do not comply with the ECA Water category 3 but the treatment could be complemented with a disinfection unit to comply with the requirements of the standard.

Tabla de Contenido

Resumen	v
Abstract	vi
Introducción	xv
Capítulo I. Parte introductoria	1
1.1 Generalidades	1
1.2 Descripción del problema de investigación	1
1.3 Objetivos del estudio	2
1.3.1 Objetivo general.....	2
1.3.2 Objetivos específicos	2
1.4 Antecedentes investigativos	3
1.5 Hipótesis	14
Capítulo II. Marco teórico y conceptual	15
2.1 Tratamiento Biológico de aguas residuales	15
2.1.1 Requerimientos nutricionales para el crecimiento bacteriano.....	16
2.1.2 Fuentes de carbono y energía	16
2.1.3 Condiciones Ambientales	17
2.1.4 Procesos Aerobios en el tratamiento de aguas residuales	18
2.1.5 Crecimiento Celular	19
2.1.6 Eliminación de Patógenos.....	20
2.1.7 Bacterias Coliformes.....	20
2.2 Biopelícula bacteriana (biocapa)	21
2.2.1 Fases del Desarrollo	22
2.2.2 Observación de la biopelícula	23
2.3 Tratamiento Anaerobio	23
Capítulo III. Marco Normativo	27

3.1	Decreto Supremo N° 003-2010-MINAM.....	27
3.2	Decreto Supremo N° 004-2017-MINAM.....	27
Capítulo IV Metodología.....		28
4.1	Agua Residual Doméstica	28
4.2	Etapas de la Investigación.....	29
4.3	Reactor UASB.....	29
4.4	Reactor UASB-TS	29
4.5	Reactor DHS de tercera generación.....	30
4.5.1	Descripción del sistema DHS.....	30
4.5.2	Puntos de monitoreo.....	33
4.5.3	Diseño de los reactores DHS.....	34
4.5.4	Distribución de caudal.....	37
4.5.5	Características del sedimentador.....	38
4.6	Métodos Analíticos	39
4.6.1	pH y Temperatura del agua residual (°C).....	39
4.6.2	Turbiedad, (UNT).....	39
4.6.3	Conductividad, (uS/cm).....	39
4.6.4	Oxígeno Disuelto, (mg/L)	39
4.6.5	Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO5), (mg/L)	39
4.6.6	Sólidos Totales (ST), (mg/L)	41
4.6.7	Sólidos totales fijos (STF) y Sólidos totales volátiles (STV), (mg/L) ...	41
4.6.8	Coliformes termotolerantes, (UFC/100mL).....	41
4.6.9	Sólidos Sedimentables, (mL/L)	41
4.6.10	Producción de lodos	42
Capítulo V. Resultados		43
5.1	Porosidad.....	43
5.2	Tiempo de retención hidráulico.....	44
5.3	Caudal de diseño	45

5.4	Temperatura.....	46
5.5	PH.....	50
5.6	Coliformes Termotolerantes (CT)	51
5.7	Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO5).....	55
5.8	Turbiedad.....	56
5.9	Conductividad	58
5.10	Oxígeno disuelto	59
5.11	Sólidos totales.....	61
5.12	Producción de Lodos.....	64
Capítulo VI. Análisis y discusión de resultados.....		65
6.1	Porosidad.....	65
6.2	Temperatura.....	65
6.3	PH.....	67
6.4	Coliformes termotolerantes y remoción de DBO5.....	68
6.5	Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO5).....	75
6.6	Turbiedad.....	77
6.7	Conductividad	79
6.8	Oxígeno Disuelto.....	79
6.9	Sólidos Totales, Fijos Totales y Volátiles Totales.....	82
6.10	Producción de lodos (mL/L/d).....	85
6.11	Producción de lodo y Eficiencia total DBO5 con la Carga Orgánica	86
Conclusiones.....		88
Recomendaciones.....		90
Referencias bibliográficas.....		91
Anexos		95

Lista de Tablas

Tabla 1. Cuadro resumen de antecedentes.	13
Tabla 2. Características del efluente del reactor UASB-TS.....	26
Tabla 3. Etapas de Investigación en los reactores DHS.....	29
Tabla 4 : Puntos y frecuencia de monitoreo en los reactores.....	34
Tabla 5 : Volumen de dilución a partir de la semana 15.....	40
Tabla 6 : Volumen de dilución a partir de la semana 16.....	40
Tabla 7 : Volumen de dilución a partir de la semana 20.....	40
Tabla 8 : Volumen de dilución a partir de la semana 34.....	40
Tabla 9 : Volumen promedio absorbido por la esponja en los 9 ensayos	43
Tabla 10 : Volumen real de las esponjas en los 9 ensayos	44
Tabla 11. Valores promedio de temperatura en el sistema DHS.....	46
Tabla 12. Valores promedio de la temperatura del Afluente (A) del R.DHS.	47
Tabla 13. Valores promedio de pH en el Sistema DHS.....	50
Tabla 14. Coliformes Termotolerantes en el reactor DHS	52
Tabla 15:Valores promedio y eficiencia de remoción de DBO5 del reactor R-1.	55
Tabla 16:Valores promedio y eficiencia de remoción de DBO5 del reactor R-2.	55
Tabla 17 : Valores promedio de Turbiedad en los reactores DHS.....	57
Tabla 18 : Valores promedio de conductividad en los reactores R-1 y R-2.	58
Tabla 19 : Valores promedio de sólitos totales, sólidos fijos totales y sólidos volátiles total es del reactor R-1.	61
Tabla 20 : Valores promedio de Sólidos totales, sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales del reactor R-2.....	61
Tabla 21 Coliformes termotolerantes de la etapa I del R-1 y R-2 en unidades logarítmicas.	74
Tabla 22 Coliformes termotolerantes de la etapa II del R-1 y R-2 en unidades logarítmicas.	74
Tabla 23 : Eficiencia de Remoción promedio de Coliformes Termotolerantes en R-1 y R-2 en la etapa I.....	74
Tabla 24 Eficiencia de remoción promedio de coliformes termotolerantes en R-1 y R-2 en la etapa II.....	75

Tabla 25 Carga Orgánica del Afluente y Efluentes de R-1 y R-2 por etapas	77
Tabla 26 Relación entre los sólidos volátiles totales y sólidos totales.	84
Tabla 27 Volumen de lodos (mL/L/d) en la Etapa I y Etapa II del sistema	85
Tabla 28 Promedio semanal monitoreo turbiedad (UNT)	8
Tabla 29 Promedio semanal monitoreo temperatura (°C)	9
Tabla 30 Promedio semanal monitoreo conductividad (uS/cm).....	10
Tabla 31 Promedio semanal monitoreo oxígeno disuelto (mg/L).....	11
Tabla 32 Promedio semanal monitoreo pH.....	12
Tabla 33 Promedio semanal coliformes termotolerantes (UFC/100 mL)	13
Tabla 34 Promedio semanal DBO5 (mg/L)	13
Tabla 35 Volumen total de sólidos sedimentables en los sedimentadores.....	14
Tabla 36 Promedio de sólidos totales (mg/L).	15

Lista de Figuras

Figura 1 Evolución de la biomasa por medio de cultivo en lote	19
Figura 2 Representación simplificada de los componentes de un sistema de biopelícula.	22
Figura 3 Esquema del reactor UASB de CITRAR	24
Figura 4 Esquema del reactor UASB-TS.....	26
Figura 5 Esquema de distribución de las unidades de tratamiento en CITRAR.....	28
<i>Figura 6 Esquema de distribución del Sistema DHS.....</i>	<i>32</i>
Figura 7 Unidad de Distribución del afluente R-1 y R-2.....	37
Figura 8 Sedimentador con 2 deflectores y zonas de sedimentación.....	38
Figura 9. Flujo en el Sedimentador.....	38
Figura 10 Variación de la Temperatura en el reactor R-1 versus tiempo.....	48
Figura 11 Variación de la Temperatura en el reactor R-2 versus tiempo.....	49
Figura 12 Variación del pH en el R-1 versus tiempo.....	50
Figura 13 Variación del pH en el R-2 versus tiempo.....	51
Figura 14 Coliformes termotolerantes en el reactor R-1 versus tiempo.....	53
Figura 15. <i>Coliformes termotolerantes en el reactor R-2 versus tiempo.....</i>	<i>54</i>
Figura 16. DBO5 semanal y remoción total en el reactor R-1 versus tiempo.....	56
Figura 17. DBO5 semanal y remoción total en el reactor R-2 versus tiempo.....	56
Figura 18. Turbiedad promedio semanal en el reactor R-1 versus tiempo.....	57
Figura 19. Turbiedad promedio semanal en el reactor R-2 versus tiempo.....	58
Figura 20. Conductividad en el reactor R-1 versus tiempo.....	59
Figura 21. Conductividad en el reactor R-2 versus tiempo.....	59
Figura 22. Oxígeno disuelto en el reactor R-1 versus tiempo.....	60
Figura 23. Oxígeno disuelto en el reactor R-2 versus tiempo.....	61
Figura 24. Sólidos totales del afluente del reactor R-1 versus tiempo.....	62
Figura 25. : Sólidos totales del efluente (E1) del reactor R-1 versus tiempo.....	62

Figura 26. Sólidos totales del efluente de sedimentador S1 versus tiempo.....	63
Figura 27. Sólidos totales del efluente E2 del reactor R-2 versus tiempo.....	63
Figura 28. Sólidos totales del efluente del sedimentador S2 de R-2 versus tiempo.	64
Figura 29. Volumen total semanal de los sólidos sedimentables en los sedimentadores del R-1 y R-2.	64
Figura 30. Producción de lodo versus temperatura en R-1	66
Figura 31. Producción de lodo versus temperatura en R-2	66
Figura 32. Remoción de coliformes termotolerantes y eficiencia de remoción DBO5 en R-1 versus tiempo.	68
Figura 33. Remoción de coliformes termotolerantes y Eficiencia de remoción DBO5 en R-2 versus tiempo.	69
Figura 34. Eficiencia de remoción de Coliformes Termotolerantes en el reactor R-1 versus tiempo.....	70
Figura 35. Eficiencia de remoción de Coliformes Termotolerantes en el reactor R-2 versus tiempo.....	71
Figura 36. Coliformes termotolerantes versus temperatura en el punto de monitoreo E1.	72
Figura 37. Coliformes termotolerantes en R-2 versus temperatura en el punto de monitoreo E2.	73
Figura 38. Comparación de eficiencia de remoción DBO5 entre los efluentes del R-1 y R-2 versus tiempo.	76
Figura 39. Eficiencia de remoción de turbiedad en los efluentes del R-1 y R-2 versus tiempo.	78
Figura 40. Variación del oxígeno disuelto en el reactor R-1	80
Figura 41. Variación del oxígeno disuelto en el reactor R-2	80
Figura 42 Comparación de eficiencia de remoción del oxígeno disuelto en R-1 y R-2 versus tiempo.....	81
Figura 43. Valores promedio de sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales en el R-1.	82
Figura 44. Valores promedio de sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales en el R-2.	83
Figura 45. Sólidos totales versus temperatura en el reactor R-1.....	83
Figura 46. Sólidos totales versus temperatura en el reactor R-2.....	84
Figura 47. Producción de lodo y eficiencia de remoción de DBO ₅ versus Carga Orgánica en el efluente E1 de la etapa I.	86

Figura 48. Producción de lodo y eficiencia de remoción de DBO_5 versus Carga Orgánica en el efluente E2 de la etapa I.	87
--	----

Introducción

La presente investigación realiza un estudio sobre la remoción de los coliformes termotolerantes en un sistema de tratamiento Down Flow Hanging Sponge (DHS). La tecnología de los reactores DHS se usa como tratamiento secundario de aguas residuales principalmente para los efluentes provenientes de reactores UASB. Este sistema se caracteriza por utilizar como medio filtrante esponjas de poliuretano y cuya instalación dentro del reactor la va diferenciando en 6 tipos o generaciones, siendo la de esta investigación el reactor DHS de tercera generación tipo filtro percolador.

Capítulo I. Parte introductoria

1.1 Generalidades

La presente investigación realiza un estudio sobre la remoción de coliformes termotolerantes mediante el uso de un reactor Down Flow Hanging Sponge (DHS) de tercera generación. La tecnología de los reactores DHS se usa como tratamiento secundario de aguas residuales principalmente para los efluentes provenientes de reactores UASB utilizados en tratamientos primarios. El sistema DHS se caracteriza por utilizar como medio filtrante esponjas de poliuretano, siendo la de esta investigación el reactor DHS de tercera generación.

1.2 Descripción del problema de investigación

Una de las causas del problema de no lograr una adecuada remoción de coliformes termotolerantes en el país, radica en que la tecnología de tratamiento más común son las lagunas de estabilización sin desinfección química, las cuales, requieren de grandes áreas para su implementación y al ser diseñadas con menos de 20 días de tiempo de retención, no llegan a cumplir con los límites máximos permisibles (LMP) para coliformes termotolerantes según los análisis realizados en el diagnóstico de plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) en el ámbito de las empresas prestadoras elaborado en el 2022 por la SUNASS (SUNASS, 2022).

Además, la Dirección General de Asuntos Ambientales (DGAA) del Ministerio de Vivienda Construcción y Saneamiento (MVCS) señala en su informe de evaluación de los monitoreos de calidad de los efluentes de las PTARs del 2022 que el 71% de las PTARs no cumplen con los LMP y que el 60% no cumplen con el LMP para coliformes termotolerantes (MVCS, 2022) por lo que estas aguas no pueden ser destinadas para reúso.

Ante esta problemática de la disponibilidad de áreas y de la calidad de los efluentes en la remoción de coliformes termotolerantes en las plantas de tratamiento es necesario

realizar estudios en las condiciones climatológicas del país con la aplicación de tecnologías más compactas que utilicen menores áreas y que brinden los beneficios requeridos por la legislación vigente en la protección de los cuerpos de agua para la eliminación de coliformes termotolerantes con tecnologías de bajo costo y poder destinarlas para reúso o disponerlas en cuerpos de agua.

1.3 Objetivos del estudio

Considerando la importancia de mejorar la calidad biológica en los efluentes de las plantas de tratamiento de aguas residuales y estos puedan cumplir con los LMP y los Estándares de Calidad Ambiental del agua en términos de coliformes termotolerantes empleando tecnologías de bajo costo y de estructuras compactas que requieran poca área, se realiza esta investigación que permite conocer el comportamiento del reactor Downflow Hanging Sponge (DHS) de tercera generación en la eliminación de coliformes termotolerantes como postratamiento del efluente de un reactor UASB de agua residual de origen doméstico.

1.3.1 Objetivo general

Estudiar el comportamiento y la eficiencia de remoción de los coliformes termotolerantes mediante el uso de un reactor Downflow Hanging Sponge de tercera generación en el tratamiento de aguas residuales domesticas.

1.3.2 Objetivos específicos

Evaluar la eficiencia de remoción de los coliformes termotolerantes y de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5) los sólidos totales y sólidos volátiles totales en reactores DHS de tercera generación.

Evaluar la producción de lodos en el efluente de los reactores DHS de tercera generación y la remoción de turbiedad en los sedimentadores que reciben este efluente.

Determinar características operacionales del medio filtrante de la esponja utilizada en los reactores DHS de tercera generación.

1.4 Antecedentes investigativos

Uemura et al. (2002) estudiaron un sistema de reactores UASB-DHS instalado en Japón y demostró que es superior comparado al sistema convencional de lodos activados en cuanto a la reducción de coliformes termotolerantes. En este reactor DHS de primera generación como postratamiento del reactor UASB se obtuvo una remoción total de 2.57 log de coliformes termotolerantes y 95% de DBO₅ en el sistema conformado por 152 esponjas, con un volumen de 0.0513 m³ y un área superficial de 6.84 m² con un tiempo de retención hidráulico (TRH) de 6 h en el reactor UASB y 2 h para el reactor DHS.

Tawfik et al. (2005) realizaron un estudio con un reactor DHS de tercera generación como postratamiento de un reactor UASB. Este reactor DHS tenía un volumen de 136 L, una altura de 3.5 m y 0.22 m de diámetro. Dentro del reactor se instalaron 51.6 L de esponja divididos en 4 segmentos en el reactor los que ocupaban el 38% del volumen del reactor y cuyas características principales fueron 30 Kg/m³ de densidad, porosidad del 90% y 63mm de tamaño de poro. El reactor fue operado por 6 meses con un tiempo de retención hidráulico de 2.7 h y una temperatura ambiental promedio de 15°C. Tawfik et al. (2005) obtuvieron una remoción de coliformes termotolerantes de 2.6 log teniendo en el afluente $6.2 \times 10^7 \pm 1.3 \times 10^6$ NMP/100 mL y un efluente con $2.7 \times 10^3 \pm 3.1 \times 10^3$ NMP/100 mL. Los valores obtenidos de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO₅) fueron de 67 ± 40 mg/L en el afluente y 2.3 ± 2 mg/L en el efluente logrando una eficiencia de 96.5%. En esta investigación se estudió también la biomasa retenida a lo largo del reactor y se encontraron valores muy cercanos entre la concentración de los sólidos totales y los sólidos volátiles acumulados en cada segmento con un contenido de cenizas de 71%, 66%, 75% y 67%.

El trabajo realizado por Tawfik et al. (2006) se hizo en un reactor DHS de tercera generación de 136 L, de altura 3.5m y 0.22 m de diámetro y se obtuvo una remoción de coliformes termotolerantes de 1.3 log. En la investigación se establece que el mecanismo de eliminación más importante para los coliformes termotolerantes es la adsorción, seguida de la depredación. Asimismo, señala que esta remoción de coliformes termotolerantes se produce luego de aumentar el tiempo de retención hidráulico de 1 a 6 horas, así como al reducir el tamaño de los poros de la esponja de 1.92 a 0.56 mm y reducir el volumen aparente de la esponja de 51.60 a 12.90 L indicando que estos 3 factores físicos del tiempo de retención hidráulico, el tamaño de los poros y el volumen aparente de la esponja son los parámetros más importantes para la eliminación de coliformes termotolerantes. En esta investigación se trabajó con una variación de pH 6.5 a 9.0, la cual no influenció en la absorción de las esponjas para la eliminación de coliformes termotolerantes.

Tandukar et al. (2007) en una investigación desarrollada en Japón señalaron que la combinación UASB con DHS de quinta generación en comparación con un sistema de lodos activados es una opción viable y rentable en países de bajos recursos. Esta viabilidad se sustenta en que el uso de energía es mínimo, disminuyendo significativamente los costos de operación y logrando efluentes que cumplen con las normas de descargas de la mayoría de los países en desarrollo. Señala también, que la combinación UASB con DHS tiene una producción 15 veces menor de volumen de lodos en comparación con el sistema de lodos activados. Con respecto a los coliformes termotolerantes se obtuvo una reducción de 3.7 log llegando a un valor en el efluente de 3.8×10^4 NMP/100 mL. También se indicó que en el periodo de temperatura ambiental menor a 20°C se produjo una ligera caída en la eliminación de coliformes. Se encontró una eficiencia de remoción en los sólidos suspendidos de 56.09% que implicó una variación de 41 a 18 mg/L en este reactor operado con tiempo de retención hidráulico de 2.5 horas. El exceso de producción de lodo del sistema DHS fue de sólo 0.02 kg SST/kg DQO removida que representa el 2.5% de la DQO total o el 7% de los SST. El índice volumétrico de lodo fue de 25 mL/g SST.

Mahmoud et al. (2011) realizaron un estudio en Egipto comparando 2 sistemas: un reactor UASB-reactor DHS y un sistema de tanque de sedimentación primario (PST) con reactor DHS. El sistema DHS era de 1.70 m de alto con 23 cm de diámetro con un volumen de esponja de 3.36 L. Las características de la esponja fueron de 30 kg/m³ de densidad y una porosidad de 90%. El reactor tenía 4 módulos separados para dar una ventilación natural a 0.70, 1.40, 2.10 y 3.30 m respecto de la base del reactor. Los resultados en el efluente final con respecto a los coliformes termotolerantes fue de 2.7×10^2 NMP/100mL en el primer sistema y 6.5×10^3 NMP/100mL en el segundo, logrando una remoción de 4.4 log y 3.4 log respectivamente, concluyendo que es necesario adicionar un sistema de desinfección antes de la descarga para uso agrícola. Además, se concluyó que se obtuvo buena calidad de los efluentes respecto a la DBO total llegando a obtener valores de 95 ± 2 mg/L en el primer reactor y 96 ± 2 mg/L. En esta investigación se recomienda el uso de reactores DHS como tecnología compacta y rentable para el post tratamiento de aguas residuales municipales, especialmente en países en desarrollo.

Uemura et al. (2011) desarrollaron en Japón otra investigación de reactor DHS con esponjas colgantes como post tratamiento de reactores UASB comparando 3 reactores de similares dimensiones y con un volumen total de esponja de 240 cm³ utilizando en cada uno de ellos diferentes tamaños de esponjas. Los valores de área superficial de las esponjas fueron de 480, 430, 384 cm² siendo la más pequeña la de mayor área superficial). En la investigación se lograron eficientes resultados en la eliminación de DQO, y coliformes termotolerantes para un periodo de retención de 2 horas. Se demostró que los medios de esponjas de tamaños más pequeños tenían mejores resultados, teniendo como explicación que estas esponjas más pequeñas logran una mejor absorción de oxígeno en el agua residual que fluye hacia abajo a través de los reactores. La remoción de coliformes termotolerantes logro alcanzar valores de 2.95, 2.32, 2.19 log respectivamente. Con respecto al oxígeno disuelto señala que los valores de este parámetro van aumentando a

lo largo del reactor llegando incluso a la saturación y que fue más eficiente este parámetro utilizando las esponjas más pequeñas por tener mayor área superficial.

Onodera et al. (2013) estudiaron un reactor DHS de sexta generación de 3.50 m de altura con tiempo de retención hidráulico de 2 horas operado a temperatura ambiental de 10 a 28°C. La investigación se estudió en 3 fases diferenciando la ventilación natural: fase 1 (90 días) solo con ventanas en la zona de ingreso y salida, fase 2 (segundo año) con 3 separaciones entre módulos de 15 cm (ventanas) distribuidas a lo largo del reactor (a los 0.90 m, 1.80 m y 2.70 m) dividiéndolo en 4 módulos y la fase 3 con la primera ventana abierta (2.70 m) y las demás cerradas. Obtuvo una DBO₅ en el efluente de 16 ± 8 mg/L, 9.4 ± 2 mg/L, 11 ± 6 mg/L en cada fase y mantuvo una alta concentración de oxígeno disuelto de 4, 7 y 8 mg/L respectivamente. Con respecto a la concentración de lodos en la esponja, se obtuvieron valores expresados en gramos por volumen de esponja de sólidos suspendidos totales de 100 g/L en el afluente y 15.4 g/L, 16.7 g/L, 17.1 g/L y 13.1 g/L en el efluente de cada módulo a los 730 días en la fase 3. El exceso de producción de lodo, basado en el volumen del efluente del DHS fue de 9.8 mg SST/L, lo que corresponde a 0.12 gSST/gDBO eliminado. El exceso de lodo producido tuvo una relación de SVT/SST de 0.66 y un índice de volumen de lodo de 35 mL/gSST.

Tawfik et al. (2015) estudiaron la remoción de parásitos y patógenos en un reactor DHS de tercera generación hecho en PVC de 1.30 m³ de volumen con altura de 3.50 m y 0.64 m de diámetro el cual estaba dividido en 4 segmentos iguales con 91 L de esponja cada uno. Estas esponjas contenidas en un portador plástico ocupaban el 38% del volumen del reactor, tenían 30 Kg/m³ de densidad, 90% de porosidad y 63 mm de tamaño de poro. El reactor fue operado con un TRH de 3.2 h y se determinó un valor de coliformes termotolerantes de $8.1 \times 10^5 \pm 1.5 \times 10^2$ NMP/100mL en el afluente y $7.1 \times 10^4 \pm 1.2 \times 10^2$ en el efluente con eficiencia de 1.06 log (90%). Con Respecto a la DBO₅ tuvo una remoción del 56 ± 5 % en los primeros 2 segmentos, llegando hasta un 14 ± 2 % en el tercer y cuarto

segmento del reactor. El promedio de sólidos volátiles totales retenidos en el primer, segundo, tercer y cuarto segmento fueron 45 ± 18 , 38 ± 18 , 36 ± 16 and 34 ± 7 g/L-esponja.

Okubo y co-investigadores (2016) realizaron un estudio a gran escala por un periodo de un año en India sobre el rendimiento de un reactor DHS de tercera generación utilizando como medio esponjas de poliuretano cilíndricas de 33 mm de diámetro y 32 mm de largo. Este estudio comprendió 3 etapas, en la cual la primera y segunda etapa se utilizó un caudal de $500 \text{ m}^3/\text{d}$ con un tiempo de retención de 1.33 horas y en la tercera etapa el caudal fue de $1000 \text{ m}^3/\text{d}$ con un tiempo de retención hidráulico fue 0.66 horas. Durante la segunda etapa se implementó una recirculación igual a 1, y presentó mejores remociones en cuanto al parámetro de la DBO_5 , obteniendo efluentes de $10 \pm 6 \text{ mg/L}$ en la primera etapa y $4 \pm 3 \text{ mg/L}$ en la segunda etapa. La remoción de las bacterias coliformes termotolerantes en los reactores alcanzaron valores de 1.7 log y 1.8 log en estas etapas. En la etapa 3 el sistema alcanzó un valor de DBO_5 de $14 \pm 9 \text{ mg/L}$ y una remoción de 0.9 log en coliformes termotolerantes.

Onodera et al. (2016) realizaron una evaluación de un DHS a escala real de 5.50 m de altura y 5.30 m de diámetro. El volumen del reactor fue de 126 m^3 dividido en 2 módulos, el módulo superior con 12.60 m^3 y el segundo módulo con 31.10 m^3 ocupando el 24.7% del volumen del reactor. Las esponjas fueron instaladas en forma de cortina horizontal con una separación de 10 mm y 15 mm respectivamente. El reactor fue operado con un caudal de $500 \text{ m}^3/\text{d}$ y un TRH de 1.5 h. Este estudio evaluó el reactor con 10 días de interrupción de operación, del día 1435 al día 1446 de operación y la temperatura ambiental estuvo entre los 20 a 34°C . Con respecto a los coliformes termotolerantes se determinó que en el afluente tenían concentraciones entre 10^6 y $10^7 \text{ NMP}/100 \text{ mL}$; al día 1435 la concentración de coliformes en el efluente estuvo en el orden de $1.57 \times 10^5 \text{ NMP}/100 \text{ mL}$. Luego de los 10 días de la interrupción, la concentración de coliformes termotolerantes fue del orden de 10^5 a $10^6 \text{ MPN}/100 \text{ mL}$, medidos 540 min después del reinicio. Después de tres días del

reinicio, la concentración de coliformes termotolerantes había alcanzado los 10^4 MPN/100 mL, y se logró un estado estable, por lo que consideraron que el tiempo de recuperación fue de tres días. Antes y después de la interrupción, los niveles de oxígeno disuelto en el efluente del DHS se mantuvo entre 6.0 y 6.4 mg/L. La interrupción tuvo una concentración de oxígeno disuelto de 6.2 mg/L cuando se reinició el sistema, lo que sugiere que había oxígeno disuelto en el agua de la esponja incluso durante el periodo de interrupción. Los SST y SSV en el afluente fueron de 54 ± 6 y 41 ± 4 mg/L. Antes de la interrupción, los sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles del efluente fueron de 14 a 18 mg/L, y de 10 a 12 mg/L, respectivamente. Cuando se reinició el sistema, los sólidos suspendidos totales fueron más elevados que las anteriores a la interrupción, pero rápidamente alcanzaron un estado estable después de 90 minutos por lo que concluyeron en este estudio que el DHS tuvo una alta capacidad de eliminar los sólidos suspendidos totales durante los 10 días de interrupción.

Nomoto et al. (2018) investigaron las composiciones microbianas en un DHS a escala real en India (16 m de diámetro). Se demostró que la estructura de la comunidad microbiana de la parte superior del reactor se encontró mayor abundancia de bacterias anaerobias como las bacterias reductoras de sulfatos y van disminuyendo en la parte inferior del reactor. Este estudio también contempló el reconocimiento del tipo de bacterias que se encuentran en el reactor DHS, determinándose que entre el 37.90 y el 48.20% en promedio eran proteobacterias en todas las estaciones del año y lograron identificar también según las estaciones la preponderancia de otros tipos como: acidobacterias y plactomicetos en otoño, actinobacteria en invierno, bacteroidetes en verano.

Machdar et al. (2018) instalaron en Indonesia un reactor DHS de tercera generación como post tratamiento de un tanque séptico operado en 2 fases: la primera fase con TRH de 3 h por 324 días y la segunda fase con 4 h de TRH y 246 d. El afluente presentó valores de DBO_5 de 139 mg/L y sólidos suspendidos totales de 191 mg/L y consiguió efluentes de

46 y 26 mg/L respectivamente. La concentración de oxígeno disuelto aumentó de 1.45 – 1.90 mg/L a 5.85 – 5.9 mg/L en el reactor. Este estudio también contempló la realización de perfiles del lodo a lo largo de la altura del reactor en el día 600 de operación expresando las concentraciones de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles como gramos por volumen de esponja (g/L-esponja). La parte superior del reactor tuvo la mayor concentración de sólidos suspendidos totales del lodo con un valor de 40.7 g/L-esponja lo que se explica por ser la primera zona en recibir el afluente a tratar y la parte inferior del reactor con 18.5 g/L-esponja.

Nurmiyanto et al. (2019) señalaron que el sistema DHS como post tratamiento de reactor UASB conforma un proceso alternativo para el tratamiento de aguas residuales para la eliminación orgánica y que en las últimas décadas se han realizado varios estudios donde se muestra la eficiencia y solidez en plantas a escala real. También señala que los estudios de perfiles de oxígeno disuelto se han realizado utilizando microelectrodos y se concluye que la parte exterior de la esponja se desarrolla de manera aerobia con suficiente cantidad de oxígeno disuelto, entre 4 a 6 mg/L aproximadamente y que posteriormente este valor disminuye hacia el centro de la esponja por debajo del límite de detección lo que indica la existencia de una zona anóxica en la esponja. Este estudio también concluye que la desventaja de la tercera generación es la forma de disponer las esponjas en el reactor de manera aleatoria porque le genera una falta de transferencia de aire en el medio dentro del reactor e indica que puede remover 89% de DBO₅ con 2 h de tiempo de retención hidráulico.

Wasel et al. (2019) investigaron un reactor DHS de tercera generación de 0.88 m de altura y 16 cm de diámetro con 25 L de volumen de esponja de 30 Kg/m³ de densidad y 90% de porosidad. Se hizo un estudio para determinar eficiencias de eliminación de contaminantes orgánicos y metales pesados utilizando diferentes concentraciones de un quelante en el agua residual. Los quelantes son sustancias que forman complejos con

iones de metales pesados que se les conoce como quelatos. Se utilizó este quelante para remover los metales pesados presentes en las aguas residuales y se estudió la remoción de coliformes termotolerantes. Los resultados muestran para un tiempo de retención hidráulico de 3 h y una concentración de quelante de 0.7 g/L los coliformes termotolerantes disminuyen de 2.4×10^5 hasta 3.2×10^3 NMP/100mL y con una concentración de quelante de 1.4 g/L se consiguió una remoción de coliformes termotolerantes de 5.2×10^6 a 200 NMP/100 mL.

El-Tabl et al. (2018) realizaron una investigación con un reactor DHS de tercera generación de 0.16 m de diámetro y 0.80 m con esponjas de 30 Kg/m³, porosidad de 90% y tamaño de poro de 63 mm utilizando 0.5 g/L de un quelante orgánico. hallaron remociones de 75% de sólidos totales disueltos. La eficiencia de remoción de coliformes termotolerantes fue del 94% (25 ± 5 UFC/100mL) identificando que el volumen de esponja era el factor más importante en la remoción de los coliformes termotolerantes.

Tra Van-Tung et al (2021) investigaron sobre los procesos de desarrollo biológico y su conexión con la tasa de carga hidráulica (5.56 y 11.12 m³/m².d) mediante la utilización de un reactor DHS con esponja colgante de 0.5 m³/d. Los resultados indicaron que los sólidos suspendidos totales fueron eliminados de manera moderada, logrando eficiencias del 69.7% y 75.6%. Este análisis concluye que la tecnología empleada se presenta como una solución práctica para el tratamiento, especialmente en áreas con limitados recursos, aprovechando la ventilación natural.

En el Perú se han realizado varias investigaciones sobre los reactores DHS en el Centro de Investigación de Tratamiento de Aguas Residuales y Residuos Peligrosos (CITRAR) de la Universidad Nacional de ingeniería (UNI). Uno de ellos es Vega-Príncipe (2018) que estudió la remoción de carga orgánica y coliformes Termotolerantes en un reactor DHS de primera generación con recirculación del 50%. El reactor DHS estuvo conformado por dos cilindros de acrílico de 0.30 m de diámetro y 0.80 m de alto cada uno

colocados en serie con un total de 288 esponjas colgadas de 5 cm de arista en forma de cubo y opero por 160 días con un caudal de 345.60 L/día y un tiempo de retención hidráulico de 3 h de los cuales, 1.75 h fueron en el reactor DHS y 1.25 h en el sedimentador. Los resultados mostraron que el sistema fue capaz de remover 2.62 log de coliformes termotolerantes (99.759%) y además 90.18% de DQO, 88.81% de DBO₅, 90.59% de SST.

Quispe-Paucar (2019) evaluó la eficiencia en remoción de coliformes termotolerantes y DBO₅ por 95 días en reactores DHS de primera generación. Los 2 reactores DHS de 2 módulos cada uno usaron esponjas de diferente tamaño. El reactor DHS 1 de módulo uno y dos y el reactor DHS 2 de módulo tres y cuatro. Los tamaños de las esponjas fueron de 4 cm, 2.50 cm, 3 cm y 5 cm de arista de cubo para los módulos uno, dos, tres y cuatro respectivamente. Los reactores fueron operados con un caudal de 97.5 L/día y 1.5 h de TRH. El efluente del reactor DHS 1 tuvo una remoción de coliformes termotolerantes de 2.03 log y el efluente del reactor DHS 2 obtuvo remoción de coliformes termotolerantes de 1.79 log.

Otra investigación realizada en CITRAR por Yaya et al. (2015) compararon 3 reactores DHS, 2 de tipo cubo con y sin recirculación y un tercer reactor de tipo cortina. Estos operaron con tiempos de retención hidráulica de 2.9, 1.5, y 2.5 horas respectivamente. El promedio de remoción de coliformes termotolerantes estuvo en el orden de 4.74, 3.42 y 1.25 log y una reducción en la DBO₅ de 80.9, 93.6 y 84.9 mg/L en el afluente a 19.5, 6.2, y 14.9 mg/L en el efluente de cada reactor. Los resultados también muestran un significativo aumento en el oxígeno disuelto del efluente de los reactores de 0.8 a 5.6 mg/L, de 0.4 a 6.1 mg/L y de 2.3 a 4.9 mg/L en cada reactor.

En la Tabla 1, se muestra un resumen de algunos de los antecedentes señalados de donde se tiene que las eficiencias de remoción de coliformes termotolerantes está comprendida entre 0.68 a 4.4 log. Considerando los reactores de la misma generación de esta investigación, se tiene el mínimo valor de 0.68 log de remoción de coliformes

termotolerantes para un tiempo de retención hidráulico comprendido entre 1.33 h y 3.20 h con cargas orgánicas comprendidas entre 0.0005 KgDBO/d y 31 KgDBO/d.

Estos resultados llevan a concluir que el sistema DHS de tercera generación presenta una eficiencia en la eliminación de coliformes termotolerantes de 0.68 log y estabilidad en el tratamiento de la carga orgánica del efluente de un reactor UASB.

Mahmoud et al. (2011) lograron en su investigación un incremento de oxígeno disuelto de 7.2 mg/L en un reactor DHS de tercera generación de 2 h de TRH y en el caso de la investigación de Machdar et al. (2018) señalaron un incremento de oxígeno disuelto de 4.45 mg/L con TRH de 3 h.

En la investigación realizada por Tandukar et al. (2007) en un reactor DHS de quinta generación de 2.5 h de TRH, se logró un incremento de oxígeno disuelto de 5.4 mg/L en el efluente, mientras que en el trabajo realizado por Quispe-Paucar (2019) se logra un incremento de oxígeno disuelto de 6.81 mg/L en un reactor DHS de primera generación con 1.5 h de TRH.

Tabla 1. Cuadro resumen de antecedentes.

	DHS (G)	THR (h)	Temp. °C	CF NMP/100 mL		DBO ₅ Mg/L		Caudal m ³ /día	Carga Orgánica KgDBO/día A	Eficiencia De CT (Log)	Remoción DBO ₅ (%)	Porosidad %
				A	E	A	E					
Umera et al. (2002)	1	2	25	4.7x10 ⁴	6.5x10 ²	53.33	8	N.I.	N.I.	1.86	95%	80.3
Tafwik et al. (2005)	3	2.7	11-20	6.2x10 ⁷	1.3x10 ⁷	67	2.3	0.0072	0.0005	0.68	96.60%	90
Tandukar et al. (2007)	5	2.5	9-28	5.3x10 ⁷	3.8x10 ⁴	136	16.5	96800	13164.80	3.14	87.90%	90
Mahmoud et al. (2011)	3	2	22-33	6.8x10 ⁶	2.7x10 ²	87	11	0.8	0.0696	4.40	87.36%	90
Uemura et al. (2011)	1	2	N.I.	5.61x10 ⁶	6.68x10 ³	N.I.	N.I.	0.0028	N.I.	2.92	98.40%	N.I.
Onodera et al. (2013)	6	2	9-27	6.42x10 ⁶	1.97x10 ⁴	93	12	500	46.50	2.51	87.10%	70
Tafwik et al. (2015)	3	3.2	N.I.	8.1x10 ⁵	7.1x10 ⁴	105	4.2	N.I.	N.I.	1.06	96%	90
Okubo et al. (2016)	3	1.33	18-26	6.3x10 ⁶	2.4x10 ⁵	62	10	500	31.00	1.42	91.00%	98
Onodera et al. (2016)	2	1.5	20-34	1x10 ⁶	1x10 ⁴	N.I.	N.I.	500	N.I.	2.00	N.I.	98
Wasel et al. (2019)	3	6	N.I.	2.4x10 ⁵	3.2x10 ³	157	110	N.I.	N.I.	1.88	30.23%	90
Vega-Principe (2018)	1	1.75	23.41-29.80	2.86x10 ⁷	6.89x10 ⁴	150.67	22.77	0.3456	0.0521	2.62	84.89%	90.18
Quispe-Paucar (2019)	1	1.5	12.7-29.4	4.6x10 ⁶	7.53x10 ⁴	89.38	17.58	0.0975	0.0087	1.79	80.33%	94.13
Yaya et al. (2015)	1	2.9	17.4-23.6	6.1x10 ⁶	2.1x10 ⁴	104.4	19.5	0.0122	0.0013	2.46	80.90%	91
	2	2.49	17.4-23.6	5.6x10 ⁶	7.5x10 ⁵	98.8	14.9	0.0864	0.0085	0.87	84.90%	47

Nota. N.I. No indica.

Leyenda:

G : Generación del reactor DHS.
 CF : Coliformes termotolerantes.
 A : Afluente.
 E : Efluente.

1.5 Hipótesis

El reactor DHS de tercera generación es un sistema de post tratamiento del reactor UASB que permite una remoción mayor a 0.68 log de coliformes termotolerantes presentes en el efluente del reactor UASB.

Capítulo II. Marco teórico y conceptual

2.1 Tratamiento Biológico de aguas residuales

El objetivo principal es la reducción de la materia orgánica y la eliminación de nutrientes haciendo que las bacterias que intervienen, cierren los ciclos elementales (por ejemplo, de C, N y P).

La base del diseño de este proceso biológico implica la creación y evolución de ambientes ecológicos específicos donde la selección natural favorecerá a microorganismos capaces de prosperar en las condiciones ambientales particulares. En este proceso de selección, se identifican componentes como donantes de electrones (como la materia orgánica), receptores de electrones (como el O₂ o el NO₃), nutrientes, temperatura, pH, hidrodinámica del agua, junto con otros factores (Hernández et al., 2017).

Se define a los microorganismos entonces, como catalizadores en el tratamiento de las aguas residuales de los cuales unas porciones de ellos son patógenos para el hombre. Los patógenos de las aguas residuales se encuentran en todas las clases de microorganismos como en los virus (virus de la hepatitis A por ejemplo o los Enterovirus causante de la gastroenteritis), bacterias (como *Escherichia coli*, causante también de gastroenteritis; *Salmonella typhi* causante de la fiebre tifoidea o la *Salmonella* de la salmonelosis; el *Vibrio cholerae*, causante del cólera), protozoos (como la *Giardia lamblia*, causante de giardiasis, *Balantidium coli* causante de la balantidiasis), nematodos (*Ascaris lumbricoides* causante de la ascariasis, *Fasciola hepática* causante de la fascioliasis) y los platelmintos (*Taenia saginata* que causa la teniasis, *Trichuris trichiura* causante de la tricuriasis (Hernández et al., 2017).

Los microorganismos más importantes en el tratamiento son las bacterias. Entre estas bacterias se encuentra la *Escherichia coli* de origen fecal perteneciente al grupo coliforme el cual es el más utilizado como indicador de contaminación fecal en aguas residuales domésticas (Romero-Rojas, 2004).

2.1.1 Requerimientos nutricionales para el crecimiento bacteriano.

La cantidad requerida de los microorganismos de compuestos inorgánicos y de carbono dependerá del crecimiento neto de la biomasa y de la masa microbiana (Metcalf & Eddy, 2014).

Los requisitos básicos de los microorganismos reflejan la composición química del protoplasma. Los microorganismos que utilizan el dióxido de carbono, como la única fuente del carbón, se denominan autótrofos, mientras que aquellos que obtienen el carbono de fuentes orgánicas solamente, se les denomina Heterótrofos (Metcalf & Eddy, 2014).

Los organismos autótrofos se abastecen únicamente de formas inorgánicas de nitrógeno. Por otro lado, los heterótrofos pueden adquirir nitrógeno de forma inorgánica en algunas situaciones, mientras que en otras dependen de la materia orgánica para satisfacer sus necesidades de nitrógeno. Los organismos autótrofos obtienen su energía a partir de sustancias inorgánicas o, en el caso de las formas que realizan la fotosíntesis, de la energía lumínica. Los Heterótrofos obtienen su energía de fuentes orgánicas solamente (Hernández et al., 2017).

En plantas de tratamiento de aguas residuales, la composición de las bacterias que se encuentran suele ser de aproximadamente un 75-80% de agua y un 20-25% de materia seca (Hernández et al., 2017).

2.1.2 Fuentes de carbono y energía

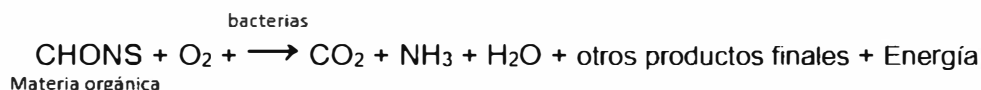
Todas las células vivas realizan una serie de procesos químicos, a ellos se le denomina metabolismo. El metabolismo se divide en 2 categorías: el catabolismo, son las reacciones de suministro de energía de la célula y el anabolismo que comprende aquellas reacciones que utilizan esta energía para sintetizar los constituyentes celulares a partir de fuentes de carbono y otros nutrientes (Metcalf & Eddy, 2014).

La generación de energía implica la necesidad de contar con un agente donante. (materia orgánica o amonio) y un receptor de electrones (oxígeno o nitrato).

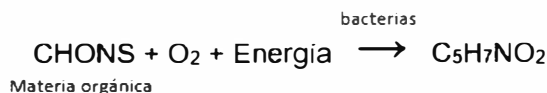
Para la biosíntesis, las fuentes de carbono pueden ser orgánicas o inorgánicas. Las fuentes de energía son de 3 tipos, orgánica, inorgánica y de la luz, pero la variedad de combinaciones de donantes y receptores de electrones genera una amplia diversidad de microorganismos (Hernández et al., 2017).

Romero-Rojas (2014) señala que la finalidad del proceso aeróbico es obtener la energía necesaria para la producción de tejido celular recién formado. En situaciones en las que no hay disponibilidad de materia orgánica, el tejido celular se somete a un proceso de respiración endógena, convirtiéndose en productos gaseosos y energía que se utiliza para el mantenimiento. Las reacciones del catabolismo, anabolismo y autólisis se dan de manera simultánea y se describen de la siguiente manera:

- Catabolismo (Sea por oxidación o descomposición)



- Anabolismo (síntesis o asimilación)



- Autólisis (respiración endógena o autooxidación)



De esta última reacción, se deduce que para oxidar 113 gramos de biomasa se requieren 160 gramos de oxígeno; es decir, que para oxidar un gramo de biomasa se consumen 1.42 gramos de oxígeno (Romero-Rojas, 2004).

2.1.3 Condiciones Ambientales

Son de vital importancia para un favorable crecimiento de los microorganismos. Los factores ambientales principales son el oxígeno, la temperatura, el pH y la presión osmótica que está directamente relacionada con la concentración de sales.

El requerimiento de oxígeno varía ampliamente entre los microorganismos por una tolerancia, necesidad o sensibilidad molecular. En el caso de los

organismos aerobios, utilizan oxígeno y pueden necesitarlo para su funcionamiento, aunque algunos también pueden operar en ausencia de O₂ (aerobios facultativos). En contraste, los organismos anaerobios no hacen uso de oxígeno (O₂), aunque algunos pueden tolerarlo en ciertas situaciones (llamados anaerobios aerotolerantes), mientras que otros no lo toleran en absoluto (Metcalf & Eddy, 2014).

La temperatura ejerce un impacto sustancial en la velocidad de crecimiento de los microorganismos. Cada grupo tiene un rango de temperatura óptimo que es bastante estrecho. Conforme la temperatura se eleva, se observa un aumento gradual en la velocidad de crecimiento, hasta que se llega a un punto crítico en el cual se produce una drástica reducción debido a la desnaturalización de las proteínas a temperaturas más altas (Metcalf & Eddy, 2014).

Hernández et al. (2017) indican que el crecimiento o deterioro de las bacterias está influenciado por el pH o nivel de acidez del entorno. En su mayoría, las bacterias se reproducen óptimamente en un rango de pH que va desde 6.7 hasta 7.5. En un rango ácido, las acidófilas se multiplican rápidamente. Las neutrófilas prosperan a un pH de 7 y en un rango alcalino crecen las alcalófilas.

2.1.4 Procesos Aerobios en el tratamiento de aguas residuales

Se refiere a la forma de respiración que implica el uso de oxígeno como receptor final de electrones. En este proceso, el oxígeno se reduce mientras que el carbono, así como la materia orgánica o inorgánica, se oxidan (Romero-Rojas, 2004).

Las bacterias son los organismos más importantes en el tratamiento aerobio porque son excelentes oxidantes de la materia orgánica y crecen bien en aguas residuales, siendo capaces de formar una capa floculenta gelatinosa de muy buenas características para la remoción de la materia orgánica (Hernández et al., 2017).

Los procesos aerobios se llevan a cabo con el propósito de adquirir la energía requerida para la creación de nuevo tejido celular. Cuando no hay materia orgánica disponible, el tejido celular recurrirá a la respiración endógena, generando productos gaseosos y energía para mantener sus funciones. La oxidación biológica se produce a través de las reacciones simultáneas de catabolismo, anabolismo y autólisis (Hernández et al., 2017).

2.1.5 Crecimiento Celular

Hernández et al. (2017) dividen en cuatro fases el crecimiento en las que cambian el sustrato y la concentración de biomasa.

- Durante la fase de retardo, hay un incremento mínimo en la biomasa y un consumo limitado del sustrato, debido a que las células están adaptándose a la nueva condición.
- Durante la etapa de crecimiento exponencial, la biomasa aumenta a su tasa más rápida, consumiendo la mayor parte del sustrato disponible.
- En la fase estacionaria, se observa una limitada disponibilidad de sustrato externo, y la concentración de biomasa permanece en niveles relativamente estables.
- La etapa de decaimiento se relaciona con la descomposición de la biomasa, ya que implica el agotamiento del carbono interno y de las reservas de energía para el mantenimiento celular, además de estar sujeta a factores como la depredación y la lisis (Hernández et al., 2017).

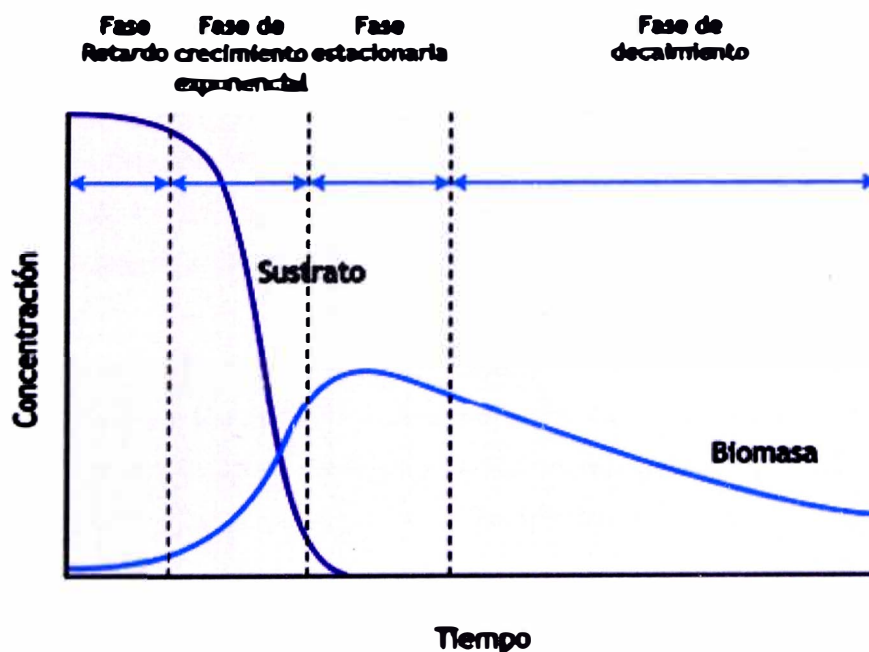


Figura 1 Evolución de la biomasa por medio de cultivo en lote

Fuente: Hernández, Buitrón, Lopez-Vazquez & Cervantes, 2017

2.1.6 Eliminación de Patógenos

Los organismos patógenos son aquellos que pueden ser excretados por una persona enferma (bacterias, virus, y protozoarios).

Los microorganismos que se transmiten típicamente a través de la ruta fecal-oral son comúnmente denominados patógenos entéricos. Estos microorganismos colonizan el tracto gastrointestinal y se caracterizan por su habilidad para mantenerse viables en el agua y en los alimentos. En el caso de las bacterias entéricas, pueden proliferar fuera del organismo huésped en situaciones propicias, como altas temperaturas y la existencia de una cantidad adecuada de materia orgánica.

Las bacterias entéricas más problemáticas en aguas residuales son *Campylobacter*, *Salmonella*, *Cholerae*, *Shigella*, *Vibrio*, y la enteropatógena *Escherichia coli* (Metcalf & Eddy, 2014).

2.1.7 Bacterias Coliformes

El grupo coliforme abarca a todos los bacilos gramnegativos, que pueden ser aerobios o anaerobios facultativos y no forman esporas. Estos microorganismos fermentan la lactosa y producen gas en un período de 24 ± 2 a 48 ± 2 horas a 35°C .

La importancia de determinar el grupo coliforme en las aguas residuales radica en que es un indicador de calidad por el grado de contaminación que representa (Metcalf & Eddy, 2014).

El grupo coliforme comprende cuatro géneros pertenecientes a la familia Enterobacteriaceae. Estos son el *Citrobacter*, *Escherichia*, *Enterobacter* y *Klebisella* y Del grupo de organismos, el género *Escherichia* (especie E.coli) parece ser el más representativo de la contaminación fecal (Metcalf & Eddy, 2014).

Coliformes termotolerantes

Son bacterias que se basan en su habilidad para producir gas (o colonias) cuando se incuban a una temperatura elevada de $44.5 \pm 2^{\circ}\text{C}$ durante 24 ± 2 horas.

La mortalidad de las bacterias coliformes se ve afectada por la cantidad y la composición de la materia orgánica presente en el agua, además de su temperatura. Cuando el agua contiene niveles significativos de materia orgánica y presenta temperaturas elevadas, las bacterias coliformes pueden multiplicarse en mayor cantidad (Hernández et al., 2017).

La eliminación de organismos patógenos está referida a una serie de procesos y operaciones unitarias como: condiciones adversas en la que los organismos patógenos no pueden desarrollarse, el tiempo de retención en el proceso de tratamiento, así como el pH y la temperatura y demás factores fisicoquímicos.

Otros procesos importantes son la relación alimento/microorganismos cuando se estimula el consumo de materia orgánica y se produce la aceleración de las tasas metabólicas (Hernández et al., 2017).

2.2 Biopelícula bacteriana (biocapa)

En los sistemas de biopelícula, los microorganismos se encuentran adheridos en una capa compacta que se forma en la superficie sólida. En este tipo de reactor, no es preciso realizar un proceso de separación mediante sedimentación para mantener la biomasa activa.

La biopelícula puede crecer en prácticamente cualquier tipo de superficie, ya que primero entra en contacto con la materia orgánica presente en el agua. En la interfase agua: superficie se deposita una capa orgánica, que cambia las propiedades químicas y físicas de la superficie y mejora las posibilidades de fijación de las bacterias (Piera, 2003).

Bajo condiciones favorables de pH y temperatura, los microorganismos que se encuentran en el agua residual, favorecen a la reproducción y formación de la biopelícula adherida mediante la oxidación de la materia orgánica (Piera, 2003).

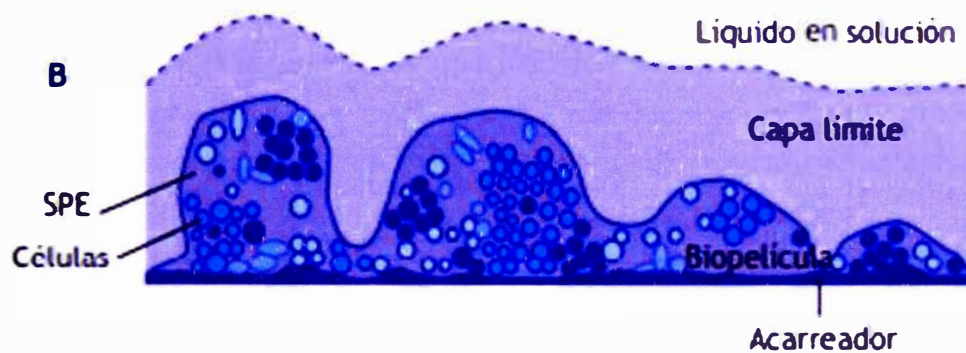


Figura 2 Representación simplificada de los componentes de un sistema de biopelícula.

Fuente: Hernández, Buitrón, Lopez-Vazquez & Cervantes, 2017

Nota: SPE: sustancias poliméricas extracelulares

Una biopelícula está conformada por diversos componentes, entre los que se incluyen el líquido en suspensión, la capa límite, la propia biopelícula y el soporte de la biopelícula, que también se conoce como acarreador.

La creación de esta biopelícula estará determinada por el arrastre de la biomasa que se encuentra en suspensión., es decir, del tiempo durante el cual los sólidos se mantienen en suspensión en el sistema. Si la tasa de arrastre de las bacterias en suspensión es mayor que la tasa de crecimiento de un grupo específico de microorganismos, entonces estos microorganismos crecerán de manera preferencial formando una biopelícula (Hernández et al., 2017).

2.2.1 Fases del Desarrollo

Son 3 las principales etapas en las que se lleva a cabo la formación del biofilm: la adhesión inicial, la proliferación y el desprendimiento, siendo los mecanismos físicos (adsorción y el atascamiento) los encargados de inmovilizar las bacterias del flujo de agua residual que atraviesa un medio poroso (Hernández et al., 2017).

Hernández et al (2017) indicaron que la adhesión de los microorganismos a una superficie puede ser activa, que involucra la acción de flagelos, pili, adhesinas, cápsulas y cargas superficiales, o pasiva, que ocurre debido a la gravedad, difusión y dinámica de fluidos. En condiciones usuales, las células bacterianas son mutuamente repelidas por la superficie debido a las cargas eléctricas similares que poseen. Sin embargo, en cuestión de minutos, las bacterias que se encuentran en

libertad en la superficie acondicionada establecen una conexión reversible con ella, la cual está influenciada por las cargas eléctricas presentes en las bacterias. Estas interacciones pueden ser de naturaleza electrostática o hidrófoba, así como implicar fuerzas de Van der Waals, pero no conllevan una unión química. Si esta conexión persiste durante suficiente tiempo, pueden surgir nuevas estructuras químicas y físicas que la convierten en una unión permanente e irreversible.

La adsorción es la retención de bacterias en el medio poroso donde los poros son de mayor tamaño que las bacterias mientras que el atascamiento se da en el caso que las bacterias, no pueden atravesar el espacio vacío del medio, ya sea por la forma de las bacterias (como las flageladas), el grado de saturación del agua o de obturación del medio (Hernández et al., 2017).

Tchobanoglous et al. (2003) señalaron que cuando aumenta el grosor de la biopelícula, se hace más difícil el consumo del sustrato del agua residual y se realiza antes de que este pueda incorporarse a las capas inferiores de la biopelícula las que al perder su fuerza de adhesión debido a que metabolizan sus reservas de alimento y son arrastradas por el flujo del líquido.

2.2.2 Observación de la biopelícula

Un funcionamiento adecuado del reactor debe facilitar la creación de una biopelícula lo bastante densa para que pueda consumir el sustrato, pero al mismo tiempo, prevenir el exceso de acumulación de biopelícula para evitar la obstrucción de los poros del material filtrante.

De manera similar a los filtros percoladores, los reactores DHS de tercera generación confiarán en el desprendimiento espontáneo como mecanismo para eliminar el exceso de la biopelícula. Las fuerzas de corte o cizallamiento en el caso de los filtros percoladores, son una función de la carga hidráulica, el número de brazos en el distribuidor rotatorio, y la velocidad de rotación del distribuidor en revoluciones por tiempo (Hernández et al., 2017).

2.3 Tratamiento Anaerobio

De Lemos-Chernicharo (2006) indica que la digestión anaerobia incluye todos los procesos de fermentación que descomponen la materia orgánica y producen biogás, compuesto principalmente por metano y dióxido de carbono.

Las principales ventajas de estos procesos son:

- Reducción de hasta un 90% en la generación de exceso de lodo.
- Cuando se utilizan sistemas de lodos de lecho expandido, se logra una reducción de más del 90% en el espacio requerido.
- Consumo de energía bajo.
- No es necesario aportar oxígeno.
- Tecnología sencilla con elevadas tasas de eficacia en el tratamiento, entre otras ventajas.

a. Reactor UASB

Es una unidad de tratamiento de aguas residuales en el cual el afluente ingresa al reactor por el fondo, y fluyen hacia arriba atravesando una capa de lodo que actúa como un filtro biológico (De Lemos-Chernicharo, 2006).

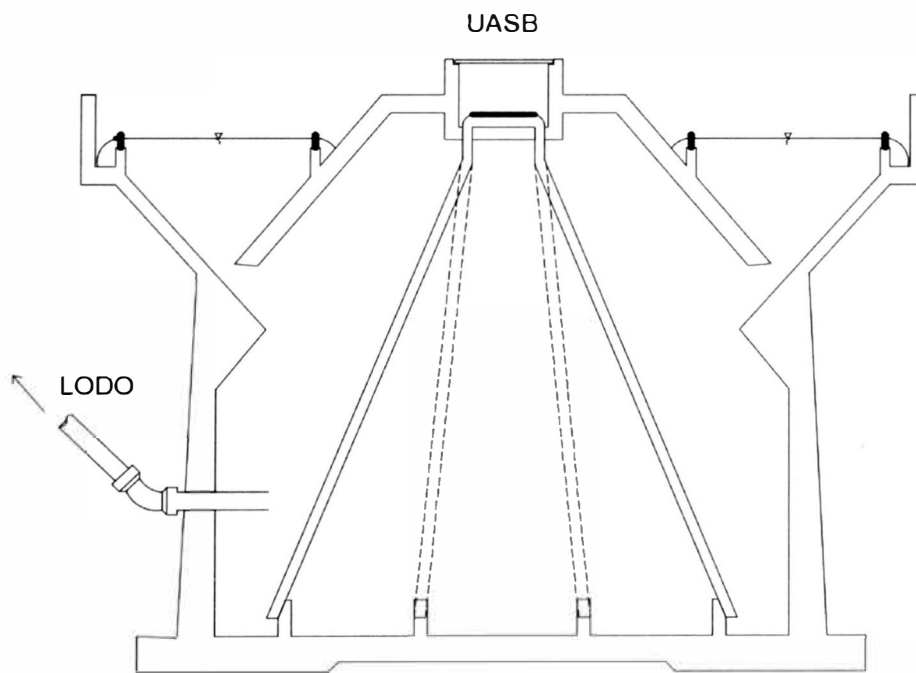


Figura 3 Esquema del reactor UASB de CITRAR

Una de las principales ventajas de este reactor es la baja producción de sólidos comparados a los obtenidos a procesos aerobios y además que esta producción de lodo, es un lodo ya estabilizado (De Lemos-Chernicharo, 2006).

El proceso de digestión se puede desglosar en cuatro etapas:

a. Hidrólisis: En esta fase, las enzimas segregadas por las bacterias fermentativas, también llamadas "exo-enzimas", convierten el material complejo y no soluble en compuestos disolventes menos complejos. Estos compuestos pueden atravesar las paredes y membranas celulares de las bacterias fermentativas (Corrales et al., 2015).

b. Acidogénesis: Durante esta etapa, los compuestos disolventes presentes en el interior de las células de las bacterias fermentativas se transforman en compuestos más simples, que luego son excretados. Los productos generados en esta fase incluyen ácidos grasos volátiles (AGVs), alcoholes, CO₂, ácido láctico, H₂, NH₃, y H₂S, así como nuevo material celular (Corrales et al., 2015).

c. Acetogénesis (producción intermedia de ácido): En esta fase, los productos de la digestión se convierten en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono, acompañado de la formación de nuevo material celular (Corrales et al., 2015).

d. Metanogénesis: En esta fase, el acetato, bicarbonato, ácido fórmico o metanol se transforman en metano, dióxido de carbono y nuevo material celular (Corrales et al., 2015).

b. Reactor UASB-TS

El reactor UASB-TS es un sistema de tratamiento que deriva de un tanque séptico modificado debido a que el flujo en el reactor es ascendente y cuenta con un dispositivo de separación trifásico, es decir, no sólo realiza la separación de sólidos como el tanque séptico convencional, sino que realiza la separación de gas/sólidos/líquido por medio de este dispositivo instalado en la parte superior (Yaya et al., 2019).

La principal ventaja de esta tecnología es que su relativa alta carga orgánica volumétrica es superior a la de un tanque séptico convencional en el rango de 33 y 60% y el ingreso del agua residual a este reactor también es de abajo hacia arriba (Yaya, 2019).

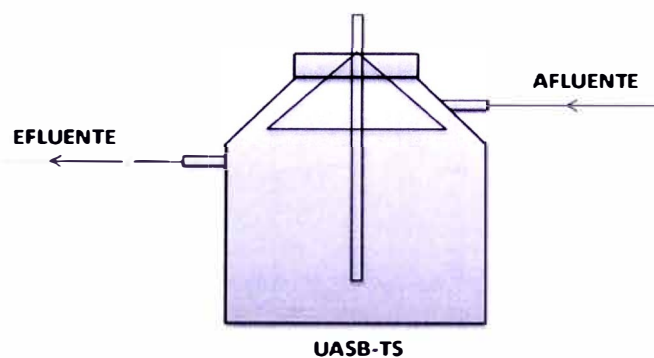


Figura 4 Esquema del reactor UASB-TS

En la Tabla 2 se muestran algunas características del efluente tratado del reactor UASB-TS de CITRAR.

Tabla 2. Características del efluente del reactor UASB-TS

Parámetro	Unidad	Valor Promedio
pH		6.64 ± 0.18
Temperatura	°C	24.92 ± 3.35
Turbiedad	UNT	67.99 ± 8.63
Coliformes termotolerantes	UFC/100mL	2.28E+09 ± 2.28E+09

Fuente: Adaptación de Yaya et.al., (2019).

Capítulo III. Marco Normativo

3.1 Decreto Supremo N° 003-2010-MINAM.

Límites Máximos Permisibles (LMP) para efluentes de PTAR (Publicado el 17 de marzo de 2010).

3.2 Decreto Supremo N° 004-2017-MINAM.

Aprueban Estándares de Calidad Ambiental (ECA) para Agua y establecen disposiciones complementarias (Publicado el 7 de junio de 2017).

Capítulo IV Metodología

4.1 Agua Residual Doméstica

El agua residual doméstica utilizada para esta investigación proviene de la planta de tratamiento piloto del Centro de Investigación en Tratamiento de Aguas Residuales y Residuos Peligrosos de la Universidad Nacional de Ingeniería – CITRAR, ubicado en Lima-Perú. Estas aguas residuales domesticas son tomadas del colector publico proveniente de las localidades de El Ángel y El Milagro del distrito de Independencia.

El agua residual de la planta piloto de CITRAR luego de ser captada es conducida hacia la zona de tratamiento preliminar (rejas gruesas, rejas finas y desarenador) para continuar con el tratamiento primario conformado por un reactor UASB de 536 m³ de capacidad. En una primera etapa el efluente de este reactor se tomó como afluente para la investigación realizada. En segunda etapa en lugar del reactor UASB se utilizó un reactor UASB-TS de 4 m³ de capacidad (Figura 5). Este cambio se realizó debido a obras de remodelación en la planta de CITRAR. A continuación, se muestra un diagrama de flujo que explica la distribución de las unidades de tratamiento de la planta de CITRAR:

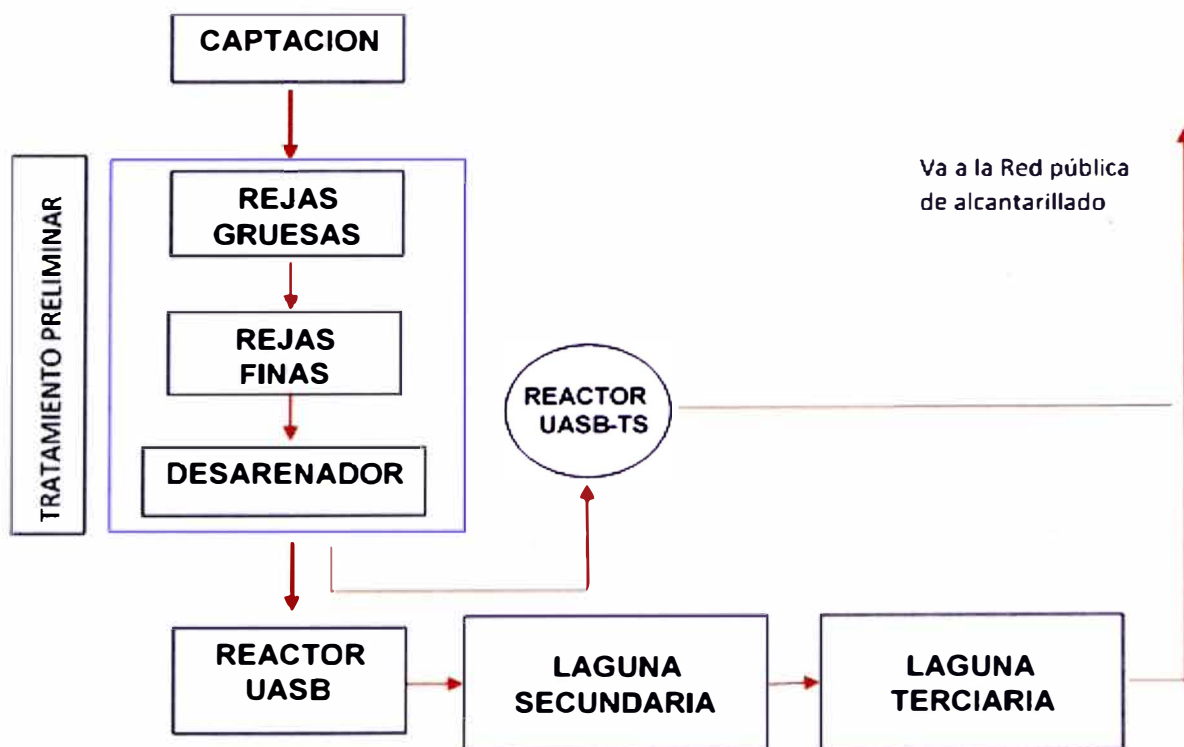


Figura 5 Esquema de distribución de las unidades de tratamiento en CITRAR

4.2 Etapas de la Investigación

La investigación se realizó en dos etapas según lo mostrado en la Tabla 3.:

Tabla 3. Etapas de Investigación en los reactores DHS

Etapas	Procedencia del afluente	Periodo de uso (Semana)	TRH (horas)
Etapa I	Reactor UASB	1 - 38	8
Etapa II	Reactor UASB-TS	39 - 44	11
		45-54	22

Según la procedencia del afluente para la investigación en los reactores DHS, la etapa I fue realizada durante las primeras 38 semanas, las cuales incluyen el periodo de acondicionamiento de los reactores y se utiliza el efluente del reactor UASB de CITRAR el cual operó con un tiempo de retención hidráulico (TRH) de 8 horas. En la etapa II se utiliza el efluente del reactor UASBT-TS de la semana 39 a la semana 44 con un TRH de 11 horas y de la semana 45 a la semana 54 con un TRH de 22 horas.

4.3 Reactor UASB

Para el desarrollo de la primera etapa de la investigación, se usó un caudal de 43.20 L/d del efluente del reactor UASB utilizado desde la semana 1 hasta la semana 38. Para obtener este caudal se aforó con la ayuda de una probeta y un cronómetro. El reactor UASB a escala piloto operó con un tiempo de retención hidráulico de 8 horas a una temperatura promedio de $25.29 \pm 2.15^{\circ}\text{C}$.

4.4 Reactor UASB-TS

Para el desarrollo de la segunda etapa de la investigación se usó un caudal de 43.20 L/d del efluente del reactor UASB-TS utilizado desde la semana 39 hasta la semana 54 de operación. Para obtener este caudal se aforó de la misma manera que en la primera etapa.

El reactor UASB-TS a escala piloto operó con un tiempo de retención hidráulico de 11 horas con un caudal de $8.64 \text{ m}^3/\text{d}$ de la semana 38 hasta la semana 44 y con un tiempo

de retención hidráulico de 22 horas con un caudal de 4.32 m³/d desde la semana 45 a la semana 54.

4.5 Reactor DHS de tercera generación

4.5.1 Descripción del sistema DHS

Se instalaron 2 reactores DHS de tercera generación denominados reactor R-1 y R-2, compuestos por dos módulos cada uno: módulo N° 1 y módulo N° 2, los cuales fueron fabricados de acrílico con forma cilíndrica y un diámetro interno de 11.5 centímetros. El módulo N° 1 tuvo una altura de 0.59 m y el módulo N° 2 una altura de 0.60 m. La separación en altura de módulo a módulo (ventana) fue de 0.10 m (Figura 6)

Se colocaron 130 esponjas en cada uno de los módulos, haciendo un total de 260 esponjas por reactor. Estas esponjas de forma cilíndrica (2.5 cm de diámetro y 3.4 cm de largo) estaban contenidas en un portador de PVC, y estaban distribuidas de manera aleatoria dentro de cada módulo.

El agua a tratar en el R-1 y el R-2 ingresaba por la parte superior iniciando su recorrido en serie por el módulo N° 1 y el módulo N° 2, y finalmente llegaban a un sedimentador cada uno denominados S1 y S2 respectivamente. Ambos sedimentadores tenían las mismas dimensiones teniendo en su interior 2 deflectores a fin de conseguir una mayor eficiencia en la sedimentación. El sedimentador S1 tuvo una capacidad de 7.18 L y el sedimentador 2 tuvo una capacidad de 7.60 L

Los reactores DHS se muestran en la Figura 6 donde se puede apreciar la unidad de almacenamiento seguido de las válvulas de ingreso en cada reactor DHS.

Los dos módulos de cada reactor DHS se instalaron en serie en forma vertical. En la parte superior de cada módulo se encuentra la unidad de distribución que permite la distribución homogénea sobre las esponjas del reactor.

Los módulos estuvieron conformados por 2 estructuras cilíndricas de acrílico transparente forradas con plástico color negro para evitar el ingreso de los rayos UV a fin de mitigar la formación de algas en la biomasa. Se instalaron 130 esponjas contenidas en portadores de PVC en cada módulo. En la parte inferior de cada módulo se instaló una malla de PVC con la finalidad de soportar las esponjas contenidas en cada módulo.

La cantidad de esponjas fueron instaladas tomando en consideración el TRH de 2.27 horas, la porosidad de la esponja entre el 96 a 98% (Onodera, 2013), el porcentaje de volumen de esponja por módulo recomendado de 38% (Tawfik et al., 2006) y el caudal de diseño.

Se utilizaron portadores que eran unos cilindros huecos de material plástico, el cual brinda un soporte exterior a la esponja. Las esponjas con el portador de plástico fueron colocadas de manera aleatoria en cada módulo haciendo un total de 260 esponjas con portador por cada reactor, previo a la instalación, las esponjas fueron inoculadas con lodo aerobio para facilitar el arranque del reactor.

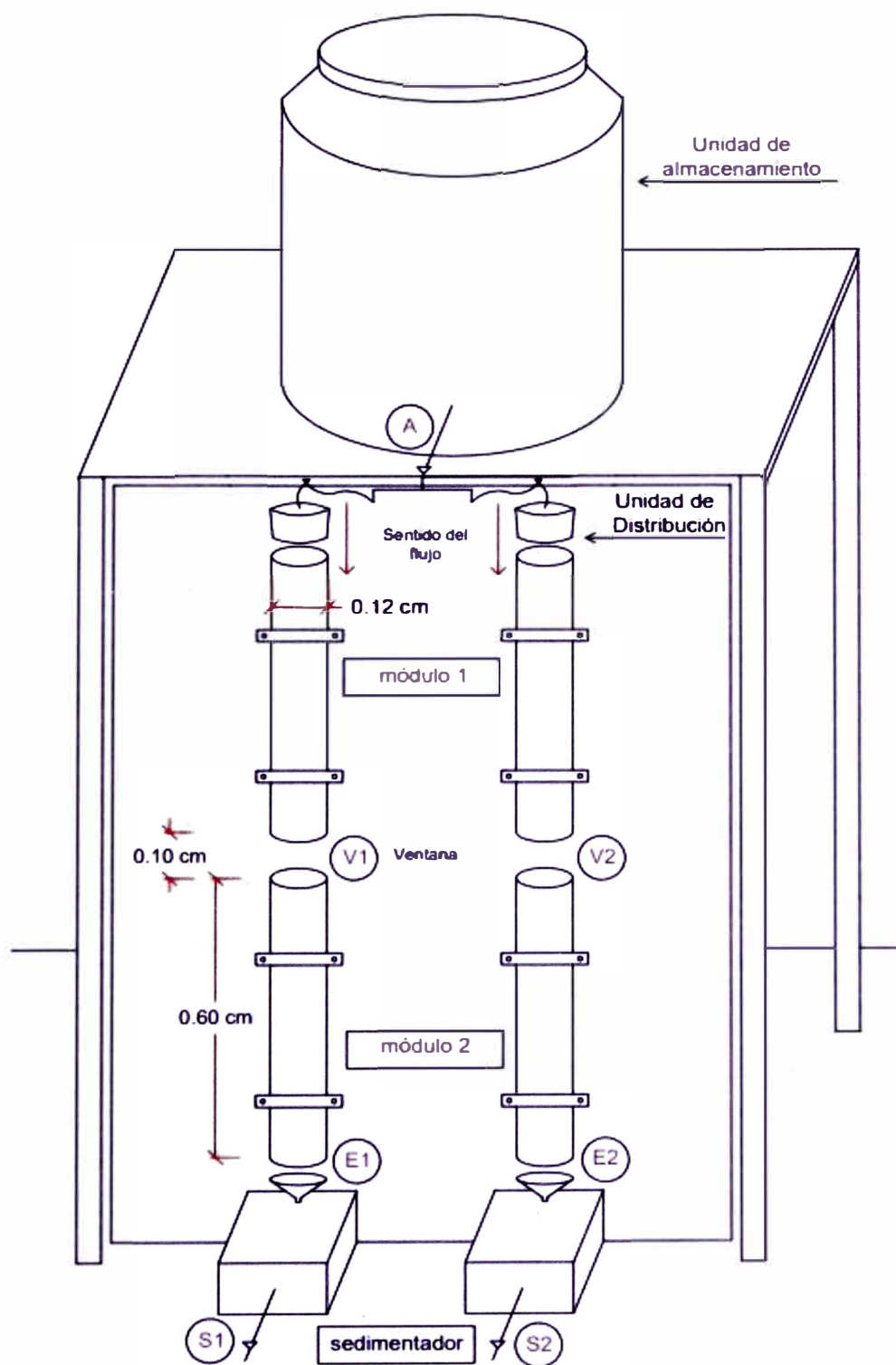


Figura 6 Esquema de distribución del Sistema DHS.

Leyenda:

A		Afluente del R-1 y R-2.
V1		Ventana 1. Efluente del primer módulo del R-1.
V2		Ventana 2. Efluente del primer módulo del R-2.
E1		Efluente del segundo módulo del R-1.
E2		Efluente del segundo módulo del R-2.
S1		Efluente del sedimentador del R-1.
S2		Efluente del sedimentador del R-2.

4.5.2 Puntos de monitoreo

Se analizaron 4 puntos de monitoreo para cada reactor (Ver Tabla 4) haciendo un total de 7 puntos de monitoreo:

- Afluente de R-1 y R-2, (A).
- Efluente del primer módulo (V1) del R-1.
- Efluente del primer módulo (V2) del R-2.
- Efluente del segundo módulo del R-1 (E1).
- Efluente del segundo módulo del R-2 (E2).
- Efluente del sedimentador (S1) del R-1.
- Efluente del sedimentador (S2) del R-2.

Los puntos de monitoreo se pueden apreciar en la Figura 6 y las frecuencias de monitoreo de cada uno de ellos se realizaron según lo indicado en la Tabla 4.

Tabla 4 : Puntos y frecuencia de monitoreo en los reactores.

PARAMETROS :	Puntos de monitoreo						
	A: Afluente	V1: Efluente modulo 1	V2: Efluente modulo 2	E1: Efluente reactor 1	E2: Efluente reactor 2	S1: Sedimentador 1	S2: Sedimentador 2
Temperatura	D	-	-	D	D	D	D
pH	D	-	-	D	D	D	D
Conductividad	D	-	-	D	D	D	D
O.D.	D	D	D	D	D	D	D
Turbiedad	D	-	-	D	D	D	D
Sólidos Totales	S	-	-	S	S	S	S
Sólidos Volátiles	S	-	-	S	S	S	S
Sólidos Sedimentables	-	-	-	-	-	S	S
D.B.O.	S	-	-	S	S	S	S
Coliformes Fecales	S	-	-	S	S	S	S
Control de Caudal	D	-	-	D	D	-	-

Leyenda:

- D : Monitoreo diario
- S : Monitoreo semanal a las 10:00 am
- : No se realizó monitoreo

Las mediciones diarias consistieron en el control de caudal del afluente de los reactores R-1 y R-2 a las 9:00 am, 11:00 am, 2:00 pm y 5:00 pm. Al finalizar la regulación del caudal de las 11 am se tomaron las muestras para el monitoreo para el posterior análisis en el laboratorio del CITRAR. En el caso de los parámetros semanales la toma de muestra se realizó a las 10:00 am para luego ser llevadas al Laboratorio de Investigación del Agua de la Facultad de Ingeniería Ambiental para su análisis respectivo.

4.5.3 Diseño de los reactores DHS

Para el diseño de los reactores DHS de tercera generación se tuvo en cuenta varios aspectos como las características del material filtrante (porosidad, densidad y tamaño del material), las características hidráulicas (el caudal de diseño, el tiempo de retención hidráulico).

4.5.3.1 Material de soporte

Se utilizó una espuma de poliuretano (esponja) existente en el mercado local. La densidad del material y la porosidad se consideraron como parámetros característicos del medio de soporte. Se determinó en ensayos de laboratorio dichas propiedades.

Se realizaron ensayos de laboratorio para conocer la densidad real y la densidad aparente de la esponja utilizada.

Se tomaron 10 muestras de esponjas las cuales fueron cortadas en forma cúbica, luego pesadas en una balanza electrónica marca Shimadzu. Cada muestra de esponja fue introducida en un vaso de precipitado que contenía 100 ml de agua. Con la ayuda de una bagueta, las esponjas fueron sometidas a presión en el interior del vaso con agua con la finalidad de expulsar el aire contenido en las esponjas hasta que se observó que ya no se originaban burbujas de aire. Una vez sin aire, las esponjas no flotaban y los espacios vacíos (poros) se llenaban de agua para lograr la saturación de las esponjas. Seguidamente, se retiró la esponja del vaso precipitado con la ayuda de una pinza y se midió el volumen de agua remanente en el vaso.

La diferencia entre el volumen inicial de agua y el volumen remanente, da como resultado, el volumen de espacios vacíos ocupado por el agua o volumen de agua absorbido por la esponja.

La densidad aparente se calculó de la siguiente manera:

$$\text{Densidad Aparente} = \frac{\text{Peso de la esponja}}{\text{Volumen de la esponja}}$$

El volumen real de la esponja se determina calculando la diferencia entre el volumen de la esponja con el volumen de espacios vacíos.

La densidad real de la esponja es la relación entre el peso de la esponja y el volumen real.

La porosidad del medio (esponja) se determinó como la capacidad de almacenamiento de un fluido en los espacios vacíos. Esta se definió como una fracción del volumen de espacios vacíos sobre el volumen total y es expresada en porcentajes.

$$Porosidad(\%) = \frac{Densidad\ Real - Densidad\ aparente}{Densidad\ Real}$$

4.5.3.2 Características Hidráulicas

a. Tiempo de Retención Hidráulico Teórico (TRH).

El TRH se calculó con la siguiente formula:

$$TRH = \frac{Volumen\ efectivo}{Caudal\ de\ diseño}$$

b. Caudal de Diseño

Conociendo las características de la esponja (densidad y porosidad), el volumen de la esponja contenida en cada portador de PVC y el tiempo de retención hidráulico, se determinó el caudal requerido en cada reactor.

Definido el tiempo de retención hidráulico se calculó el volumen efectivo del medio de soporte en el reactor. Para ello se determina el volumen de cada módulo, el volumen de cada reactor y el volumen de cada esponja.

Se calculó la cantidad total de esponjas por cada módulo y con el dato de la porosidad se calculó el volumen efectivo de las esponjas. Se tuvo en cuenta que el volumen de las esponjas sea menor que el 38.8% del volumen total del reactor, según las recomendaciones de Tafwik et al. (2005).

El volumen efectivo de la esponja se considerará teniendo en cuenta la cantidad total de esponjas utilizadas, su volumen y la porosidad de las mismas.

$$Vol.\ efec.\ esponja = Vol.\ esponja * Cant.\ esponjas * porosidad$$

El caudal de diseño de se define como la diferencia entre el volumen efectivo de esponjas y el tiempo de retención hidráulico (TRH), como se indica a continuación:

$$Caudal\ de\ Diseño = \frac{Volumen\ efectivo\ de\ esponjas\ en\ R.\ DHS}{TRH}$$

4.5.4 Distribución de caudal

En la primera etapa (ver Tabla 3), el agua residual (afluente) fue bombeado desde el sedimentador del reactor UASB de CITRAR con una canastilla colocada a 0.45 m de la superficie del reactor. En la segunda etapa, el agua residual provenía del reactor UASB-TS de CITRAR. Para realizar este bombeo, primero se llenaba un tanque de almacenamiento de 100 litros ubicado a la salida del reactor UASB-TS y desde ahí se bombeaba con una canastilla colocada a 1 m de la superficie de este tanque.

Esta agua residual fue recolectada en la unidad de almacenamiento conformada por un tanque de PVC de 250 L de capacidad ubicado sobre los reactores R-1 y R-2. Dentro de esta unidad de almacenamiento se instaló un dispositivo de mezcla conformado por una paleta giratoria que trabajaba a 36 rpm con la finalidad de que no se formen sedimentos en el fondo de esta unidad.

El caudal del afluente ingresó en el reactor por gravedad desde la unidad de almacenamiento por medio de una manguera de $\frac{1}{4}$ pulgada de diámetro hacia la unidad de distribución de caudal, el cual consistió en un recipiente plástico de 11 cm de diámetro y 6 cm de altura donde se realizaba la medición y calibración del caudal, el mismo que fue instalado en la parte superior del primer módulo. La unidad de distribución (ver Figura 7) tenía una tapa con orificio en el centro, por donde ingresaba el afluente por medio de una manguera. La base de esta unidad tenía 60 orificios de 1 mm de diámetro distribuidos aleatoriamente en toda el área con lo cual se conseguía un goteo homogéneo, en toda el área superficial de los reactores, sobre las esponjas contenidas en los reactores con un flujo vertical de arriba hacia abajo.

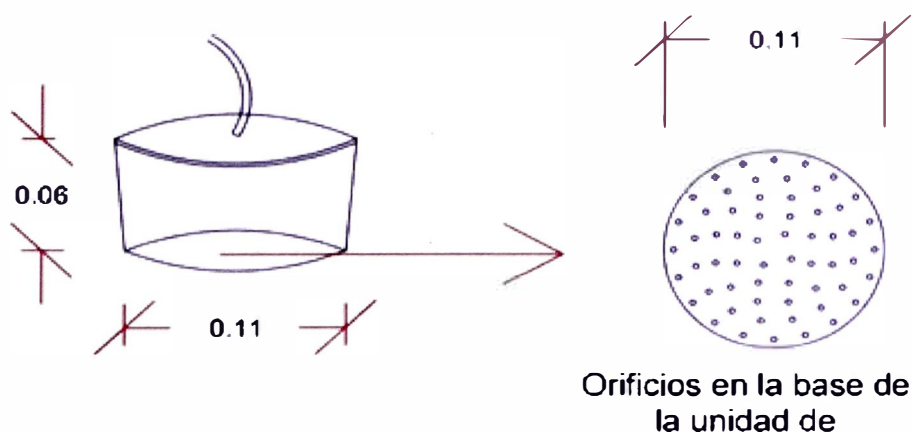
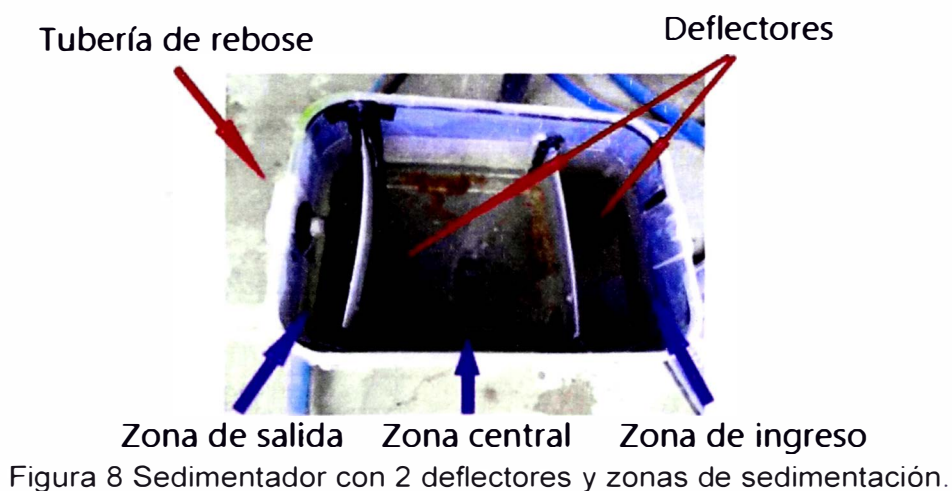


Figura 7 Unidad de Distribución del afluente R-1 y R-2.

Nota: Distancias expresadas en cm.

4.5.5 Características del sedimentador

Se instaló 1 unidad denominada sedimentador en cada sistema del R-1 y R-2. Los sedimentadores estaban compuestos por 2 recipientes de plásticos de forma rectangular con 2 deflectores en su interior con tapa y tenían una capacidad de 11.8 L. Una tubería de rebose de PVC de 1" de diámetro a 0.10 m de altura respecto de la base fue instalada a la salida de esta unidad con una válvula para toma de muestra y unión universal para su fácil retiro para realizar el mantenimiento. Los deflectores instalados dividían al sedimentador en 3 zonas: zona de ingreso, zona central y zona de salida. El volumen efectivo del sedimentador S1 fue de 7.18 L y del sedimentador S2 de 7.60 L.



El efluente del segundo módulo del reactor fue recolectado en un sedimentador por medio de un embudo de brazo largo que llegaba hasta el fondo de la zona de ingreso del sedimentador. El flujo de agua pasaba por rebose de la zona de ingreso a la zona central, para luego pasar por la parte inferior del segundo deflector hacia la zona de salida, evacuando por medio de una tubería de rebose en la cual se instaló una válvula para el punto de monitoreo (S1, S2).

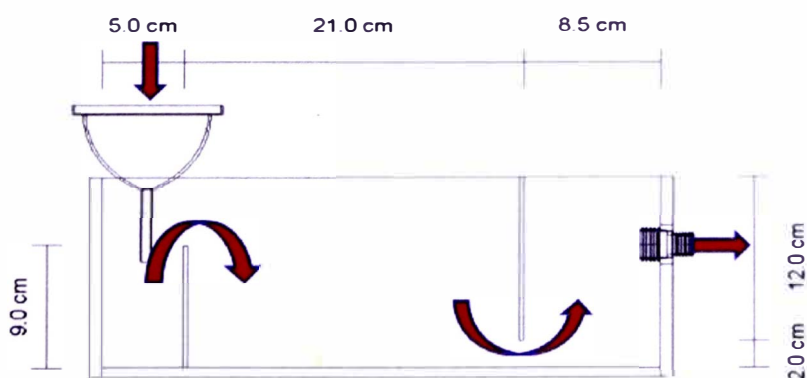


Figura 9. Flujo en el Sedimentador.

4.6 Métodos Analíticos

Los análisis de laboratorio se realizaron usando las técnicas analíticas descritas en los Métodos Estándar para el análisis de agua y aguas residuales (APHA, 2017).

Las muestras diarias de agua residual fueron recogidas en frascos de vidrio de 250 mL y transportadas al laboratorio de CITRAR en una caja de poliestireno expandido (tecnopor) para aislarlas de la temperatura ambiental. Las muestras fueron vertidas en vasos de PVC de 200mL para su medición con el equipo.

4.6.1 pH y Temperatura del agua residual (°C)

Para medir la temperatura y el pH presente en el agua residual se utilizó un equipo medidor portátil HQ30d multimedidor digital marca HACH.

4.6.2 Turbiedad, (UNT)

Para medir la turbiedad del agua residual se utilizó un equipo medidor portátil colorímetro modelo DR860 marca HACH.

4.6.3 Conductividad, (uS/cm)

Para medir la conductividad del agua residual se utilizó un equipo de mesa marca HANNA modelo HI8633.

4.6.4 Oxígeno Disuelto, (mg/L)

Para medir el Oxígeno Disuelto presente en el agua residual se utilizó un equipo medidor portátil HQ40d multimedidor digital marca HACH.

4.6.5 Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO5), (mg/L)

Para medir la demanda bioquímica de oxígeno de la muestra de agua residual se utilizó el método de las diluciones según el método 5210 B. 5-Day BOD Test del Standard

Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2017). El análisis se realizó en el LIA-FIA.

Los volúmenes de muestra usados por pipeteo directo en botellas de 300 mL por cada punto de monitoreo fueron:

Tabla 5 : Volumen de dilución a partir de la semana 15.

Unidad	Botella 1 (ml)	Botella 2 (ml)	Botella 3 (ml)	Botella 4 (ml)
A	4	5	6	7
E1, E2	12.5	15	17.5	20
S1, S2	12.5	15	17.5	20

Tabla 6 : Volumen de dilución a partir de la semana 16.

Unidad	Botella 1 (ml)	Botella 2 (ml)	Botella 3 (ml)	Botella 4 (ml)
A	5	10	15	20
E1, E2	20	25	30	35
S1, S2	20	25	30	35

Tabla 7 : Volumen de dilución a partir de la semana 20.

Unidad	Botella 1 (ml)	Botella 2 (ml)	Botella 3 (ml)	Botella 4 (ml)
A	5	10	15	20
E1, E2	25	30	35	40
S1, S2	25	30	35	40

Tabla 8 : Volumen de dilución a partir de la semana 34.

Unidad	Botella 1 (ml)	Botella 2 (ml)	Botella 3 (ml)	Botella 4 (ml)
A	5	10	15	20
E1, E2	25	30	35	40
S1, S2	40	50	60	70

4.6.6 Sólidos Totales (ST), (mg/L)

Para medir los sólidos totales se utilizó el método volumétrico 8074SM 2540B de los Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2017), Sólidos totales a 103-105°C. El análisis se realizó en el LIA-FIA. Se utilizó los crisoles de 50 mL, la balanza de precisión de 4 dígitos marca Shimadzu modelo AY120, la plancha de evaporación, el horno eléctrico a 105°C y el desecador.

4.6.7 Sólidos totales fijos (STF) y Sólidos totales volátiles (STV), (mg/L)

Para medir los sólidos fijos y volátiles se utilizó el método 2540E de los Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2017), Sólidos fijos y volátiles incinerados a 550°C. El análisis se realizó en el LIA-FIA. Se utilizaron los crisoles de 50 mL, la balanza de precisión de 4 dígitos marca Shimadzu modelo AY120, la mufla a una temperatura de 550°C y el desecador.

4.6.8 Coliformes termotolerantes, (UFC/100mL)

Para medir los Coliformes termotolerantes se utilizó el Método 8074 de Filtración por Membrana y Ampollas de Caldo m-FC y mFC/RA PourRite (Hach,2017). El análisis se realizó en el LIA-FIA. Se utilizó el equipo autoclave para esterilizar la peptona utilizada en las diluciones y se usó el agar base m-FC en las placas Petri, el equipo de filtración al vacío y el equipo de baño maría a 44.5°C. El agar m-FC es un sistema de indicador diferencial compuesto por azul de anilina y ácido rosólico, el cual al utilizarlo da un color azul a las colonias de coliformes termotolerantes, mientras que el resto de microorganismos da un color gris/crema.

4.6.9 Sólidos Sedimentables, (mL/L)

Este parámetro de Sólidos Sedimentables se utilizó para cuantificar la producción de lodos generados por el sistema DHS acumulados en el sedimentador del R-1 y R-2. El contenido del sedimentador fue retirado a un recipiente en el que se homogenizó la muestra y esta se vertió en un cono Imhoff.

Procedimiento:

- Se extrajo el agua residual del sedimentador y se colocó en un recipiente de PVC (balde) de 10L para homogenizar la muestra del lodo retenido y el volumen de agua contenido en el sedimentador.
- Luego de ser agitada la muestra del recipiente de PVC se vertió 1 litro en un cono Imhoff y se dejó sedimentar por 1 hora. El resultado de los sólidos sedimentables se registró en mL/L.
- La frecuencia del ensayo se realizó cada vez que se realizaba la limpieza de la unidad, en forma semanal, motivo por el cual se llevaba un control de los días exactos que se realizaba la limpieza de la unidad.

4.6.10 Producción de lodos

Este parámetro permite medir el volumen de lodos por litro producido en el R-1 y R-2. Por consiguiente, se calcula el volumen total de sólidos sedimentables producido en un periodo acumulado multiplicando el valor de sólidos sedimentables medido en el cono Imhoff por el volumen total del sedimentador y se calcula el volumen de agua residual total que ingresa al sistema durante el periodo acumulado multiplicado por el número de días del periodo y el caudal en L/día por cada fecha de muestreo.

$$VSSed \text{ (mL/L)} = \frac{\text{Volumen lodos en el sedimentador acumulado en el periodo}}{\text{Volumen de agua residual que ingresa al sistema en el periodo}}$$

Capítulo V. Resultados

5.1 Porosidad

En la Tabla 9 a continuación se muestran los resultados de los pesos y volúmenes de los 9 ensayos:

Tabla 9 : Volumen promedio absorbido por la esponja en los 9 ensayos

Ensayo	Dimensiones de la esponja (cm)			Volumen(cm ³)	Masa (g)	Volumen de agua inicial (ml)	Volumen remanente de agua (ml)	Volumen de agua absorbido por la esponja (ml)
	Largo	Ancho	Alto					
1	3.00	2.90	3.90	33.93	0.444	100	67.5	32.5
2	3.00	2.80	3.90	32.76	0.421	100	68.4	31.6
3	2.60	2.80	3.90	28.39	0.357	100	74.7	25.3
4	3.00	2.70	3.80	30.78	0.401	100	69.3	30.7
5	3.00	2.80	3.90	32.76	0.401	100	68.4	31.6
6	2.60	2.90	3.90	29.41	0.386	100	71.1	28.9
7	3.00	2.90	3.90	33.93	0.398	100	69.3	30.7
8	3.00	2.50	3.90	29.25	0.354	100	72.0	28.0
9	3.00	3.00	3.90	35.10	0.417	100	70.2	29.8
Promedio	2.91	2.81	3.89	31.81	0.40	100.00	70.10	29.90

Fuente: Elaboración propia

Al respecto, se obtuvo un valor promedio de 31.81 cm³ de volumen de esponja con un peso de 0.40 g y 29.90 cm³ de volumen de agua absorbido por la esponja en los espacios vacíos.

La densidad aparente de la esponja fue igual a:

$$\text{masa/volumen} = 0.40/31.81 = 12.51 \text{ Kg/m}^3.$$

El volumen real de la esponja = volumen esponja – volumen de agua absorbido

$$= 31.81 \text{ cm}^3 - 29.90 \text{ cm}^3 = 1.91 \text{ cm}^3$$

Relación de vacío = volumen de agua absorbido / volumen esponja

$$= 29.90 / 31.81 = 0.94$$

En la Tabla 10, se presentan los resultados de la densidad aparente, el volumen real y la densidad real de los 9 ensayos realizados.

Tabla 10 : Volumen real de las esponjas en los 9 ensayos

Ensayo	Densidad aparente (g/cm ³)	Volumen Real (cm ³)	Densidad Real (g/cm ³)	Porosidad (%)
1	0.0131	1.43	0.31	95.79
2	0.0128	1.16	0.36	96.46
3	0.0126	3.09	0.12	89.11
4	0.0130	0.08	5.01	99.74
5	0.0122	1.16	0.35	96.46
6	0.0131	0.51	0.76	98.28
7	0.0117	3.23	0.12	90.48
8	0.0121	1.25	0.28	95.73
9	0.0119	5.30	0.08	84.90
Promedio	0.0125	1.91	0.82	94.10

Fuente: Elaboración propia

En base a los resultados obtenidos y la metodología indicada se calculó la densidad aparente y la porosidad:

$$\text{Densidad Real} = 0.40/1.91 = 821.39 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Porosidad (\%)} = 94.10 \pm 4.58 \%$$

Por consiguiente, la porosidad de la esponja utilizada tuvo un valor del 94.10 ± 4.58 % y una densidad aproximada de 12.51 Kg/m^3 .

5.2 Tiempo de retención hidráulico

El TRH se calculó de la siguiente manera:

$$TRH = \frac{\text{Volumen efectivo}}{\text{Caudal de diseño}} = 4083.31 \text{ (cm}^3\text{)} / 30 \text{ (cm}^3\text{/min)}$$

Se consideró un tiempo de retención hidráulico teórico de 2.27 horas para este sistema.

5.3 Caudal de diseño

El caudal de operación se determinó con los siguientes valores:

TRH : 2.27 horas = 8172 segundos

Volumen de cada módulo : 6128.28 cm³

Volumen de cada reactor DHS : 12256.56 cm³

Nota: Cada reactor estuvo conformado por 2 módulos.

Volumen de cada esponja : 16.69 cm³

Cantidad de esponjas por módulo : 130

Porosidad de la esponja : 94.10%

Volumen efectivo de esponja :

$$Vol.efec.esponja = 16.69 \times 130 \times 94.10\%$$

Volumen efectivo de esponjas por módulo : 2041.66 cm³

Volumen efectivo de esponjas en cada reactor : 2041.66 x 2

: 4083.31 cm³

$$Caudal\ de\ Diseño = \frac{4083.31}{8172}$$

Caudal de Diseño : 0.50 cm³/s

: 0.30 cm³/min

: 43.20 L/d

El caudal de diseño del sistema DHS fue 43.20 L/d.

$$43.20\ L/d = 0.50\ cm^3/s$$

A continuación, se muestran los resultados de temperatura, pH, coliformes termotolerantes, turbiedad, demanda bioquímica de oxígeno, conductividad, oxígeno disuelto, sólidos totales, sólidos sedimentables obtenidos durante el periodo de investigación.

5.4 Temperatura

La temperatura del afluente en el punto de monitoreo A osciló entre 13.20°C y 30.60°C y tuvo un promedio semanal de 22.44 °C $\pm$ 4.11 durante el periodo de operación del reactor DHS.

En la Tabla 11 se observa los resultados promedio de temperatura en los puntos de monitoreo A, E1, E2, S1 y S2.

Tabla 11. Valores promedio de temperatura en el sistema DHS.

	TEMPERATURA (°C)				
	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
PROMEDIO	22.44	22.15	22.63	22.19	22.67
DESV.ESTANDAR	4.11	3.99	4.02	3.98	4.05
V.MAXIMO	30.60	30.00	29.90	29.70	30.40
V.MINIMO	13.20	14.90	15.50	14.80	15.30

Fuente: Elaboración propia

n: 303 mediciones en todos los casos.

En la Figura 10, el efluente del segundo módulo del R-1, punto de monitoreo E1, la temperatura promedio fue de 22.15°C $\pm$ 3.99 con una oscilación entre 14.90°C y 30°C mientras que en el sedimentador S1 la temperatura promedio fue de 22.63°C $\pm$ 4.02 con una oscilación de 15.50°C a 29.90°C. En el efluente del segundo módulo del R-2, punto de monitoreo E2, la temperatura promedio fue de 22.19°C $\pm$ 3.98 con una oscilación entre 14.80°C y 29.70°C mientras que en el sedimentador S2 la temperatura promedio fue de 22.67°C $\pm$ 4.05 con una oscilación de 15.30°C a 30.4°C (Ver Figura 11).

Tabla 12. Valores promedio de la temperatura del Afluyente (A) del R.DHS.

	Temperatura (°C) Afluyente	
	Etapa I	Etapa II
Tiempo (semana)	1 - 38	39 - 54
Temperatura (Min-Max)	13.2 - 30.6	22.8 - 29.5
Promedio	21.14	26.96
Desv. Estandar	3.65	1.73

n: 303 mediciones

En la Tabla 12, se presenta los rangos de temperatura que se presentó durante el periodo de investigación, el promedio de temperatura por etapa en el afluyente de los reactores R-1 y R-2.

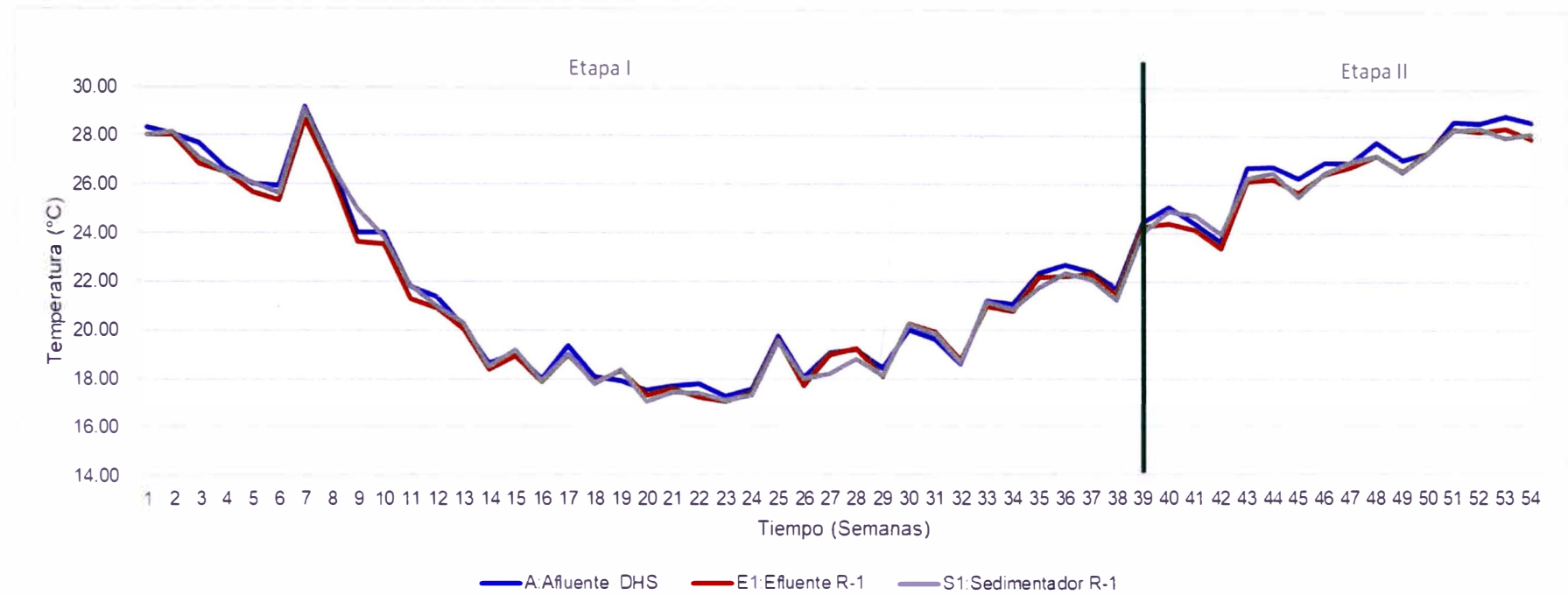


Figura 10 Variación de la Temperatura en el reactor R-1 versus tiempo.

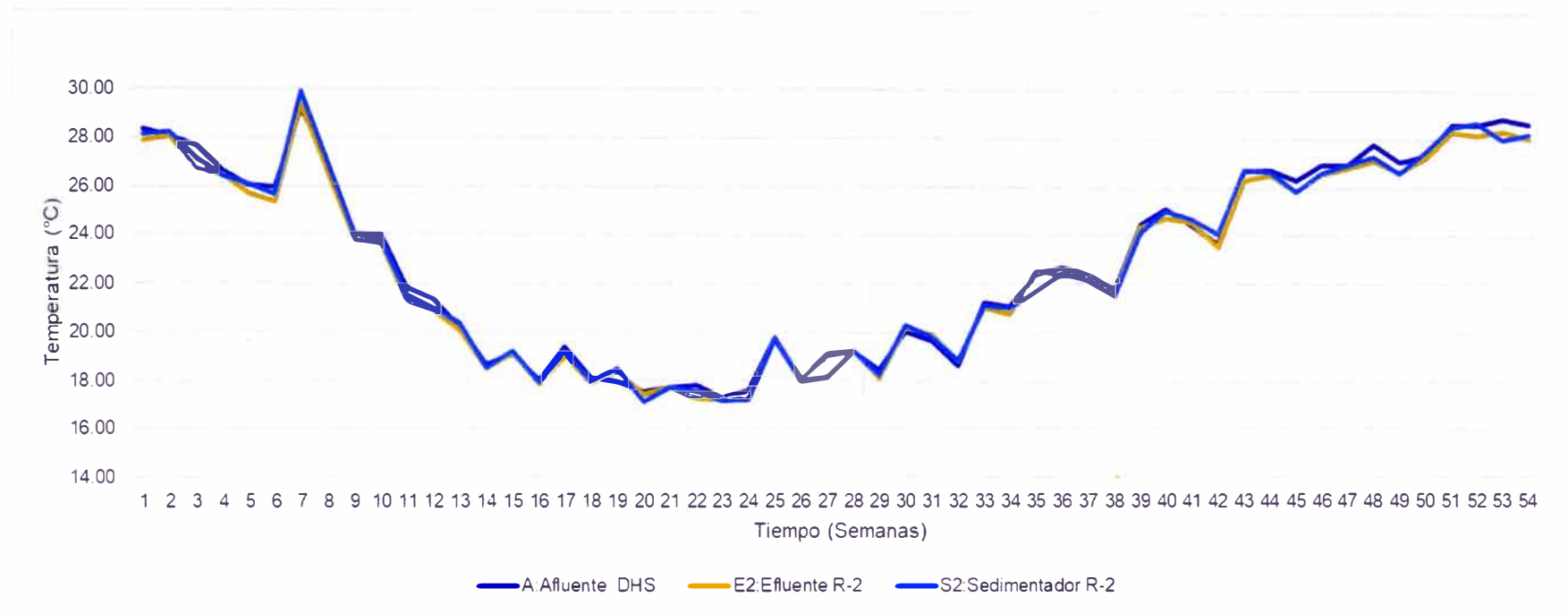


Figura 11 Variación de la Temperatura en el reactor R-2 versus tiempo.

5.5 PH

Los resultados de pH obtenidos durante el periodo de investigación se indican en la . El pH promedio en el punto de monitoreo A (afluente) fue 7.77 ± 0.22 . En el punto de monitoreo E1 se tuvo un pH mínimo de 6.63 y un valor máximo de 8.08 mientras que punto de monitoreo E2 se tuvo un valor mínimo de 6.68 y un máximo de 8.24. El valor promedio del pH en el sedimentador del R-1 fue 7.49 ± 0.33 y en el sedimentador del R-2 fue 7.69 ± 0.25 .

Tabla 13. Valores promedio de pH en el Sistema DHS.

	pH				
	A: Afluente	E1: Efluente R-1	S1: Sedimentador R-1	E2: Efluente R-2	S2: Sedimentador R-2
PROMEDIO pH	7.77	7.48	7.49	7.64	7.69
DESV. ESTANDAR	0.22	0.29	0.33	0.28	0.25
V. MAXIMO	8.40	8.08	8.19	8.24	8.25
V. MINIMO	7.10	6.63	6.38	6.68	7.10

Fuente: Elaboración propia.

n: 293 mediciones.

El reactor R-1 tuvo un valor promedio en el punto de monitoreo E1 de 7.48 ± 0.29 y un valor mínimo de 6.38 en el sedimentador del R-1 y un pH máximo de 8.19 (Figura 12). El valor mínimo en la semana 7 estuvo asociado a una descalibración del pH-metro.

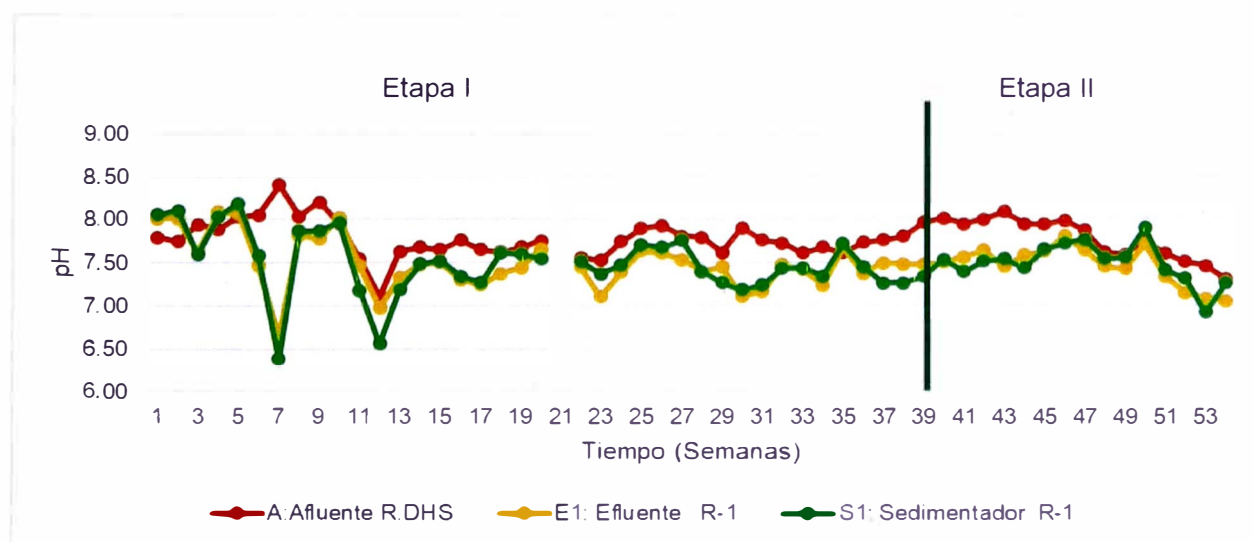


Figura 12 Variación del pH en el R-1 versus tiempo.

En el punto del monitoreo E2 del reactor R-2 se tuvo un valor promedio de pH de 7.64 ± 0.28 y un valor mínimo de 7.10 en el sedimentador del R-2 y un pH máximo de 8.25. No se realizó monitoreo del pH durante la semana 21 en ninguno de los 2 reactores (Figura 13) debido a que el pH-metro se encontraba en mantenimiento. El valor mínimo de la semana 7 y 22 se debió a una descalibración del pH-metro.

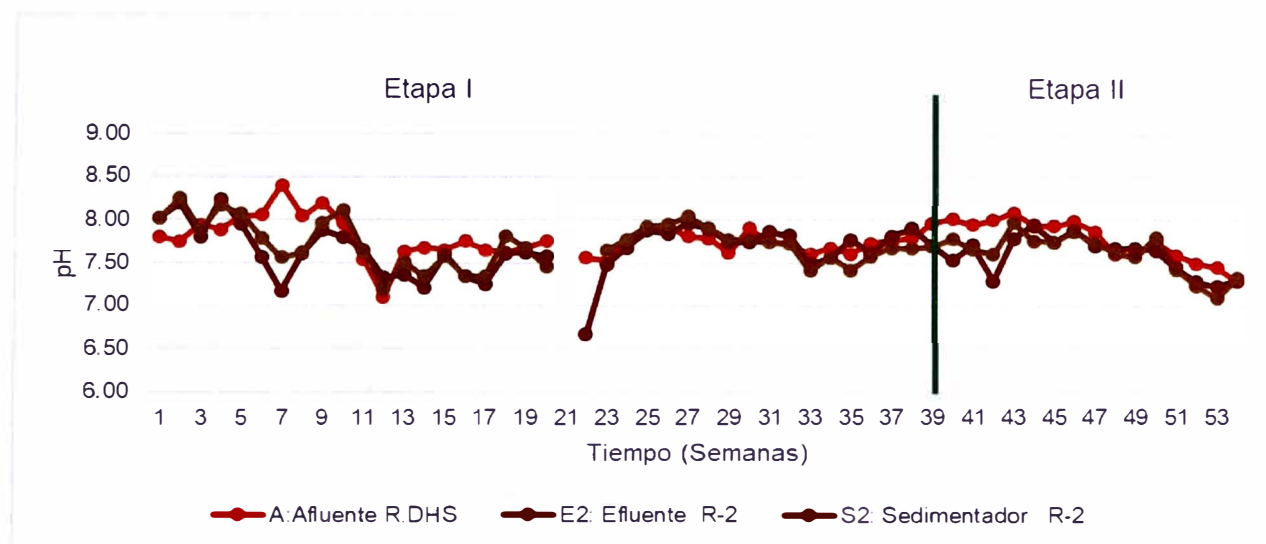


Figura 13 Variación del pH en el R-2 versus tiempo.

5.6 Coliformes Termotolerantes (CT)

De la semana 14 a la 54 se realizaron 20 ensayos de este parámetro. Los coliformes termotolerantes en el afluente del reactor DHS, punto de monitoreo A, tuvieron como resultado un valor de 7.2×10^6 UFC/100ml $\pm 4.1 \times 10^6$ con un valor mínimo de 3.4×10^6 UFC/ml y un máximo de 1.9×10^7 UFC/100ml.

En la Tabla 14 se observa los resultados promedio de los puntos de monitoreo A, E1, E2, S1 y S2.

Tabla 14. Coliformes Termotolerantes en el reactor DHS

	COLIFORMES TERMOTOLERANTES (UFC/100mL) (n = 20)				
	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
PROMEDIO CT	7.2E+06	6.4E+04	3.2E+04	2.5E+05	1.0E+05
DESV.ESTANDAR	4.1E+06	9.1E+04	4.0E+04	3.7E+05	1.4E+05
V.MAXIMO	1.9E+07	4.0E+05	1.4E+05	1.3E+06	5.4E+05
V.MINIMO	3.4E+06	5.3E+03	2.2E+03	2.3E+03	5.9E+02

n:20, Número de ensayos

En la Figura 14 se puede apreciar los resultados de los coliformes termotolerantes del R-1 donde se observa una eficiencia total del sistema en términos de coliformes termotolerantes de 99.30% con una remoción total de 2.61 log mientras que en el punto de monitoreo E1 la remoción en términos de coliformes termotolerantes fue de 2.29 log.

En la Figura 15 se observa los resultados de los coliformes termotolerantes del R-2 donde se observa una eficiencia total en términos de coliformes termotolerantes del 97.81% con una remoción total de 2.24 log mientras que en el punto de monitoreo E2 la remoción fue de 1.80 log.

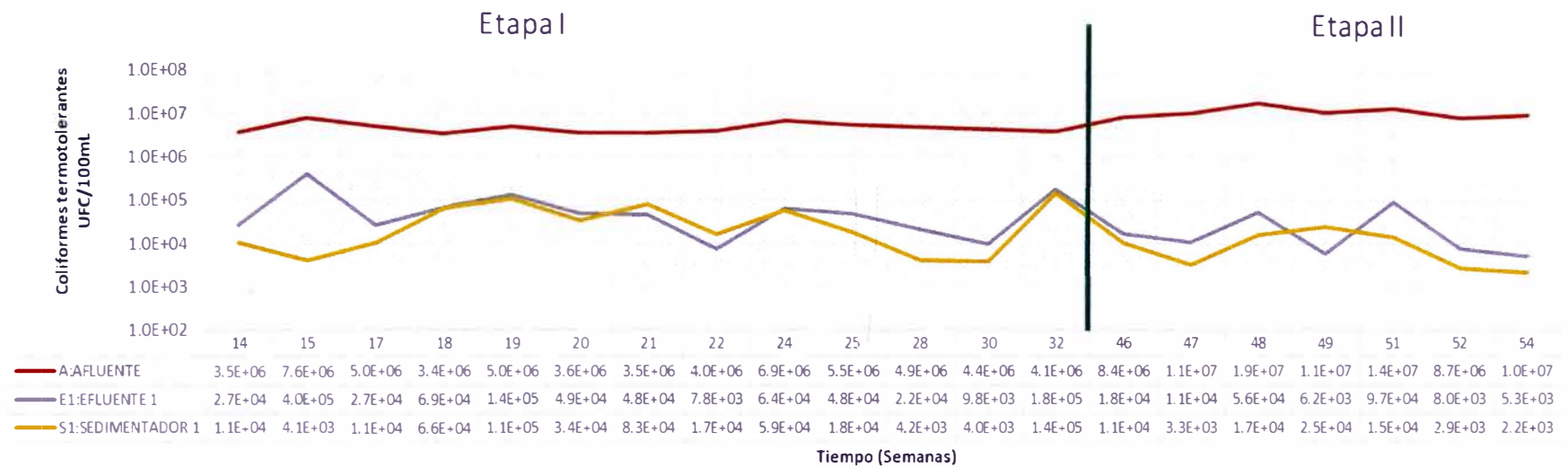


Figura 14 Coliformes termotolerantes en el reactor R-1 versus tiempo.

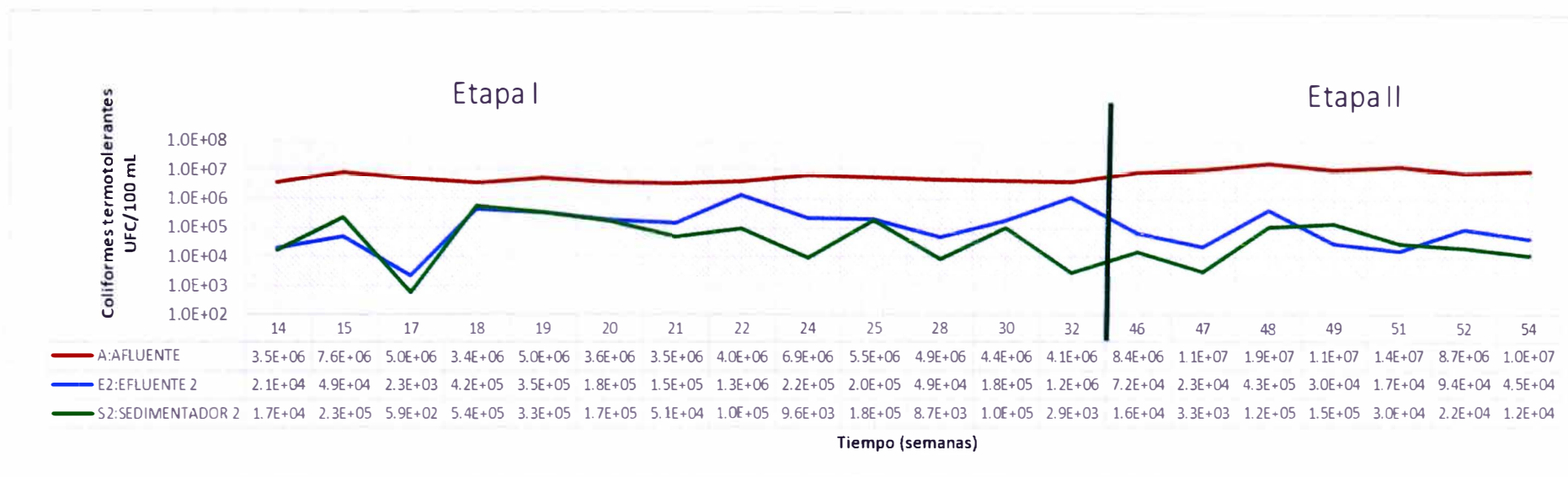


Figura 15. Coliformes termotolerantes en el reactor R-2 versus tiempo.

5.7 Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO₅)

La DBO₅ promedio del afluente del reactor DHS fue de 87.56 mg/L $\pm$ 18.32 con un valor mínimo de 36.29 mg/L y un valor máximo de 125.94 mg/L.

En el punto de monitoreo E1 la DBO₅ promedio fue de 22.44 mg/L $\pm$ 14.82 con un valor mínimo de 3.49 mg/L y un máximo de 53.15 mg/L y en el punto de monitoreo S1 la DBO₅ promedio fue de 11.55 mg/L $\pm$ 9.28 con un valor mínimo de 1.44 mg/L y un máximo de 32.87 mg/L como se puede apreciar en la Figura 16. .

La eficiencia en la remoción en términos de DBO₅ en el punto de monitoreo E1 fue de 75% y considerado el sedimentador en el punto de monitoreo S1 la remoción total de DBO₅ fue de 86% (Tabla 15).

Tabla 15: Valores promedio y eficiencia de remoción de DBO₅ del reactor R-1.

	A: Afluente (mg/L)	E1: Efluente R-1 (mg/L)	Eficiencia de Remoción Efluente R-1 (%)	S1: Sedimentador R-1 (mg/L)	Eficiencia de Remoción sedimentador 1 (%)	Eficiencia de Remoción Total R-1 (%)
PROMEDIO	87.56	22.44	75%	11.55	55%	86%
DES.V.EST.	18.32	14.82	17%	9.28	23%	12%
V.MÁXIMO	125.94	53.15	97%	32.87	94%	98%
V.MÍNIMO	36.29	3.49	46%	1.44	20%	56%

Nro. de mediciones: 33

De manera similar se puede observar los resultados en términos de DBO₅ obtenidos en el R-2 según la Tabla 16.

Tabla 16: Valores promedio y eficiencia de remoción de DBO₅ del reactor R-2.

	A: Afluente (mg/L)	E2: Efluente R-2 (mg/L)	Eficiencia de Remoción Efluente R-2 (%)	S2: Sedimentador R-2 (mg/L)	Eficiencia de Remoción sedimentador 2 (%)	Eficiencia de Remoción Total R-2 (%)
PROMEDIO	87.56	24.47	70%	5.71	75%	93%
DES.V.EST.	18.32	13.30	20%	4.60	69%	75%
V.MÁXIMO	125.94	56.57	97%	23.96	55%	81%
V.MÍNIMO	36.29	3.56	5%	0.19	95%	99%

Nro. de mediciones: 33

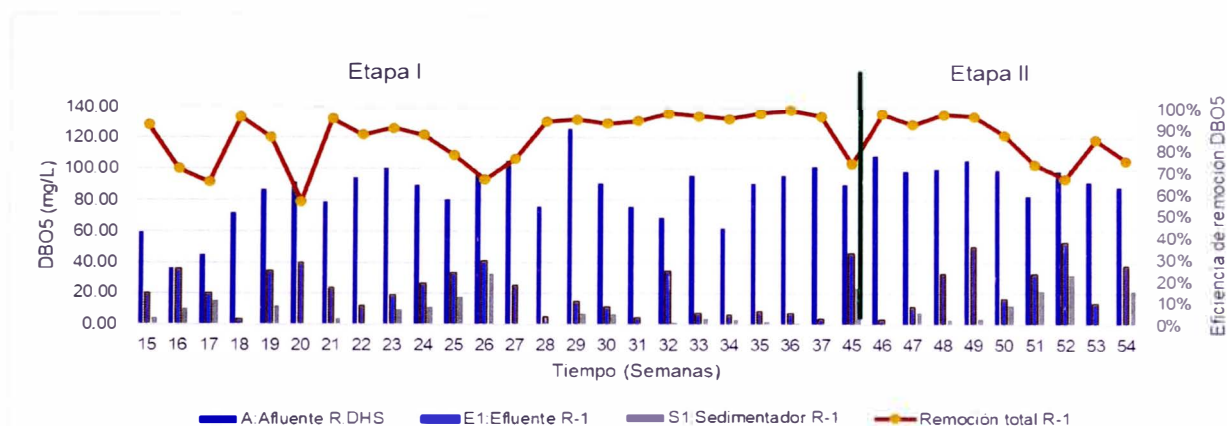


Figura 16. DBO5 semanal y remoción total en el reactor R-1 versus tiempo.

En la Figura 17. se observa el resultado de la remoción total en términos de DBO5 del R-2 y los valores promedios de DBO5 de los puntos de monitoreo A, E2 y S2 durante el periodo de estudio.

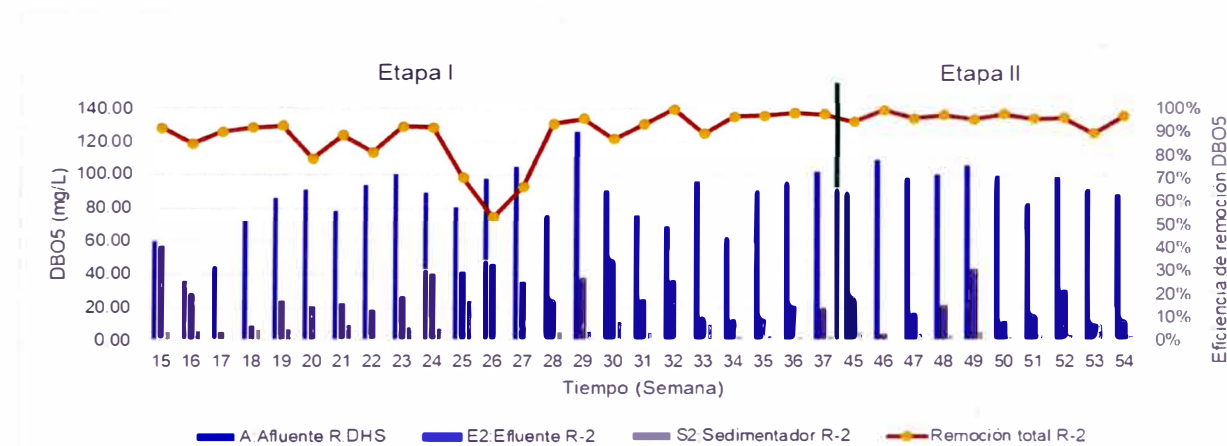


Figura 17. DBO5 semanal y remoción total en el reactor R-2 versus tiempo.

5.8 Turbiedad

Los valores obtenidos de turbiedad promedio en el afluente fueron de $86.49 \text{ UNT} \pm 26.04$ con un valor mínimo de 29.20 UNT y un valor máximo 144.20 UNT.

Tabla 17 : Valores promedio de Turbiedad en los reactores DHS.

	Turbiedad (UNT)				
	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
PROMEDIO	86.49	10.68	2.65	14.29	3.32
DESV.ESTANDAR	26.04	8.26	1.77	8.19	2.35
V.MAXIMO	144.20	35.64	9.37	41.22	13.86
V.MINIMO	29.20	2.63	1.13	4.06	1.59

n: 366 mediciones

En el R-1 la turbiedad promedio en el punto de monitoreo E1 fue de 10.68 ± 8.26 UNT con un valor mínimo de 2.63 UNT y un valor máximo de 35.64 (ver Figura 18). En el R-2 la turbiedad promedio en el punto de monitoreo E2 fue de 14.29 ± 8.19 UNT con un valor mínimo de 4.06 UNT y un valor máximo de 41.22 UNT (ver Figura 19).

Los resultados promedio de turbiedad en los sedimentadores en el punto de monitoreo S1 fueron 2.65 ± 1.77 UNT con una turbiedad mínima de 1.13 UNT y una máxima de 9.37 mientras que en el punto de monitoreo S2 se obtuvo una turbiedad promedio de 3.32 ± 2.35 UNT con un valor mínimo de 1.59 UNT y un valor máximo de 13.86 UNT.

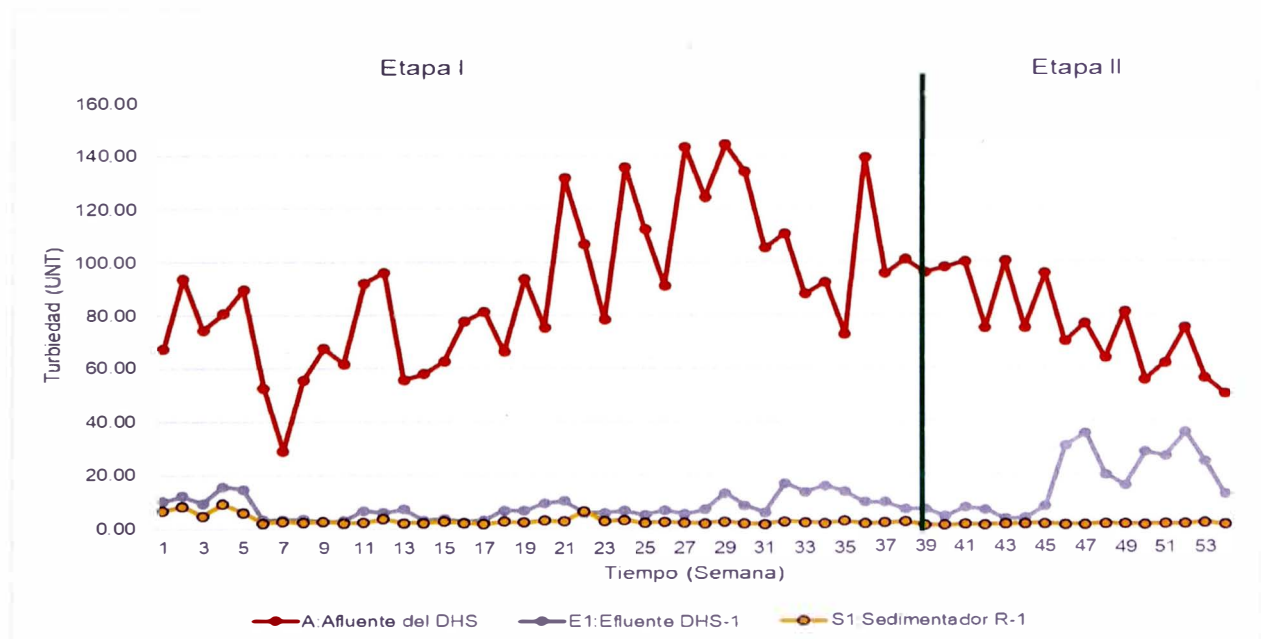


Figura 18. Turbiedad promedio semanal en el reactor R-1 versus tiempo.

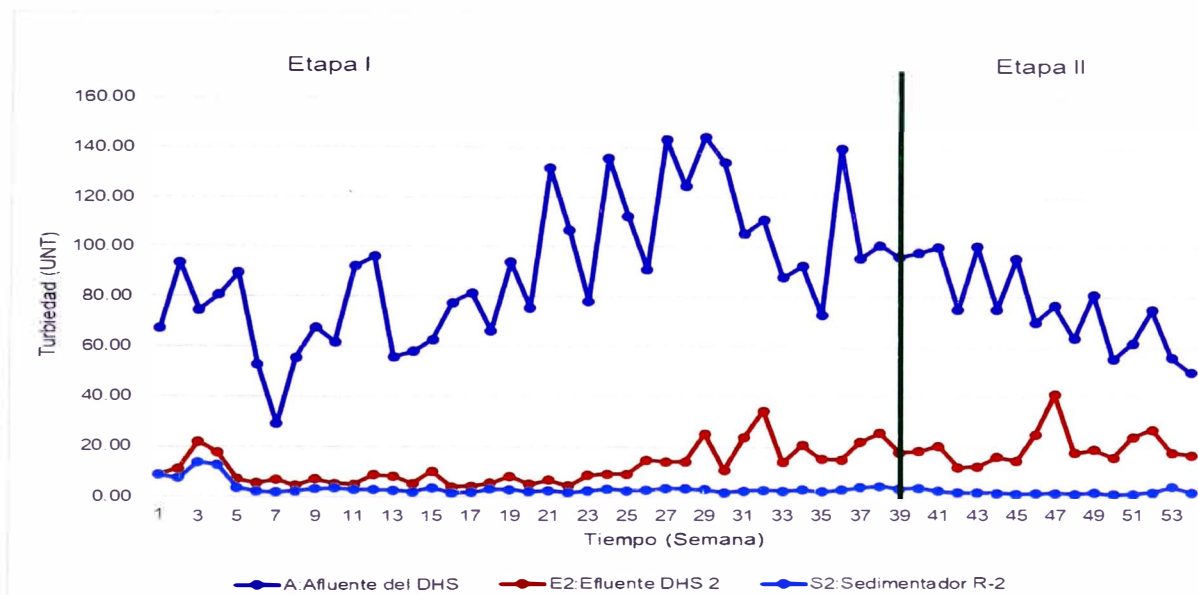


Figura 19. Turbiedad promedio semanal en el reactor R-2 versus tiempo.

5.9 Conductividad

Los resultados obtenidos de conductividad se detallan en la Tabla 18 donde se señalan los valores máximos, mínimos y promedios obtenidos en ambos reactores DHS.

Tabla 18 : Valores promedio de conductividad en los reactores R-1 y R-2.

	CONDUCTIVIDAD (uS/cm)					n:303
	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2	
PROMEDIO	1100.52	943.03	945.02	986.17	984.83	
DESV.ESTANDAR	142.09	112.43	114.61	131.74	126.36	
V.MAXIMO	1328.75	1162.00	1170.25	1275.50	1217.40	
V.MINIMO	809.90	695.33	694.01	674.97	730.64	

n: 303 mediciones

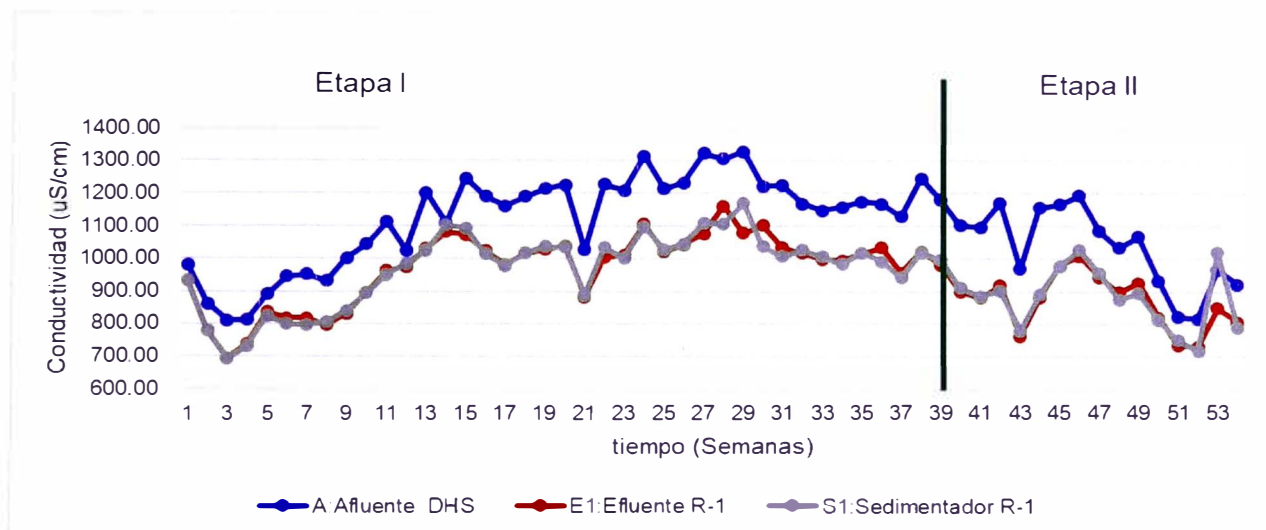


Figura 20. Conductividad en el reactor R-1 versus tiempo.

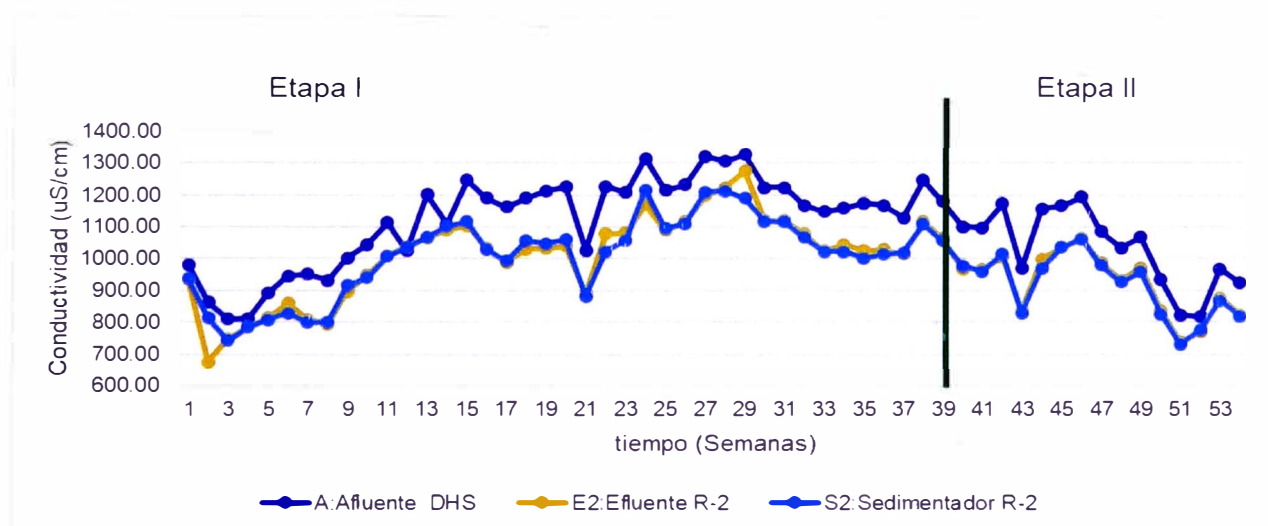


Figura 21. Conductividad en el reactor R-2 versus tiempo.

5.10 Oxígeno disuelto

El oxígeno disuelto (OD) fue analizado obteniéndose en el afluente de los reactores valores de oxígeno disuelto promedio de 0.79 ± 1.14 mg/L con un valor mínimo de 0.08 mg/L y un valor máximo de 5.47 mg/L en la semana 7.

En el punto de monitoreo V1 el valor promedio de oxígeno disuelto fue de 4.75 ± 1.24 mg/L con un valor mínimo de 2.71 mg/L y un valor máximo de 7.24 mg/L. En el punto de monitoreo E1 el valor promedio de oxígeno disuelto fue de 5.68 ± 1.26 mg/L con un valor mínimo de 2.93 mg/L y un máximo de 7.85 mg/L y en el punto de monitoreo S1 el valor promedio de oxígeno disuelto fue de 6.21 ± 1.27 mg/L con un valor mínimo de 3.52 mg/L y un máximo de 8.16 mg/L (ver Figura 22).

Los valores obtenidos de oxígeno disuelto en los puntos de monitoreo V1 y V2 se recolectaron desde la semana 10 hasta la semana 54 del periodo en estudio.

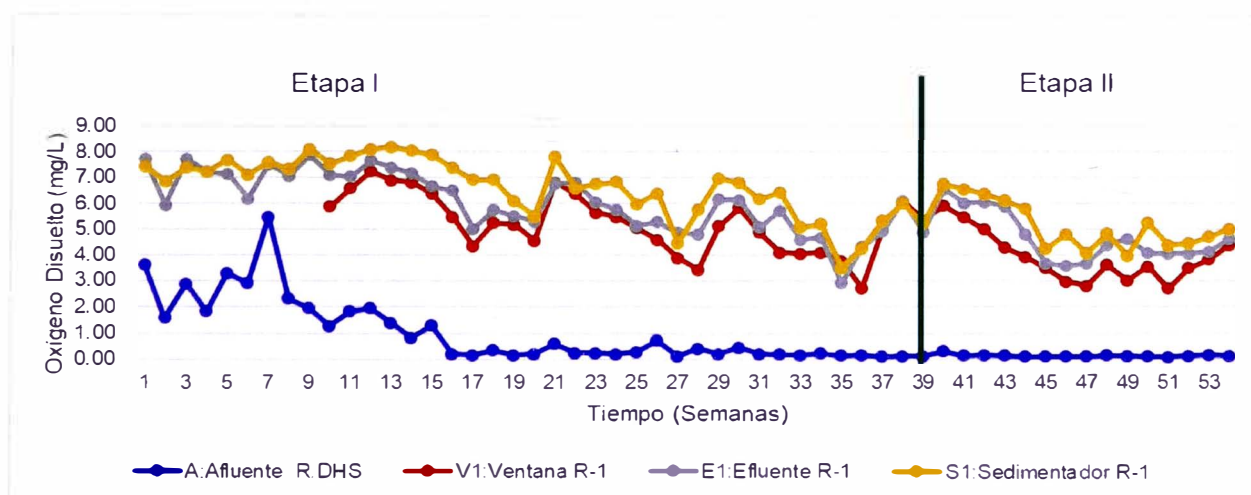


Figura 22. Oxígeno disuelto en el reactor R-1 versus tiempo.

En el punto de monitoreo V2 el oxígeno disuelto promedio fue de 4.68 ± 1.26 mg/L con un valor mínimo de 1.71 mg/L y un máximo de 7.22 mg/L. En el punto de monitoreo E2 el oxígeno disuelto promedio fue de 5.27 ± 1.23 mg/L con un valor mínimo de 2.78 mg/L y un máximo de 7.53 mg/L y en el punto de monitoreo S2 el oxígeno disuelto promedio fue de 5.81 ± 1.42 mg/L con un valor mínimo de 2.75 mg/L y un máximo de 8.04 mg/L (ver Figura 23).

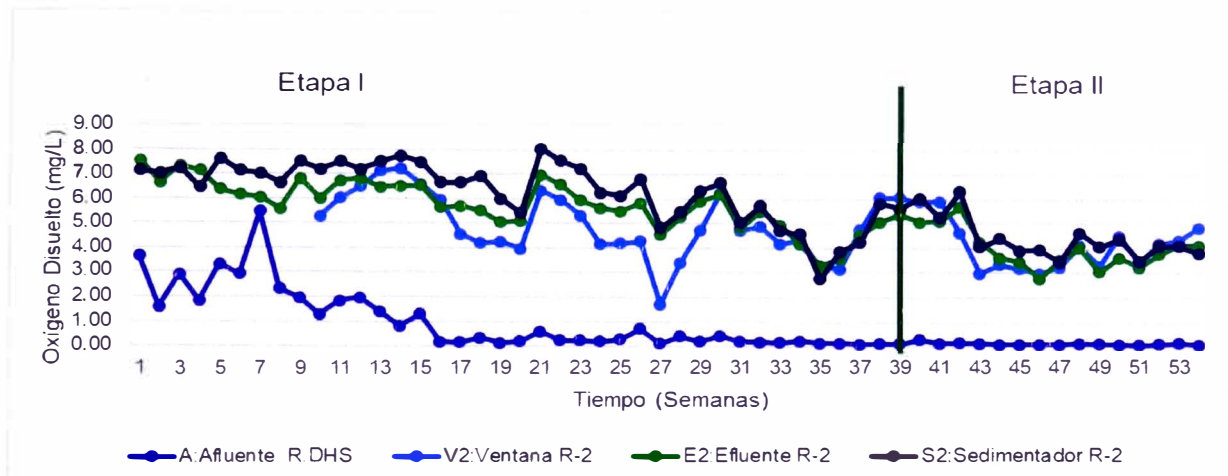


Figura 23. Oxígeno disuelto en el reactor R-2 versus tiempo.

5.11 Sólidos totales

Los resultados de sólidos totales (ST), sólidos volátiles totales (SVT) y los sólidos fijos totales (SFT) de ambos reactores se pueden observar en la Tabla 19 y la Tabla 20.

Tabla 19 : Valores promedio de sólidos totales, sólidos fijos totales y sólidos volátiles total es del reactor R-1.

	Sólidos Totales R-1								
	A: Afuente			E1: Efluente R-1			S1: Sedimentador R-1		
	ST	SFT	SVT	ST	SFT	SVT	ST	SFT	SVT
PROMEDIO	624.98	473.81	151.17	763.79	540.13	223.66	728.66	546.31	182.35
DESV. EST.	118.49	61.95	103.65	147.86	84.02	119.57	124.64	87.83	56.57
MÁXIMO	976.00	568.00	588.00	1216.00	760.00	740.00	960.00	756.00	276.00
MÍNIMO	404.00	336.00	4.00	456.67	367.74	86.67	512.90	390.32	87.10

Nro. mediciones: 27

Tabla 20 : Valores promedio de Sólidos totales, sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales del reactor R-2.

	Sólidos Totales R-2								
	A: Afuente			E2: Efluente R-2			S2: Sedimentador R-2		
	ST	SFT	SVT	ST	SFT	SVT	ST	SFT	SVT
PROMEDIO	624.98	473.81	151.17	727.25	533.94	193.31	689.45	519.62	169.83
DESV. EST.	118.49	61.95	103.65	144.70	100.31	65.22	136.81	86.03	79.31
MÁXIMO	976.00	568.00	588.00	976.00	716.00	384.00	940.00	688.00	384.00
MÍNIMO	404.00	336.00	4.00	330.77	273.08	57.69	443.33	370.00	58.06

Nro. mediciones: 27

En la Figura 24. Sólidos totales del afluente del reactor R-1 se tienen los resultados de los sólidos totales en el punto de monitoreo A del R-1 donde se tuvo un promedio de 624.98 mg/L $\pm$ 118.49 de los cuales el 75.81% representó los sólidos fijos totales y 24.19% los sólidos volátiles totales.

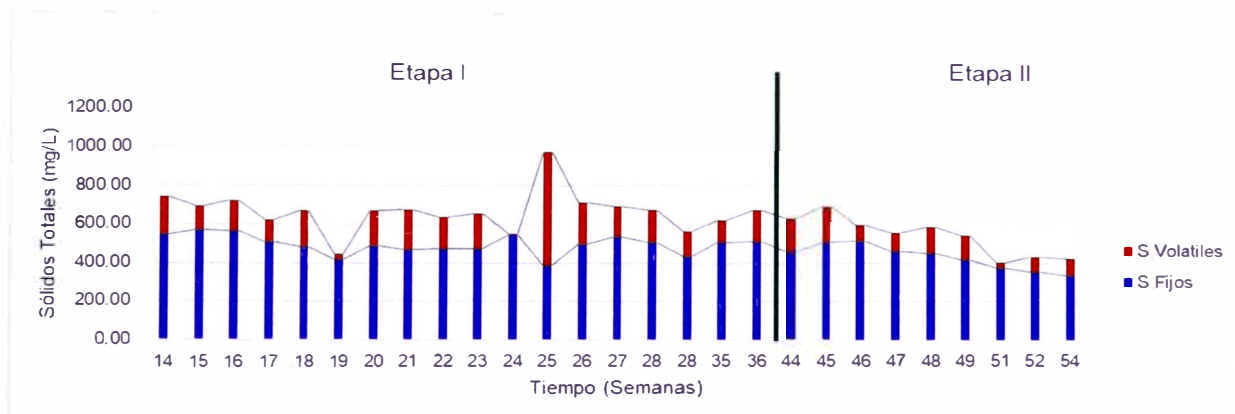


Figura 24. Sólidos totales del afluente del reactor R-1 versus tiempo.

En la Figura 25 se tienen los resultados de los sólidos totales del punto de monitoreo E1 del R-1 donde se tuvo un promedio de 763.79 $\pm$ 147.86 mg/L de los cuales el 70.72% representó los sólidos fijos totales y 29.28% los sólidos volátiles totales.

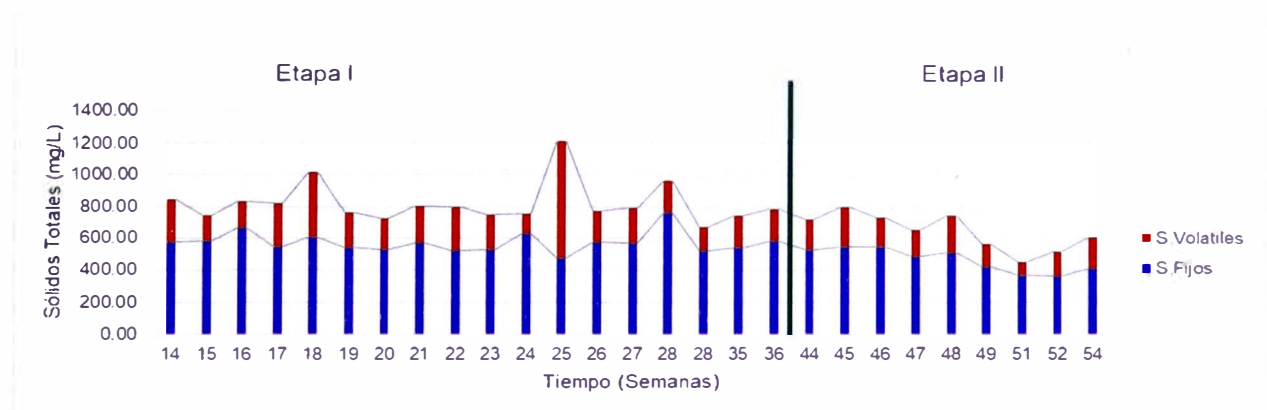


Figura 25. : Sólidos totales del efluente (E1) del reactor R-1 versus tiempo.

De manera similar en la Figura 26 se tienen los resultados de los sólidos totales del punto de monitoreo S1 del R-1 donde se tuvo un promedio de 728.66 $\pm$ 124.64 mg/L de los cuales el 74.97% representó los sólidos fijos totales y 25.03% los sólidos volátiles totales.

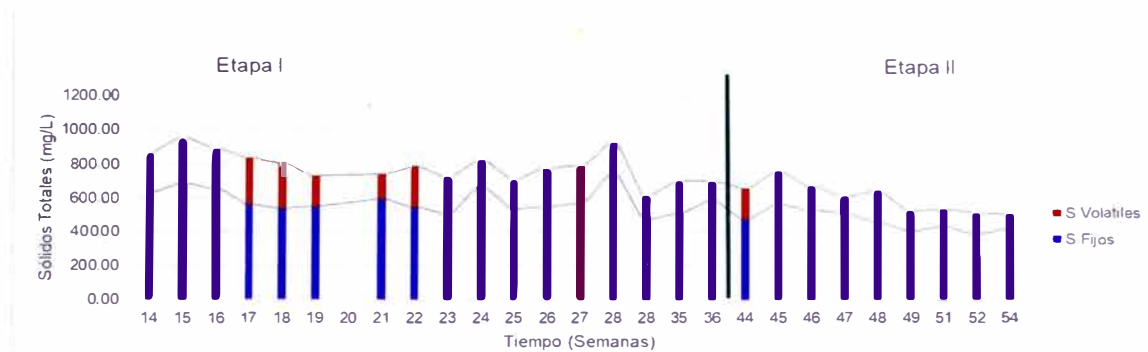


Figura 26. Sólidos totales del efluente de sedimentador S1 versus tiempo.

En la Figura 27 se tienen los resultados de los sólidos totales del punto de monitoreo E2 del R-2 donde se tuvo un promedio de 727.25 ± 144.70 mg/L de los cuales el 73.42% representó los sólidos fijos totales y 26.58% los sólidos volátiles totales.

De manera similar en la Figura 28 se tienen los resultados de los sólidos totales del punto de monitoreo S2 del R-2 donde se tuvo un promedio de 519.62 ± 79.31 mg/L de los cuales el 75.37% representó los sólidos fijos totales y 24.63% los sólidos volátiles totales.

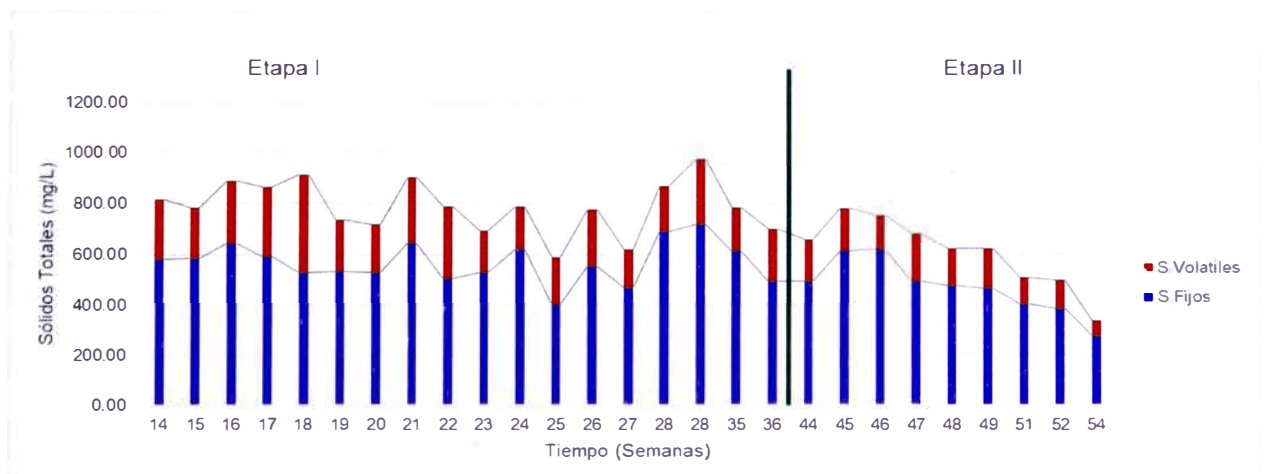


Figura 27. Sólidos totales del efluente E2 del reactor R-2 versus tiempo.

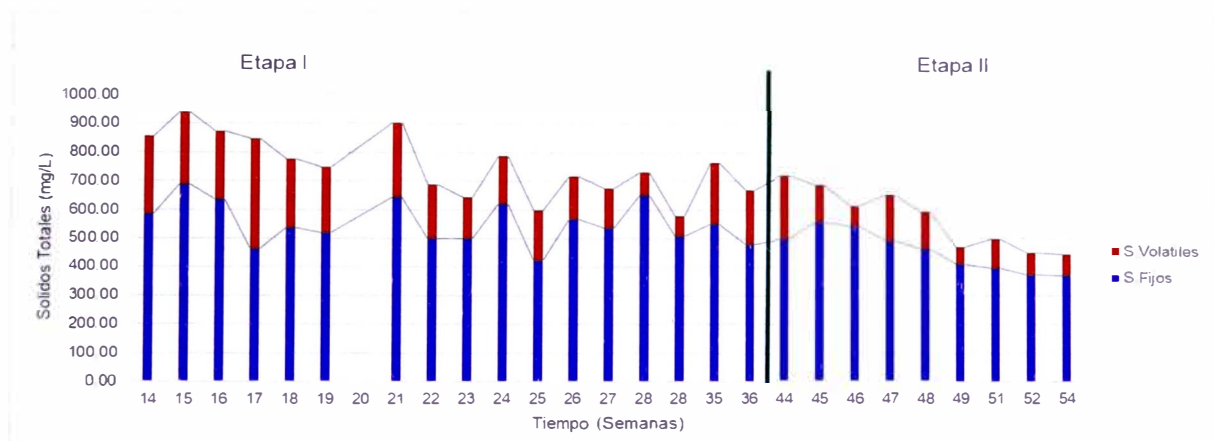


Figura 28. Sólidos totales del efluente del sedimentador S2 de R-2 versus tiempo.

5.12 Producción de Lodos

El volumen total semanal de sólidos sedimentables que se encontraron en los sedimentadores de ambos reactores DHS (Figura 29) tuvo en el punto de monitoreo S1 un valor promedio de $0.07 \text{ L} \pm 0.078$ teniendo un valor mínimo de 0.003 L y un máximo de 0.22 L de sólidos sedimentables mientras que en el punto de monitoreo S2 se obtuvo un valor promedio de $0.078 \text{ L} \pm 0.055$ teniendo un valor mínimo de 0.011 L y un máximo de 0.190 L de sólidos sedimentables.

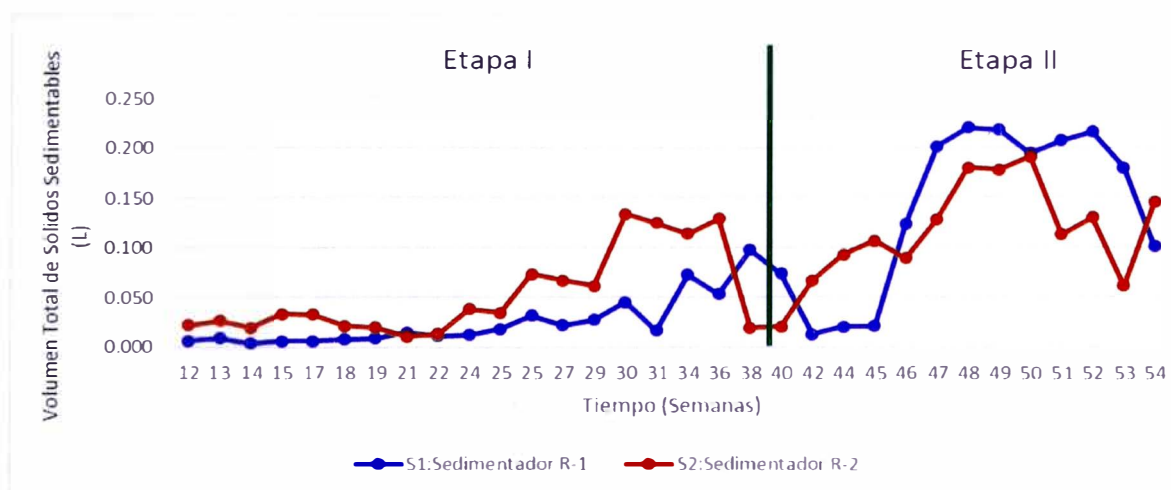


Figura 29. Volumen total semanal de los sólidos sedimentables en los sedimentadores del R-1 y R-2.

Capítulo VI. Análisis y discusión de resultados

En el presente capítulo se realiza la discusión de los resultados de los parámetros evaluados durante las 54 semanas del desarrollo de la investigación, enfocados en la remoción de los coliformes termotolerantes en el reactor DHS de tercera generación a escala piloto.

6.1 Porosidad

En esta investigación se determina que la esponja de poliuretano utilizada de 94.10 ± 4.58 % de porosidad, 12.51 kg/m^3 de densidad y con relación de vacío de 0.94 son de similares características que las indicadas por Tawfik et al., (2015) quien señala que los sistemas de DHS realizan un significativo desempeño en la biodegradación del material orgánico. Porosidad similar también se utilizó en el estudio realizado por Quispe-Paucar (2019) donde se utilizó una esponja de 94.13% de porosidad con diferentes tamaños esponja en un reactor de primera generación. Esta investigación también concuerda con Yaya et al.,(2015) en que si se utilizan esponjas de menor porosidad a las utilizadas en investigaciones anteriores (porosidad < 90%) implicaría una menor absorción de biomasa en el medio filtrante.

6.2 Temperatura

El periodo de arranque se inició con temperaturas promedio en el agua residual de 27.98 ± 0.97 °C. Sin embargo, entre la semana 6 y 7 la temperatura se elevó llegando a 29.20°C finalizando con 19°C (semana 17).

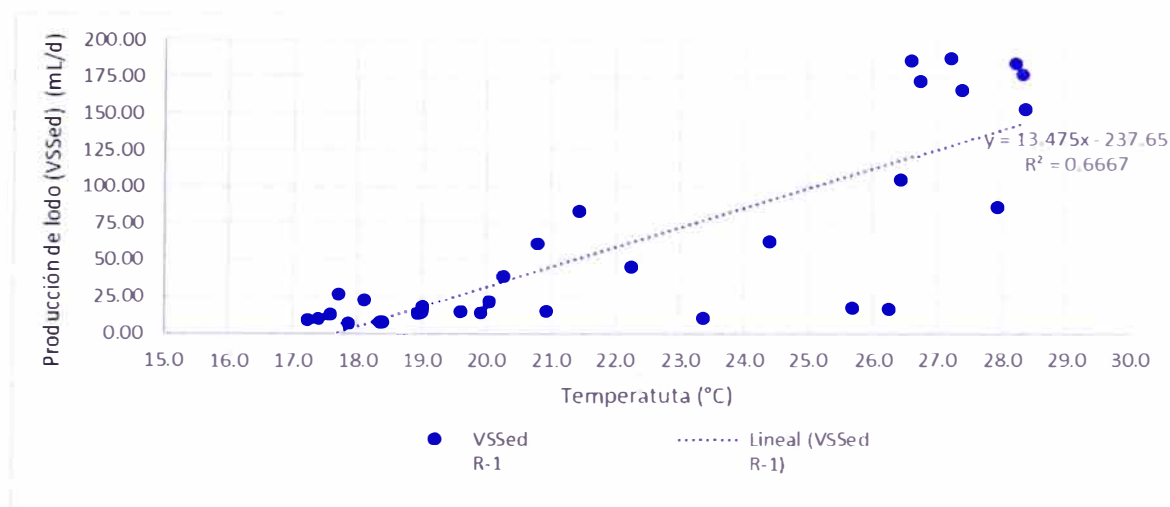


Figura 30. Producción de lodo versus temperatura en R-1

En la Figura 30 se observa que las pequeñas variaciones de temperatura afecta a la producción de lodos en el R-1 y a mayores temperaturas se observa una mayor producción de lodo debido a que la actividad biológica es extremadamente dependiente de la temperatura. A temperaturas más elevadas, hay una mayor actividad bacteriana, un mayor grado de estabilización y una reducción del volumen del material orgánico.

En el R-2 también se aprecia que, al aumentar la temperatura, la producción de lodo también tiende a aumentar en el reactor como se observa en la Figura 31.

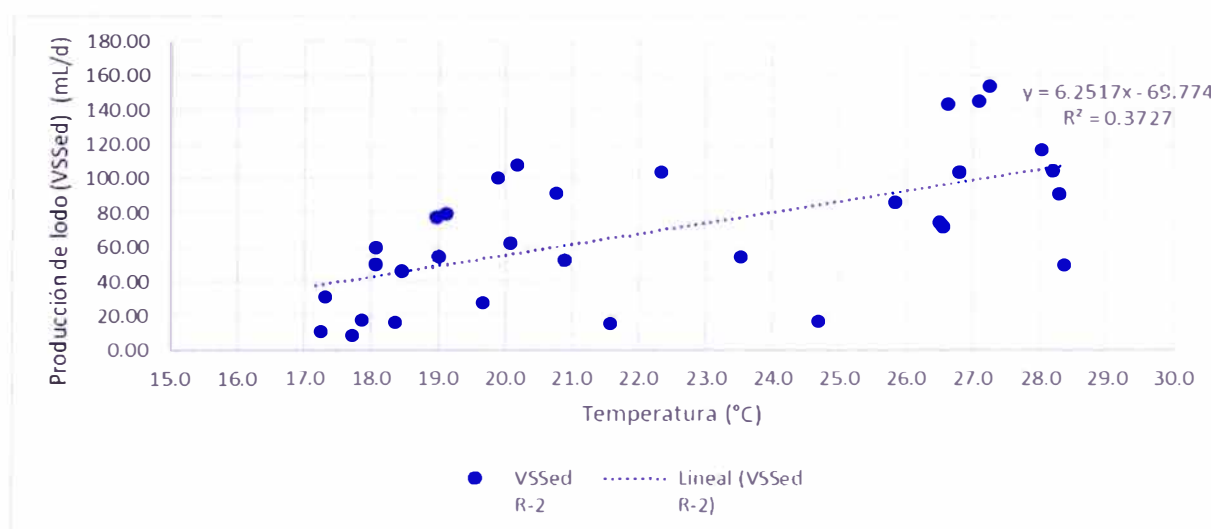


Figura 31. Producción de lodo versus temperatura en R-2

La temperatura del efluente final aumenta en ambos reactores debido a la transferencia por convección que se genera en recipiente que trabaja como sedimentador cerrado sin ventilación a diferencia de la temperatura en los reactores en la que el agua residual está en contacto con la superficie de la esponja y el aire.

6.3 PH

Los valores del pH se encuentran en el rango neutro conforme a lo reportado en investigaciones anteriores. En el caso del afluente durante las primeras 5 semanas, los valores de pH fueron menores que en los efluentes de ambos reactores, siendo en la semana 7 donde se tiene un pH máximo en el afluente de 8.40 y en los efluentes 6.63 y 7.17. En las siguientes semanas el pH de los efluentes de los reactores alcanza el valor del pH del afluente y a partir de la semana 12 el pH se vuelve más estable. Este es uno de los factores que se toma en cuenta para dar por finalizada en la semana 14 el periodo de aclimatación.

En las siguientes semanas, el pH del afluente se mantiene ligeramente mayor al de los efluentes hasta finalizar la investigación. Sin embargo, en el efluente del R-2 entre la semana 27 y 30 ocurrió lo contrario donde el valor de pH era ligeramente mayor que en el afluente y de manera similar en la semana 35 y 39. En los sedimentadores, el valor del pH se mantuvo muy similar que los valores obtenidos en el efluente de cada reactor. Esta diferencia del pH en el sedimentador respecto al efluente responde a las diferencias de temperaturas, además, de permanecer más tiempo el lodo acumulado pueden generarse reacciones de descomposición anaerobia por la ausencia de oxígeno en el lodo.

Los valores de pH de los efluentes y de los sedimentadores se encontraron en el rango de valores establecidos en los LMPs por el D.S. N° 003-2010 MINAM que va de 6.5 a 8.5 luego del periodo de aclimatación.

6.4 Coliformes termotolerantes y remoción de DBO₅

De los resultados obtenidos, la eficiencia de remoción de coliformes termotolerantes en el reactor R-1 tiende a ser creciente durante el periodo de investigación (Ver Figura 32).

El reactor R-1 tiene una eficiencia de remoción de coliformes termotolerantes de 98.87% con un valor promedio de remoción de 2.29 log con lo que se obtiene un efluente de $6.4 \times 10^4 \pm 9.1 \times 10^4$ UFC/100mL. Sin embargo, considerando el sedimentador, la remoción total del sistema es de 99.30% y 2.61 log logrando un efluente de $3.2 \times 10^4 \pm 4 \times 10^4$ UFC/100mL.

En la Figura 32 se observa que la remoción de DBO₅ tiende a aumentar en la etapa I y disminuye durante la etapa II pero la eficiencia de remoción de coliformes termotolerantes mantiene su tendencia de remoción.

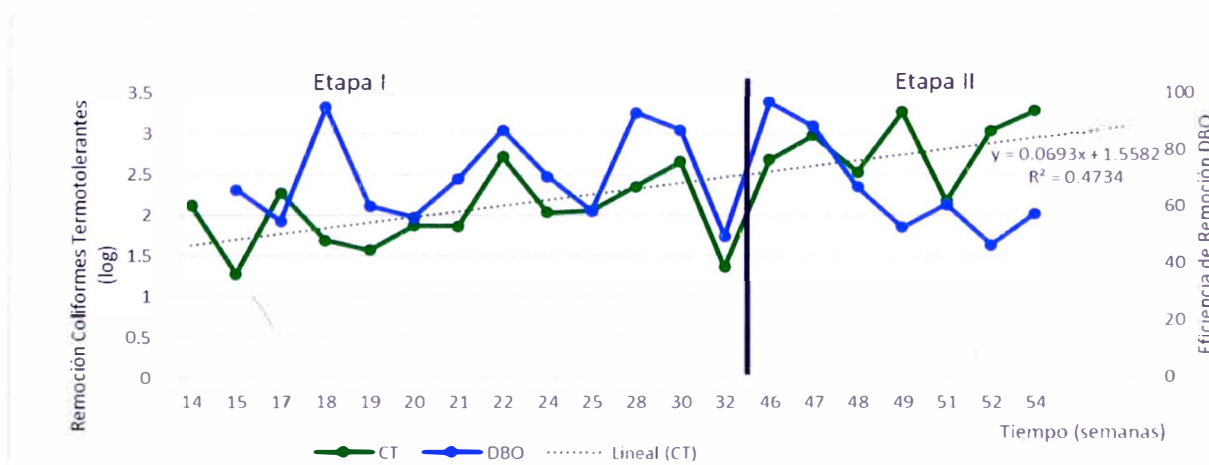


Figura 32. Remoción de coliformes termotolerantes y eficiencia de remoción DBO₅ en R-1 versus tiempo.

En el R-2 se tiene una eficiencia de remoción de 94.49% con un valor promedio de remoción de 1.80 log obteniendo un efluente de $2.5 \times 10^5 \pm 3.7 \times 10^5$ UFC/100mL. Considerando el sedimentador, la remoción total del sistema es de 97.81% y 2.24 log logrando un efluente de $1.5 \times 10^5 \pm 1.4 \times 10^5$ UFC/100mL (ver Figura 33).

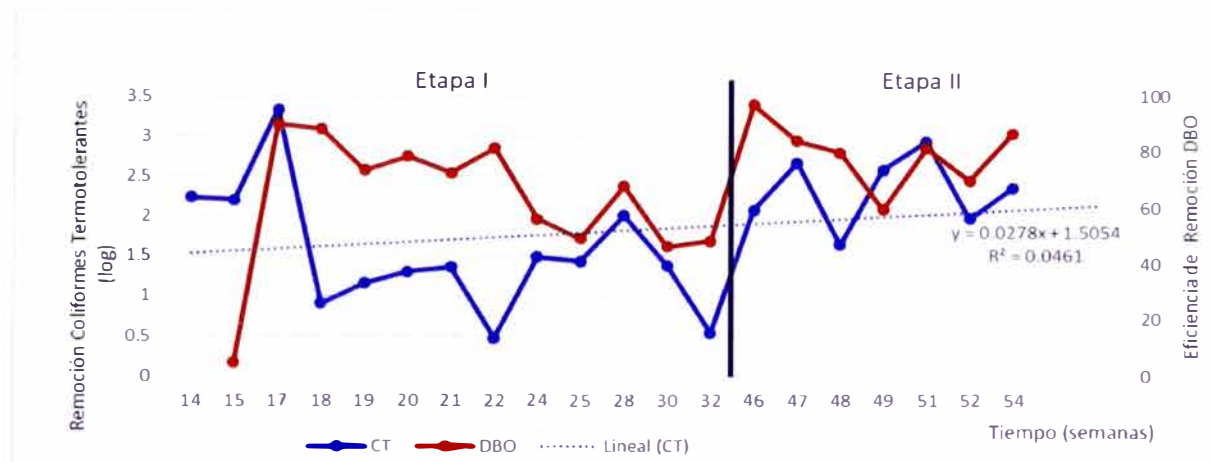


Figura 33. Remoción de coliformes termotolerantes y Eficiencia de remoción DBO5 en R-2 versus tiempo.

Entre el ensayo realizado en la semana 32 y la semana 46 (Ver Figura 34 y Figura 35) se produce el cambio de alimentación del afluente en el R-1 y R-2 del reactor UASB por el reactor UASB-TS, etapa II, motivo por el cual aumentan los valores de coliformes termotolerantes en el afluente a partir de la semana 46, sin embargo, las eficiencias obtenidas son incluso más altas que en la primera etapa de la investigación en ambos reactores DHS.

En la Figura 26 y Figura 37 se observa que a lo largo del periodo de investigación, la cantidad de coliformes termotolerantes en los efluentes de los reactores E1 y E2 guarda una relación directamente proporcional con la temperatura, al aumentar la temperatura, aumenta la cantidad de bacterias coliformes termotolerantes en los efluentes de ambos reactores.

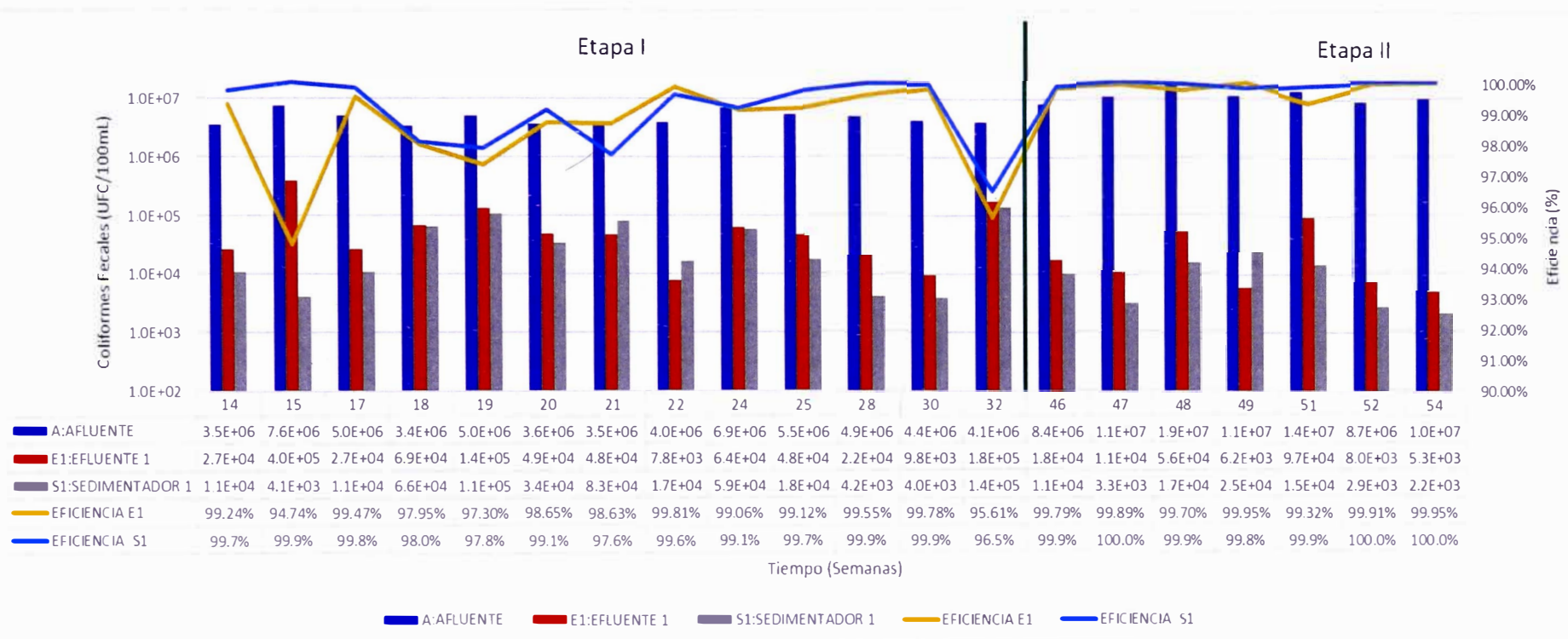


Figura 34. Eficiencia de remoción de coliformes termotolerantes en el reactor R-1 versus tiempo.

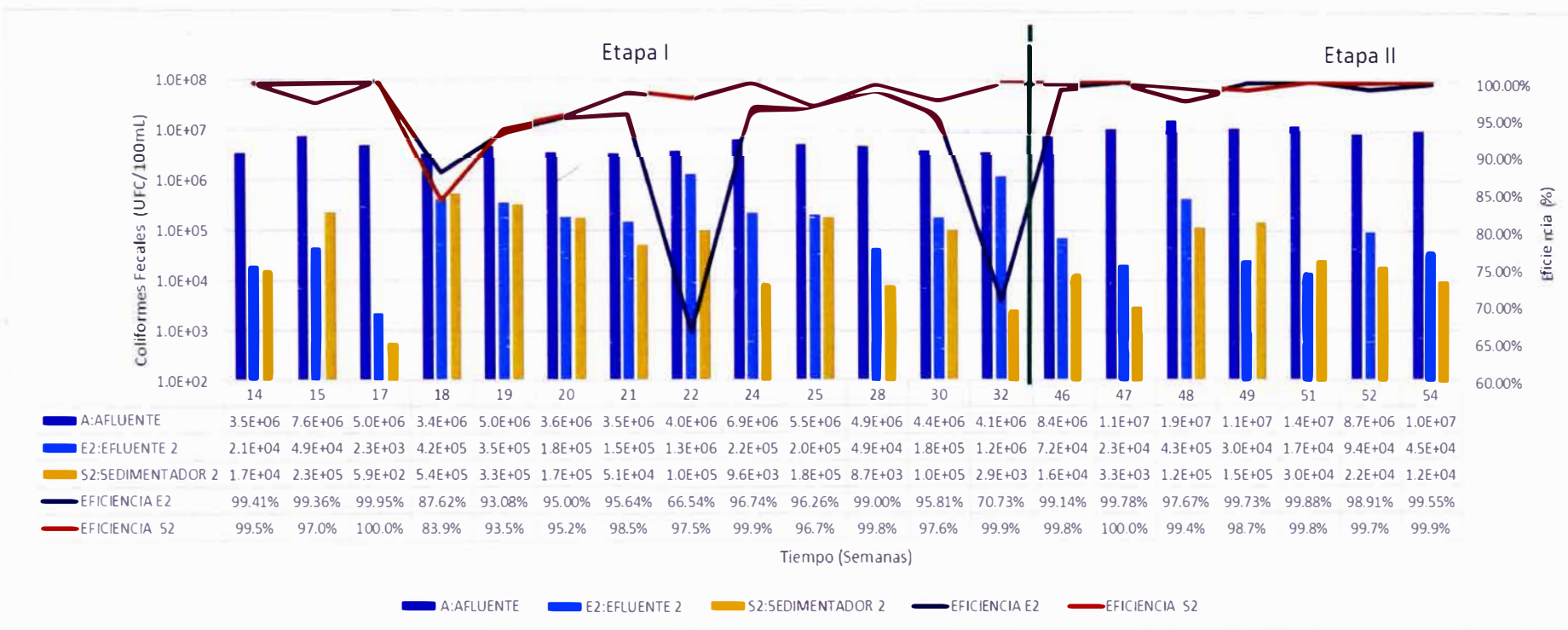


Figura 35. Eficiencia de remoción de coliformes termotolerantes en el reactor R-2 versus tiempo.

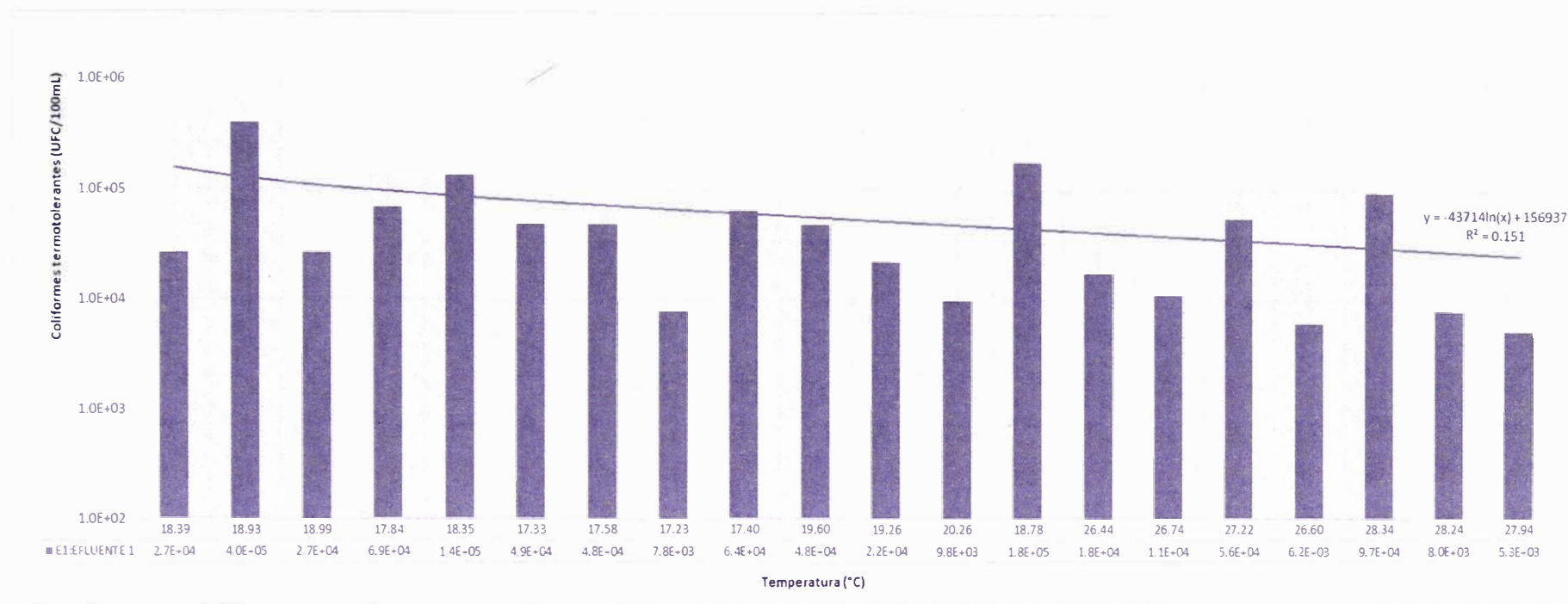


Figura 36. Coliformes termotolerantes versus temperatura en el punto de monitoreo E1.

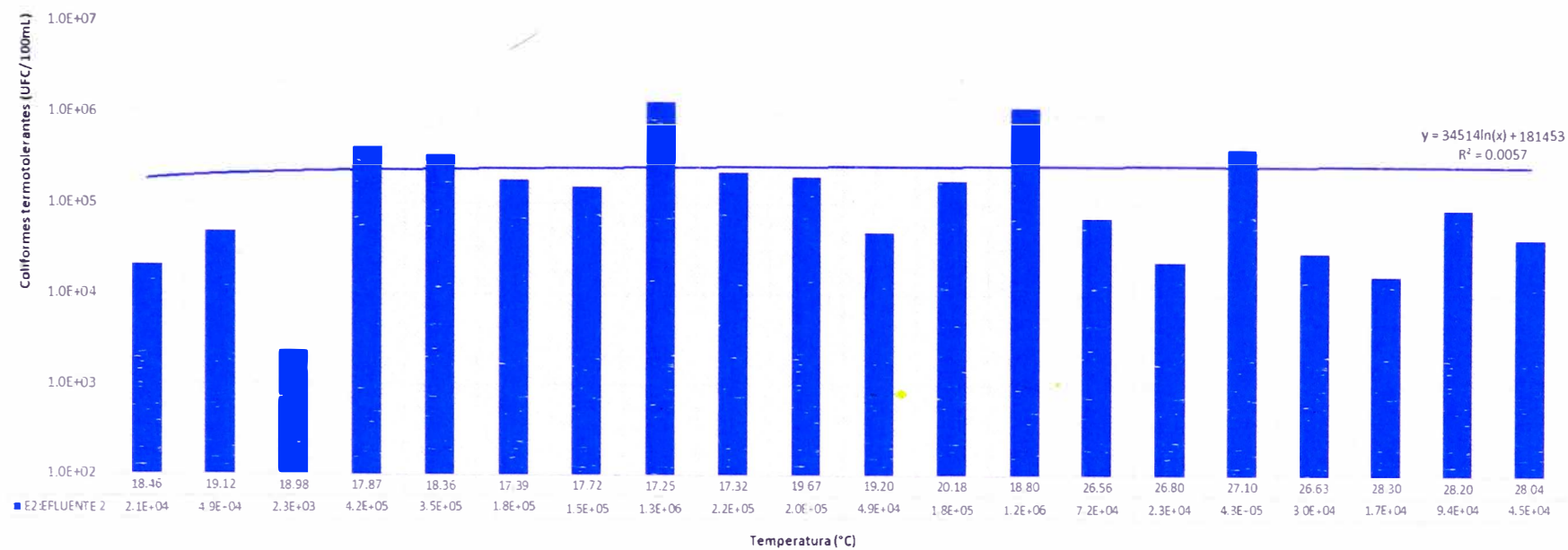


Figura 37. Coliformes termotolerantes en R-2 versus temperatura en el punto de monitoreo E2.

Tabla 21 Coliformes termotolerantes de la etapa I del R-1 y R-2 en unidades logarítmicas.

ETAPA I : COLIFORMES TERMOTOLERANTES (UFC/100mL) (n = 13)					
	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
PROMEDIO	4.7E+06	8.4E+04	4.3E+04	3.4E+05	1.3E+05
DESV.ESTANDAR	1.3E+06	1.1E+05	4.6E+04	4.3E+05	1.6E+05
V.MAXIMO	7.6E+06	4.0E+05	1.4E+05	1.3E+06	5.4E+05
V.MINIMO	3.4E+06	7.8E+03	4.0E+03	2.3E+03	5.9E+02

n: 13 ensayos

Tabla 22 Coliformes termotolerantes de la etapa II del R-1 y R-2 en unidades logarítmicas.

ETAPA II : COLIFORMES TERMOTOLERANTES (UFC/100mL) (n = 7)					
	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
PROMEDIO	1.2E+07	2.9E+04	1.1E+04	1.0E+05	5.0E+04
DESV.ESTANDAR	3.6E+06	3.5E+04	8.7E+03	1.5E+05	5.8E+04
V.MAXIMO	1.9E+07	9.7E+04	2.5E+04	4.3E+05	1.5E+05
V.MINIMO	8.4E+06	5.3E+03	2.2E+03	1.7E+04	3.3E+03

n: 7 ensayos

De la Tabla 21 y Tabla 22 se tiene los valores promedio de coliformes termotolerantes en el afluente de R-1 y R-2 de $4 \times 10^6 \pm 1.3 \times 10^6$ UFC/100 mL en la etapa I y $1.2 \times 10^7 \pm 3.6 \times 10^6$ UFC/100 mL en la etapa II.

En la Tabla 23 y Tabla 24 se tiene las eficiencias de remoción promedio de coliformes termotolerantes en el efluente de los R-1 y R-2 de las 2 etapas. Siendo 2.27 log la máxima remoción en R-1 en la etapa I, semana 18 y 3.33 log la máxima remoción en el R-2 (99.95%) en la etapa I, semana 17.

La mínima remoción (95.61%) en la etapa I es 1.28 log en la semana 15 para el R-1 y en el R-2 la remoción mínima (66.54%) es 0.48 log en la etapa I, semana 22.

Tabla 23 : Eficiencia de Remoción promedio de Coliformes Termotolerantes en R-1 y R-2 en la etapa I.

Etapa I				
	Remoción efluente R-1	Remoción efluente R-2	Remoción total R-1	Remoción total R-2
PROMEDIO (log)	1.99	1.52	2.30	2.03
DESV.ESTANDAR	0.45	0.77	0.60	0.91
Remoción (%)	98.38%	91.93%	98.98%	96.85%

Tabla 24 Eficiencia de remoción promedio de coliformes termotolerantes en R-1 y R-2 en la etapa II.

	Etapa II			
	Remoción efluente R-1	Remoción efluente R-2	Remoción total R-1	Remoción total R-2
PROMEDIO (log)	2.84	2.31	3.17	2.64
DESV. ESTANDAR	0.41	0.45	0.37	0.52
Remoción (%)	99.79%	99.24%	99.91%	99.61%

Estas remociones totales de R-1 de 98.98% y 99.91% correspondientes a la etapa I y II y las remociones totales de R-2 de 96.85% y 99.61% correspondiente a la etapa I y II satisfacen la hipótesis de esta investigación que señala una remoción de coliformes termotolerantes del 90% y concuerdan con las investigaciones presentadas en los antecedentes donde Tafwik et al., (2005) presenta una remoción de coliformes termotolerantes con rendimientos de 79% y Mahmoud et al., (2011) determina un rendimiento de 99.996%.

A pesar de ello, los valores promedio de coliformes termotolerantes obtenidos del efluente ($3.2 \times 10^4 \pm 4 \times 10^4$ en R-1 y $1 \times 10^5 \pm 1.4 \times 10^5$ en R-2) del sistema DHS de tercera generación con un tiempo de retención hidráulico de 2.27 h indican que estas aguas residuales tratadas no podrían ser vertidas en cuerpos de agua según lo estipulado en el D.S 003-2010-MINAM referida a los LMP.

6.5 Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO₅)

De los resultados de DBO₅ de los efluentes de los puntos de monitoreo E1 y E2 de ambos reactores se tiene valores promedio de 22.44 ± 14.82 mg/L y 24.47 ± 13.30 mg/L con eficiencias de remoción de DBO₅ de 75% y 70% respectivamente como se aprecia en la Figura 38.

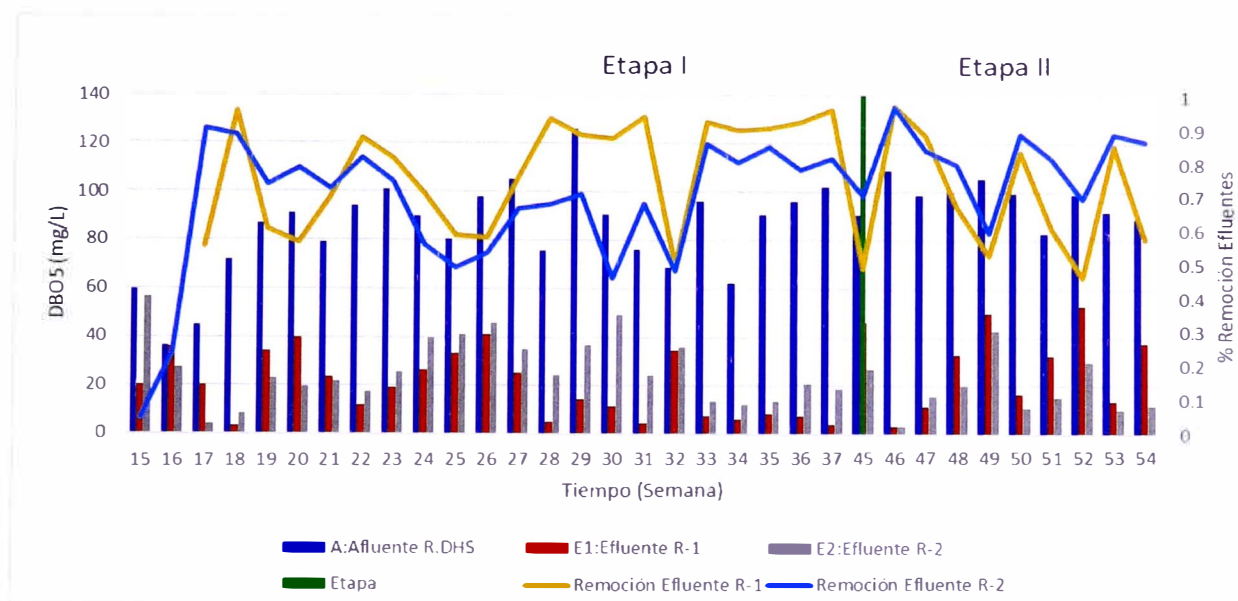


Figura 38. Comparación de eficiencia de remoción DBO₅ entre los efluentes del R-1 y R-2 versus tiempo.

Las eficiencias de remoción de DBO₅ en ambos reactores muestran variaciones a lo largo de todo el periodo analizado, pero guardando similitud entre ambos reactores siendo la eficiencia mayor en el efluente del R-1 de 75%, mientras que en el efluente del R-2 de 70%; sin embargo, la eficiencia total del sistema debido a la remoción ofrecida por los sedimentadores indica que el sistema del R-1 tiene una remoción total de 86% y el sistema del R-2 de 93%. Una buena operación y mantenimiento en la unidad de sedimentación contribuye en mejorar la eficiencia de remoción de la DBO₅.

En la segunda etapa de esta investigación el valor de DBO₅ del afluente es de 97.12 ± 0.87 mg/L mientras que en la primera etapa es 83.61 ± 20.21 mg/L. La remoción de DBO₅ promedio del efluente del R-1 es de 77% en la etapa I, mientras que en la etapa II es 71%. En el R-2 la remoción de DBO₅ del efluente es de 66% en la etapa I y 81% en la etapa II.

En la Tabla 25 se muestra los valores de la carga orgánica promedio generada por la DBO₅ y el caudal de tratamiento en R-1 y R-2 por cada etapa, teniendo el afluente una carga orgánica promedio de 3.612 gDBO/d en la etapa I (reactor UASB) y 4.197 gDBO/d en la etapa II (reactor UASB-TS).

Tabla 25 Carga Orgánica del Afluente y Efluentes de R-1 y R-2 por etapas.

	Etapa I			Etapa II		
	A: Afluente (mg/L)	E1: Efluente R-1 (mg/L)	E2: Efluente R-2 (mg/L)	A: Afluente R.DHS (mg/L)	E1: Efluente R-1 (mg/L)	E2: Efluente R-2 (mg/L)
Caudal (L/s)	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
Caudal (m3/día)	0.0432	0.0432	0.0432	0.0432	0.0432	0.0432
DBO ₅ promedio (mg/L)	83.6113	19.22	26.8848	97.1216	27.52	18.8993
DBO ₅ promedio (Kg/m3)	0.0836	0.0192	0.0269	0.0971	0.0275	0.0189
Carga orgánica (g/día)	3.6120	0.8302	1.1614	4.1957	1.1890	0.8164

Las variaciones en la remoción de DBO₅ se debe al desprendimiento de la capa biológica contenida en las esponjas originada ya sea por la muerte de los microorganismos o las variaciones de caudal ocurridas por la operación de caudal en los reactores, motivo por el cual, el caudal tenía que ser regulado constantemente.

El reactor DHS investigado por Okubo et al., (2016) con THR de 1.33 h y el estudiado por Tafwik et al., (2005) con TRH de 2.7 h presentaron eficiencias de remoción de 91% y 96.6% respectivamente. En el caso de la investigación desarrollada por Machdar et al., (2018) con un reactor DHS con afluente proveniente de un Tanque Séptico la remoción en términos de DBO₅ fue de $56 \pm 21\%$ para un TRH de 3 h. En esta investigación realizada con un TRH de 2.27h la eficiencia de remoción de la DBO₅ fue de $86 \pm 12\%$ en el R-1 y $93 \pm 75\%$ en el R-2.

Los valores promedio en términos de DBO₅ obtenida en los efluentes de R-1 y R-2 (Ver Tabla 25) cumplen con los LMP para efluentes de plantas de tratamiento que establece un valor máximo de 100 mg/L.

6.6 Turbiedad

De los resultados de turbiedad promedio en el afluente de los reactores es 86.49 ± 26.04 UNT y el valor promedio de turbiedad en el efluente de los sedimentadores son 2.65 ± 1.77 UNT y 3.32 ± 2.35 UNT. Estos valores de turbiedad son buenos porque de ser destinada para reúso, cumple con el ECA categoría 1 sub categoría A1, aguas que pueden ser potabilizadas con desinfección cuyo valor máximo es 5 mg/L. Esta eficiencia promedio de remoción en términos de turbiedad es de 96.94% para el R-1 y 96.16 para el R-2.

El reactor R-1 alcanzó una eficiencia promedio de 86.16% en la remoción de la turbiedad. 48.81% es la remoción más baja y 96.60% la más alta. En el caso del reactor R-2 la eficiencia promedio fue de 82.49% siendo la más baja de 46.34% y la más alta de 95.84%.

En la el Figura 39. Se puede apreciar que durante las primeras semanas los reactores tuvieron una etapa de aclimatación, la turbiedad de los efluentes era muy variable y se tuvo un comportamiento más uniforme en términos de turbiedad entre la semana 11 y la semana 14 considerándose la culminación del periodo de aclimatización y el inicio para analizar los parámetros microbiológicos.

Entre la semana 36 y 45 el R-1 mostró mejores eficiencias en comparación que le R-2 pero muestran comportamientos similares. A partir de la semana 45 donde se emplea el efluente del reactor UASB-TS con TRH de 22 h como afluente del sistema, la eficiencia de la turbiedad disminuye como se aprecia en el Figura 39.

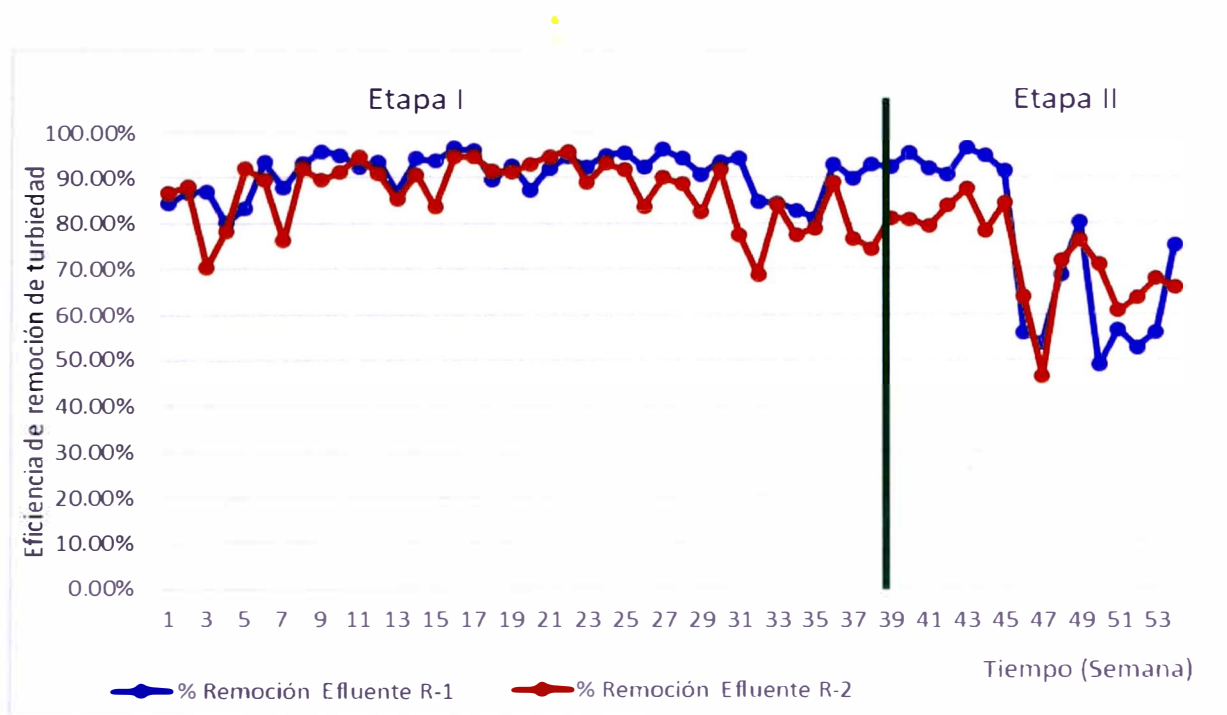


Figura 39. Eficiencia de remoción de turbiedad en los efluentes del R-1 y R-2 versus tiempo.

Mediante esta tecnología de DHS se logra buenas eficiencias de remoción de turbiedad.

6.7 Conductividad

La conductividad promedio en el afluente tiene valores de 1100.52 ± 142.09 uS/cm con un valor máximo de 1328.75 uS/cm y un valor mínimo de 809.90 uS/cm. Durante el periodo de aclimatación de los reactores se tiene una tendencia de aumento de la conductividad hasta la semana 14 en ambos reactores R-1 y R-2.

La conductividad presentó características similares en ambos reactores siendo en el efluente del R-2 valores mayores que en el R-1 en todo el periodo de investigación. La conductividad promedio en el R-1 es 943.03 ± 112.43 uS/cm y 986.17 ± 131.74 uS/cm en el R-2.

Esta disminución en el valor de la conductividad indica que efectivamente una cantidad de sólidos disueltos han sido removidos en el reactor DHS en un 14.31% y 10.39% en el R-1 y R-2. Esta disminución ha estado influenciada también por efectos de la temperatura en su comportamiento normal que cuando la temperatura aumenta, la conductividad tiende a disminuir (Romero, 2005).

Estos resultados promedio de conductividad del afluente indican que tiene un valor concordante con un agua residual de origen doméstico. Valores mayores a los 3000 uS/cm indicarían la presencia de aguas residuales industriales y afectarían los procesos biológicos debido a que los sólidos disueltos aumentan su densidad haciendo más lenta la sedimentación de partículas(cita). Los valores obtenidos cumplen con el ECA 3 riego de vegetales y bebida de animales en caso se destinen estas aguas tratadas para reúso.

6.8 Oxígeno Disuelto

El oxígeno disuelto en el afluente de los reactores tiene un valor promedio de 0.79 ± 1.14 mg/L como corresponde a un agua residual proveniente de un sistema anaerobio. En el reactor R-1 este parámetro va aumentando en el punto V1 con un valor promedio de 4.79 ± 1.24 mg/L, luego en el punto de monitoreo E1 el oxígeno disuelto es 5.68 ± 1.26 mg/L para terminar en el sedimentador S1 con un valor de oxígeno disuelto de 6.21 ± 1.27 mg/L (Figura 40).

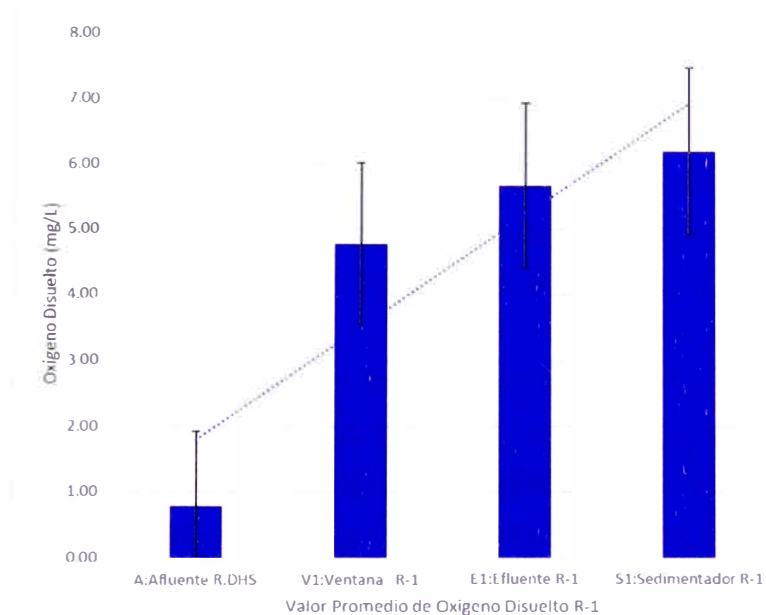


Figura 40. Variación del oxígeno disuelto en el reactor R-1

De la misma manera se puede ver en la Figura 41 como el oxígeno disuelto en el reactor R-2 va aumentando en el punto de monitoreo V2 con un valor promedio de 4.68 ± 1.26 mg/L, luego en el punto de monitoreo E2 el oxígeno disuelto es 5.27 ± 1.23 mg/L para terminar en el sedimentador S2 con un valor de oxígeno disuelto de 5.81 ± 1.42 mg/L.

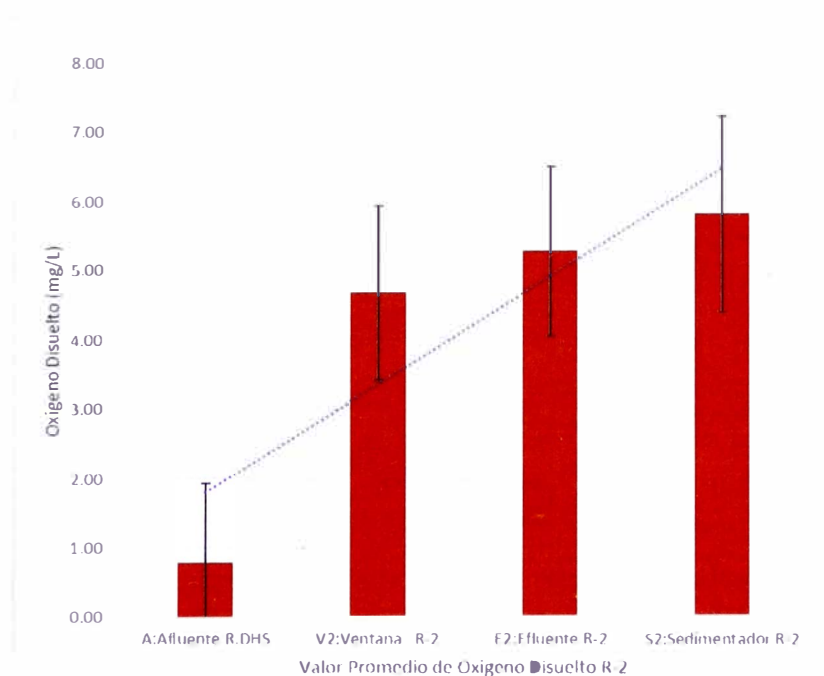


Figura 41. Variación del oxígeno disuelto en el reactor R-2

Comparando ambos reactores se puede apreciar que el R-1 consigue mejores resultados que el R-2 en cuanto al incremento del oxígeno disuelto en el efluente. En las primeras 14 semanas los valores del oxígeno disuelto en el afluente tienen valores elevados debido a una mala operación en el manejo del agua residual en el tanque de almacenamiento y a partir de la semana 17 los valores de oxígeno disuelto del afluente son más representativos con un agua residual proveniente de un sistema anaerobio.

La variación de oxígeno disuelto observada en la Figura 40 y Figura 41 a lo largo del reactor a medida que el agua residual fluye de arriba hacia abajo es debido a la incorporación del oxígeno a través del aire que ingresa a R-1 y R-2 a través de las separaciones entre sus módulos (ventanas V1 y V2) cuya distancia es de 10 cm.

En la Figura 42 se aprecia como el incremento de oxígeno disuelto en ambos reactores ha ido disminuyendo en el periodo de investigación hasta alcanzar una estabilidad a partir de la semana 44. Por el contrario, entre las primeras 14 semanas se muestra una inestabilidad en el afluente originada por el volumen de agua residual en el tanque de almacenamiento, el cual, al quedar con menos de 100 L, el dispositivo de mezcla al rotar, producía el incremento del oxígeno disuelto en el interior de esta unidad.

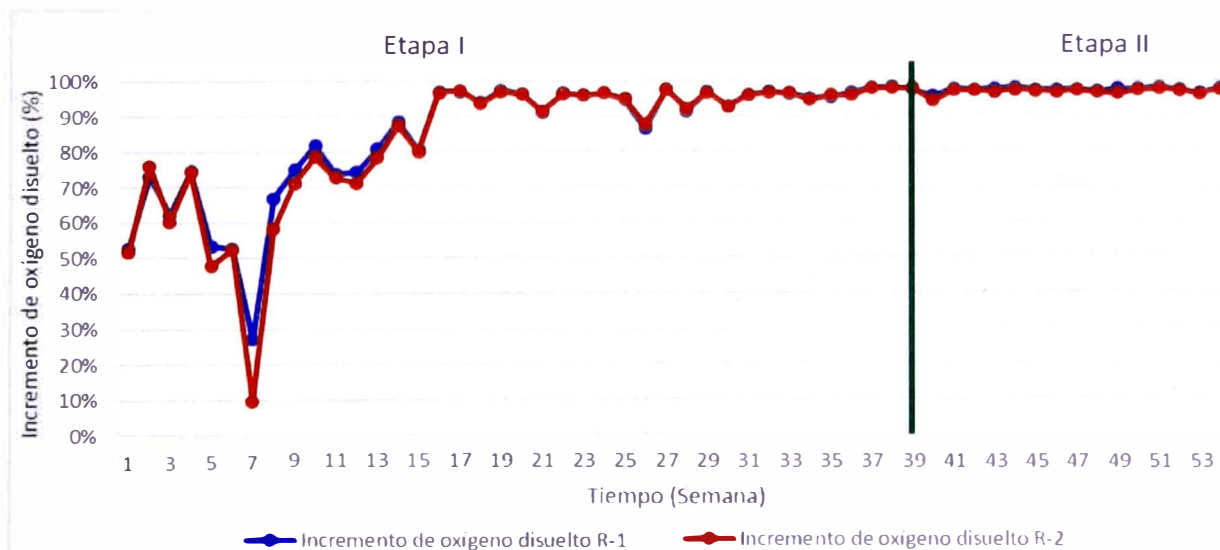


Figura 42 Comparación de eficiencia de remoción del oxígeno disuelto en R-1 y R-2 versus tiempo.

Los incrementos de oxígeno disuelto en los efluentes de esta investigación son 5.42 mg/L y 5.02 mg/L para el R-1 y R-2 respectivamente lo cual va en consonancia con el incremento de oxígeno disuelto investigado por Mahmoud et al.,(2011) y Tandukar et al., (2007) descrito previamente en los antecedentes.

6.9 Sólidos Totales, Fijos Totales y Volátiles Totales.

La composición de sólidos totales en el afluente está conformada en esta investigación por el 75.81% de sólidos fijos totales (SFT) y 24.19% de sólidos volátiles totales (SVT).

El efluente del R-1 está formado por 70.72% de sólidos fijos totales y 29.28% de sólidos volátiles totales y el efluente del Sedimentador S1 por 74.97% de sólidos fijos totales y 25.03% de sólidos volátiles totales. En el R-2 el efluente está compuesto por 73.42% de sólidos fijos totales y 26.58% de sólidos volátiles totales y el sedimentador S2 por 75.37% de sólidos fijos totales y 24.63% de sólidos volátiles totales.

Estos porcentajes de sólidos fijos totales indican que existe siempre una mayor concentración de materia inorgánica que de materia orgánica presente en ambos reactores.

De los resultados presentados en la Tabla 19 y Tabla 20 se observa que no se consiguen eficiencias de remoción en el efluente de R-1 y R-2 y por el contrario, la cantidad de sólidos aumenta en comparación con lo contenido en el afluente, teniendo un valor promedio de sólidos totales de 624.98 ± 118.49 mg/L en el afluente y 763.79 ± 147.86 mg/L de sólidos totales en el efluente del R-1 y 727.25 ± 144.70 mg/L de sólidos totales en el efluente del R-2.

En la Figura 43 se presenta el incremento de la cantidad de sólidos en el R-1 expresada en términos de sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales a través del sistema.

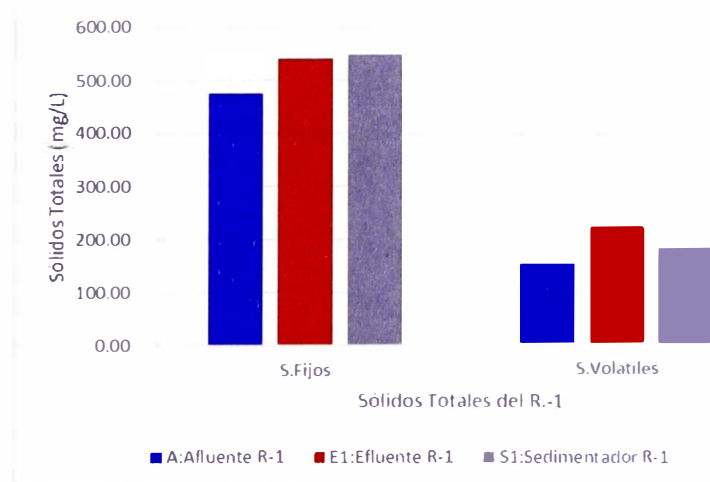


Figura 43. Valores promedio de sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales en el R-1.

De manera similar en la Figura 44 se presenta el incremento de sólidos en el R-2 expresada en términos de sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales a través del sistema.

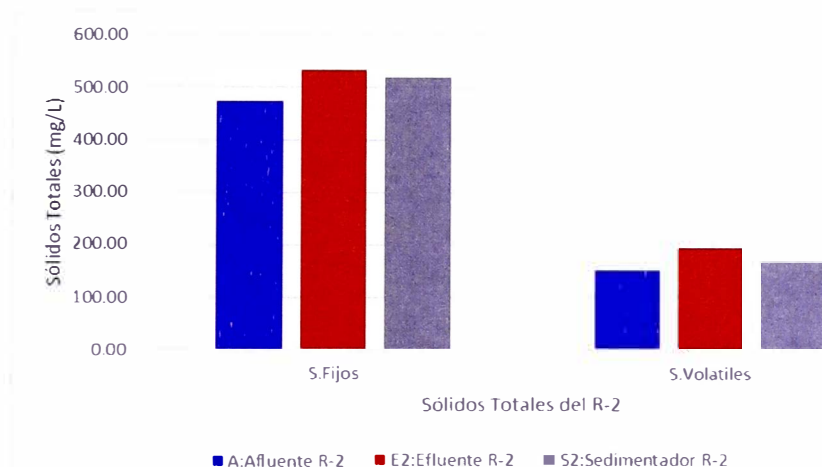


Figura 44. Valores promedio de sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales en el R-2.

La evaluación de los sólidos totales, sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales no muestran una remoción para el sistema DHS de tercera generación; por el contrario, se tienen resultados de eficiencias negativas en la mayoría de ensayos en el periodo de investigación. Este incremento en la cantidad de sólidos es probablemente a que se haya ido arrastrando material disuelto en el sistema contenido en las esponjas y la biopelícula desprendida.

En la Figura 45 se observa la comparación de los sólidos volátiles totales y sólidos totales del R-1 con la temperatura y se puede apreciar una tendencia al elevarse la temperatura, disminuye la cantidad de sólidos volátiles totales a partir de la semana 29.

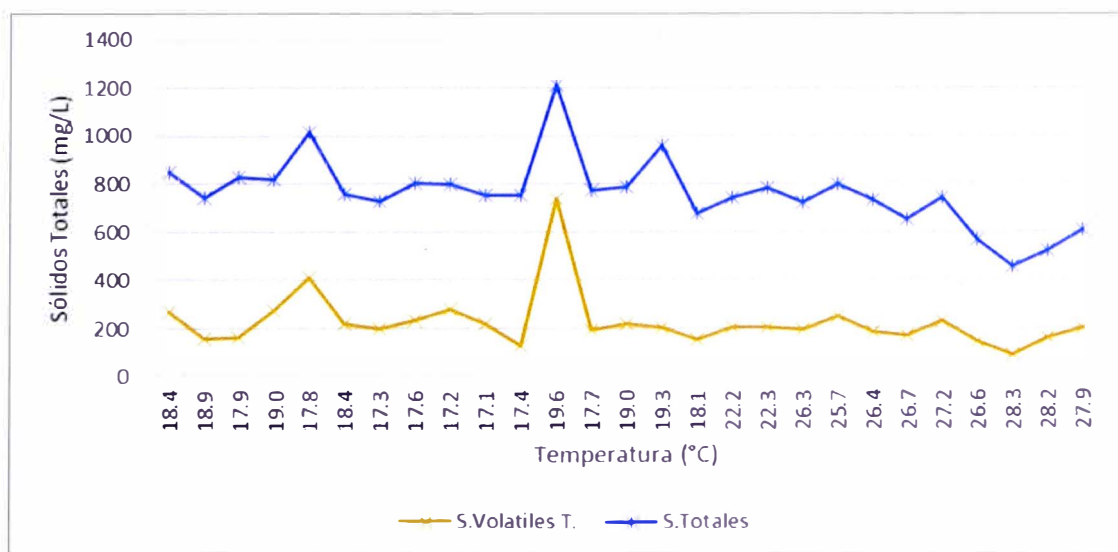


Figura 45. Sólidos totales versus temperatura en el reactor R-1.

En la Figura 46 se observa la comparación de los SVT y ST del R-2 con la temperatura y se puede apreciar una tendencia al elevarse la temperatura, disminuye la cantidad de SVT a partir de la semana 29.

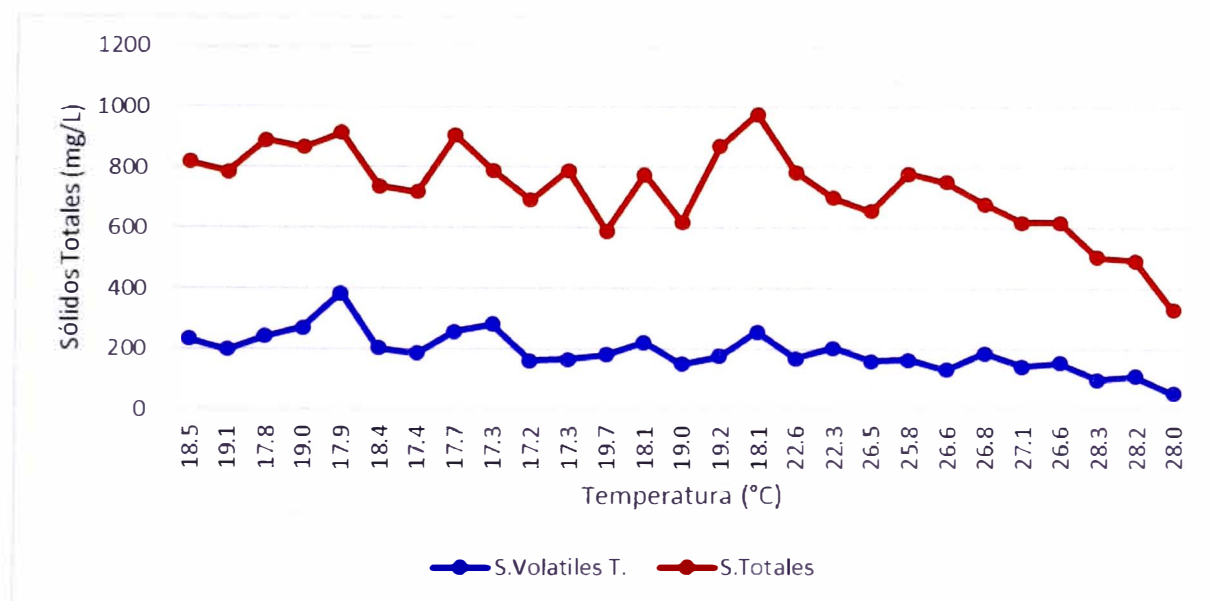


Figura 46. Sólidos totales versus temperatura en el reactor R-2.

De los resultados de sólidos volátiles totales y sólidos totales se tiene la relación entre los sólidos volátiles totales con los sólidos totales (SVT/ST) en la Tabla 26 que representa la tasa de material orgánico promedio en los puntos de monitoreo de ambos reactores. La interpretación de este resultado también nos indica que hay un incremento de material orgánico que se produce en ambos reactores tanto en el reactor como en el sedimentador del sistema.

Tabla 26 Relación entre los sólidos volátiles totales y sólidos totales.

	n = 27				
	R-1			R-2	
	Afluente (A)	Efluente (E1)	Sedimentador (S1)	Efluente (E2)	Sedimentador (S2)
	SVT/ST	SVT/ST	SVT/ST	SVT/ST	SVT/ST
PROMEDIO	0.227	0.283	0.247	0.261	0.237
DESV. EST.	0.105	0.083	0.051	0.053	0.078

n: 27 ensayos

Este aumento en la tasa indica que la concentración de material orgánico proveniente del agua residual del afluente ha sido oxidado en la biopelícula contenida en la esponja, se han desarrollado hasta alcanzar el crecimiento celular y dichas células mueren originándose el desprendimiento por medio del flujo de agua residual en el reactor aportando sólidos.

La tasa promedio de sólidos volátiles totales con los sólidos totales en el efluente del R-1 es de 0.283 ± 0.083 y en el efluente del R-2 es 0.261 ± 0.053 .

6.10 Producción de lodos (mL/L/d)

Evaluando los sólidos sedimentables en cada etapa de la investigación se observa, que durante la etapa I que utiliza el afluente del reactor UASB la cantidad de sólidos sedimentables es menor a comparación con la cantidad de sólidos sedimentables de la segunda etapa que utiliza como afluente el proveniente del Tanque Séptico-UASB sobre todo el utilizado con TRH de 22 h utilizado desde la semana 45.

Tabla 27 Volumen de lodos (mL/L/d) en la Etapa I y Etapa II del sistema.

	Etapa I		Etapa II	
	VSSed (mL/L/d)		VSSed (mL/L/d)	
	VSSed R-1	VSSed R-2	VSSed R-1	VSSed R-2
V. PROMEDIO	0.082	0.172	0.454	0.380
DESV. EST.	0.084	0.140	0.273	0.167
V. MÁXIMO	0.321	0.440	0.727	0.628
V. MÍNIMO	0.011	0.035	0.042	0.068

De los resultados de producción de lodos mostrados en la Tabla 27, durante la etapa I, el R-1 genera una producción de lodos de 0.082 ± 0.084 mL/L/d con valor mínimo de 0.011 mL/L/d y un máximo de 0.321 mL/L/d mientras que en R-2 se tiene una producción de lodos promedio de 0.172 ± 0.140 mL/L/d, teniendo un valor mínimo 0.035 mL/L/d y un máximo de 0.44 mL/L/d.

En la Etapa II que se utiliza el afluente proveniente del reactor UASB-TS, la producción de lodos promedio en R-1 es 0.454 ± 0.273 mL/L/d con valor mínimo de 0.042 mL/L/d y un máximo de 0.727 mL/L/d mientras que en el R-2 se tiene una producción de lodos promedio de 0.380 ± 0.167 mL/L/d teniendo un valor mínimo 0.068 mL/L/d y un máximo de 0.628 mL/L/d.

Durante la primera Etapa se presenta mayor cantidad producción de lodos en el R-2. Entre la semana 37 y 45 se produce lo contrario y empieza a mostrar mayor producción de lodos en el R-1 (Ver Figura 29).

Estas variaciones en la producción de lodos están relacionadas con los cambios de los afluentes de cada etapa y las variaciones de DBO_5 en el afluente de los reactores.

La producción de lodos podría haberse producido por el crecimiento de la biopelícula formada en la esponja por lo que se aprecia el incremento de la DBO_5 en el afluente del sistema entre la Etapa I y la Etapa II. En este desarrollo de la biopelícula, los microorganismos que crecen en la capa límite de la esponja son los que pierden su capacidad de adherencia y son arrastrados por la carga hidráulica del afluente hacia el sedimentador. Este desprendimiento se debe a que estos microorganismos metabolizan su propio protoplasma al iniciar la fase endógena debido a que no disponen de fuentes orgánicas externas ya que estas han sido consumidas por los microorganismos que se encuentran concentrados en la zona interna de la esponja más cercana al acarreador como se ha señalado en el marco teórico (Ver Figura 2). De esta manera se explica la producción de lodos que existe en los sedimentadores, sobre todo en la Etapa II de esta investigación, lo que concuerda a la tendencia de producción señalada por Vega-Príncipe (2018).

6.11 Producción de lodo y Eficiencia total DBO_5 con la Carga Orgánica

De la Figura 47 se observa que mediante el sistema DHS de tercera generación se puede llegar a conseguir una eficiencia de remoción total de DBO_5 de 65 a 95.1% en el efluente E1 del R-1 para una carga orgánica que se encuentra en un rango de 1.94 a 5.44 gDBO_5/d .

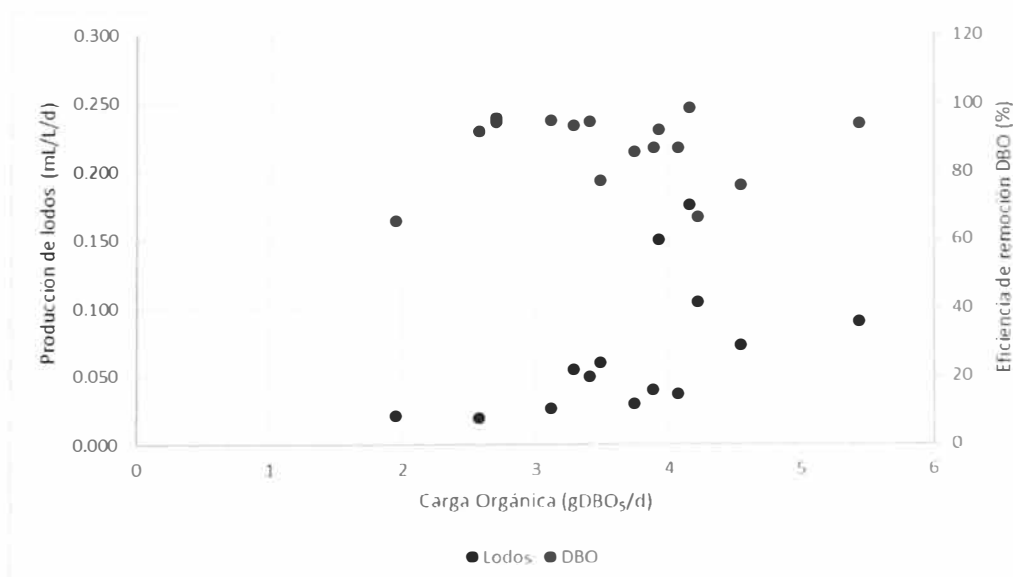


Figura 47. Producción de lodo y eficiencia de remoción de DBO_5 versus Carga Orgánica en el efluente E1 de la etapa I.

Luego, de la proyección de una curva de tendencia para los valores indicados, se podría conocer la eficiencia en remoción total aproximada de DBO_5 y la producción de lodos, para cualquier otro valor de carga orgánica de otro afluente.

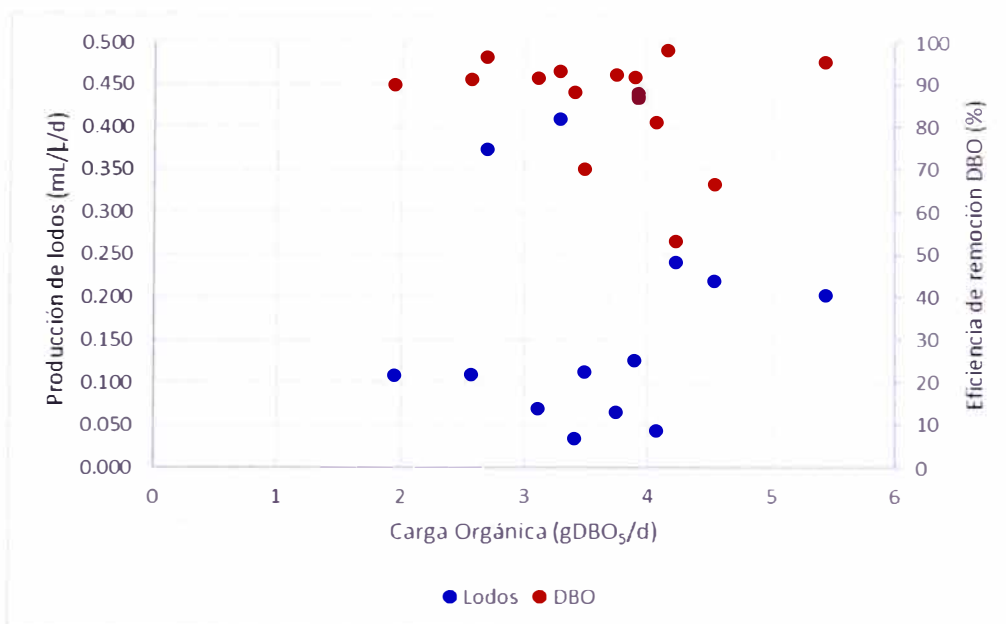


Figura 48. Producción de lodo y eficiencia de remoción de DBO_5 versus Carga Orgánica en el efluente E2 de la etapa I.

De manera similar en la Figura 48 se observa que mediante el sistema DHS de tercera generación se puede llegar a conseguir una eficiencia de remoción total de DBO_5 de 53.34 a 98.161% en el efluente E2 del R-2 para una carga orgánica que se encuentra en un rango de 1.94 a 5.44 gDBO₅/d.

Conclusiones

- El sistema del reactor Down Flow Hanging Sponge (DHS) de Tercera Generación permitió una remoción mayor al 90% en términos de coliformes termotolerantes con eficiencias en términos de reducción de unidades logarítmicas comprendidas entre los 2.24 log y 2.61 log como parte del post tratamiento de efluentes de reactores UASB.
- No se consiguió una eficiencia de remoción de sólidos totales ni sólidos volátiles. Por el contrario, durante el periodo de investigación se presentó un incremento de estos valores en los reactores probablemente debido a que el afluente ha sido oxidado en la biopelícula contenida en la esponja, los microorganismos se han desarrollado hasta alcanzar el crecimiento celular y dichas células mueren originándose el desprendimiento por medio del flujo de agua residual en el reactor aportando de esta manera la cantidad de sólidos.
- La producción de lodos en los reactores DHS de tercera generación fue baja y estuvo en el rango promedio de 62.05 a 69.60 mL/d para una carga orgánica entre 0.97 y 1.06 gDBO₅/d.
- La eficiencia de remoción de turbiedad en los sedimentadores de los reactores estuvo en el orden de 96.16% a 96.94% lo que permitió tener efluentes clarificados con valores promedio entre 1.13 y 1.59 UNT.
- El medio filtrante del reactor DHS de tercera generación utilizado tuvo como características operacionales una densidad de 12.51 Kg/m³ con una porosidad de 94.10% y una relación de vacío de 0.94.
- El efluente del reactor R-1 y R-2 presentó un potencial de hidrógeno (pH) entre 7.48 y 7.64 respectivamente, considerados valores casi neutros lo que contribuyó al crecimiento y desarrollo de la biopelícula en el medio filtrante.
- La conductividad del agua residual tratada presenta una disminución que se expresa entre el 10.39% y 14.31%. Es probable que el material orgánico medido

como sólido disuelto por medio de la conductividad ha sido utilizado por los microorganismos que se desarrollan en la biopelícula como fuente de alimento o energía.

- No se presentaron remociones de sólidos totales, sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales probablemente por el arrastre de microorganismos desprendidos de la biopelícula, sin embargo, estas cantidades no representan significativas formaciones de lodos en los sedimentadores.
- Del incremento del oxígeno disuelto en el sistema de tratamiento se concluye que la aireación por goteo permitió la incorporación de oxígeno en el sistema a través de los poros del medio filtrante y las ventanas de ventilación natural existente entre cada módulo.
- De la normatividad vigente de la calidad de agua tratada para uso de riego de vegetales y bebida de animales se concluye que el tratamiento con reactores DHS de tercera generación respecto a los parámetros fisicoquímicos como Temperatura, oxígeno disuelto, pH y Conductividad cumplen con el ECA-Categoría 3.
- Respecto a los valores obtenidos de coliformes termotolerantes es necesario incorporar otras unidades o procesos de tratamiento tal como la desinfección para cumplir con la calidad de agua establecida en el ECA-categoría3.
- Esta tecnología permite mejorar la calidad del agua residual y podría ser replicable a escala piloto en muchas zonas a nivel nacional en condiciones ambientales similares para ampliar esta investigación.

Recomendaciones

- Ampliar la investigación considerando una unidad de desinfección en el sistema para evaluar la posibilidad de usar esta tecnología de tratamiento de aguas residuales para reúso.
- Respecto a la operación y mantenimiento del sistema a escala piloto se debe garantizar un volumen de agua residual en el tanque de almacenamiento con la finalidad de mantener las características aerobias del afluente, para lo cual se recomienda hacer el llenado de manera diaria y eliminando el excedente.
- Realizar la limpieza de las unidades de reparto para evitar las obstrucciones en los orificios y poder conseguir una distribución homogénea en el reactor DHS.
- Realizar la verificación constante de la medida del caudal de ingreso en el reactor para mantener el caudal de diseño.
- Ampliar la investigación de esta tecnología en condiciones ambientales diferentes a las desarrolladas en esta investigación.

Referencias bibliográficas

- APHA, AWWA and WEF (2017). Standard methods for the examination of water and wastewater, 23rd ed.
- Czysz, W., Schneider, W., Denne, A., & Staudte, E. (1991). Manual de disposición de aguas residuales. GTZ. CEPIS, OPS, y OMS. Lima Perú.
- El-Tabl, A. S., & Shahin, M. S. A. (2018). Removal of Toxic chemicals and biological pollutants from groundwater wells using modified downflow hanging sponge reactor. *International Journal of Advances in Chemistry (IJAC)* Vol.4, N°1. DOI: 10.5121/ijac.2018.4101
- Hernández, H., Buitrón, G., López, C., & Cervantes Carrillo, F. (2017). Tratamiento biológico de aguas residuales: principios, modelación y diseño. *IWA Publishing*. <https://doi.org/10.2166/9781780409146>
- Mahmoud, M., Tawfik, A., & El-Gohary, F. (2011). Use of down-flow hanging sponge (DHS) reactor as a promising post-treatment system for municipal wastewater. *Chemical engineering journal*, 168(2), 535-543. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.01.019>
- Machdar, I., Muhammad, S., Onodera, T., & Syutsubo, K. (2018). A pilot-scale study on a down-flow hanging sponge reactor for septic tank sludge treatment. *Environmental Engineering Research*, 23(2), 195-204. <https://doi.org/10.4491/eer.2017.106>
- Metcalf & Eddy (2014). *Ingeniería de Aguas Residuales, Tratamiento, vertido y reutilización*. Madrid: McGraw-Hill.
- Ministerio de Economía y Finanzas (2020). *Informes Multianuales de Inversiones en Asociaciones Público Privadas – Ministerio de Vivienda Construcción y Saneamiento*. <https://www.mef.gob.pe/es/asociaciones-publico-privadas/imiapp>.
- Ministerio de Vivienda Construcción y Saneamiento (2022). *Evaluación de los monitoreos de la calidad de los efluentes de las plantas de tratamiento de aguas residuales domesticas o municipales, presentados por los prestadores de los servicios de*

<https://cdn.www.gob.pe/uploads/document/file/4339582/Informe%20Estad%C3%A9stico%20Anual.pdf?v=1680104653>

- Nomoto, N., Hatamoto, M., Hirakata, Y., Ali, M., Jayaswal, K., Iguchi, A., Okubo, T., Takahashi, M., Kubota, K., Tagawa, T., Uemura, S., Yamaguchi, T., & Harada, H. (2018). Defining microbial community composition and seasonal variation in a sewage treatment plant in India using a down-flow hanging sponge reactor. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 102(10), 4381-4392. <https://doi.org/10.1007/s00253-018-8864-1>
- Nurmiyanto, A., & Ohashi, A. (2019). Downflow Hanging Sponge (DHS) Reactor for Wastewater Treatment-A Short Review. *MATEC Web of Conferences*, 280, 05004. <http://dx.doi.org/10.1051/mateconf/201928005004>
- Onodera, T., Tandukar, M., Sugiyana, D., Uemura, S., Ohashi, A., & Harada, H. (2014). Development of a sixth-generation down-flow hanging sponge (DHS) reactor using rigid sponge media for post-treatment of UASB treating municipal sewage. *Bioresour. technology*, 152, 93-100. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.10.106>
- Okubo, T., Kubota, K., Yamaguchi, T., Uemura, S., & Harada, H. (2016). Development of a new non-aeration-based sewage treatment technology: performance evaluation of a full-scale down-flow hanging sponge reactor employing third-generation sponge carriers. *Water research*, 102, 138-146. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2016.06.035>
- Quispe-Paucar, M.E. (2019). *Tratamiento del efluente de un reactor anaerobio mediante el sistema DHS (Down Flow Haging Sponge) de primera generación con diferentes tamaños del medio de soporte de esponja* (Tesis de licenciatura, Universidad Nacional de Ingeniería). Repositorio UNI.
- Romero, J. (2005). *Tratamiento de aguas residuales: Teoría y principios de diseño*. Bogotá, CO, Escuela Colombiana de Ingenieros.

- SUNASS (2022). *Diagnóstico de las plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) en el ámbito de las empresas prestadoras 2022*.
<https://www.sunass.gob.pe/doc/Publicaciones/ptar.pdf>
- Tandukar, M., Ohashi, A., & Harada, H. (2007). Performance comparison of a pilot-scale UASB and DHS system and activated sludge process for the treatment of municipal wastewater. *Water Research*, 41(12), 2697-2705.
<https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.02.027>
- Tawfik, A., El-Gohary, F., Ohashi, A., & Harada, H. (2006). The influence of physical-chemical and biological factors on the removal of faecal coliform through down-flow hanging sponge (DHS) system treating UASB reactor effluent. *Water research*, 40(9), 1877-1883. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.02.038>
- Tchobanoglous, Burton, & Stensel, H. D. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, McGraw Hill, NY, USA.
- Tra, Van-Tung, et al. "Influence of hydraulic loading rate on performance and energy-efficient of a pilot-scale down-flow hanging sponge reactor treating domestic wastewater." *Environmental Technology & Innovation* 21 (2021): 101273.
<https://doi.org/10.1016/j.eti.2020.101273>
- Uemura, S., Suzuki, S., Maruyama, Y., & Harada, H. (2012). Direct treatment of settled sewage by DHS reactors with different sizes of sponge support media.
- Vega-Príncipe P.A. (2018). *Remoción de carga orgánica y coliformes termotolerantes mediante un Reactor Downflow Hanging Sponge (DHS) con una tasa de recirculación de 50%* (Tesis de pregrado). Universidad Nacional de Ingeniería, Lima, Perú.
- Wasel, M., Farg, R., El-Tabl, A., Mahmoud, A., Radwan, A., Sarhan, K., & Ezzat, A. (2019). Studies on the wastewater treatment using modified down flow hanging sponge (DHS) pilot and its application. *Al-Azhar Bulletin of Science*, 30(1), 9-20.
<https://dx.doi.org/10.21608/absb.2019.67886>

- Watari, T., Cuong Mai, T., Tanikawa, D., Hirakata, Y., Hatamoto, M., Syutsubo, K., ... & Yamaguchi, T. (2017). Development of downflow hanging sponge (DHS) reactor as post treatment of existing combined anaerobic tank treating natural rubber processing wastewater. *Water Science and Technology*, 75(1), 57-68.
<https://doi.org/10.2166/wst.2016.487>
- Yaya, R., Kujawa, K., van, J., & Zeeman, G. (2015). A downflow hanging sponge (DHS) reactor for faecal coliform removal from an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) effluent. *Water Science and Technology*, 72(11), 2034-2044.
<https://doi.org/10.2166/wst.2015.427>
- Yaya, R., Cadillo, E., Lazo, L., (2019). Tratamiento de aguas residuales domésticas mediante un reactor UASB-TS. Universidad Nacional de Ingeniería, Lima-Perú.

Anexos

Anexo 1. Panel Fotográfico	1
Anexo 2. Resumen de Monitoreo	8

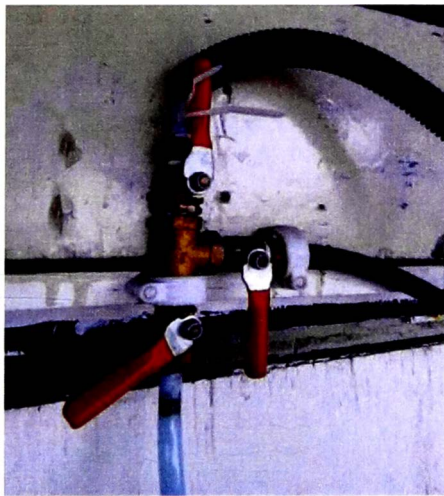
Anexo 1. Panel Fotográfico



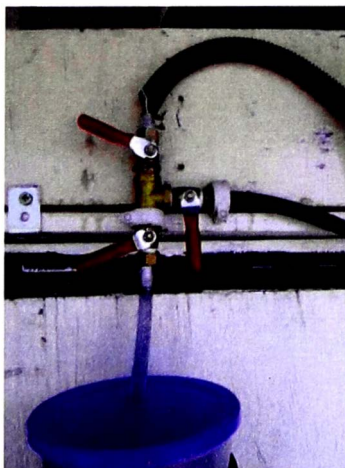
Fotografía N° 1 Módulo de investigación a escala piloto. R-1 a la izquierda y R-2 a la derecha



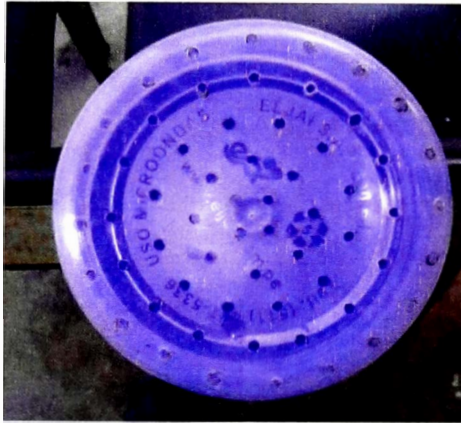
Fotografía N° 2 Tanque de Almacenamiento del efluente del reactor UASB



Fotografía N° 3 Válvulas de control para regulación de caudal



Fotografía N° 4 Unidad de reparto de caudal



Fotografía N° 7 Orificios para el ingreso del caudal en la Unidad de Reparto



Fotografía N° 6 Esponjas de poliuretano en portador de PVC



Fotografía N° 5 Instalación de Esponjas contenidas en portador dentro del reactor DHS-3G



Fotografía N° 9 Separación de 10 cm entre módulos



Fotografía N° 8 Embudo de recolección y Sedimentador



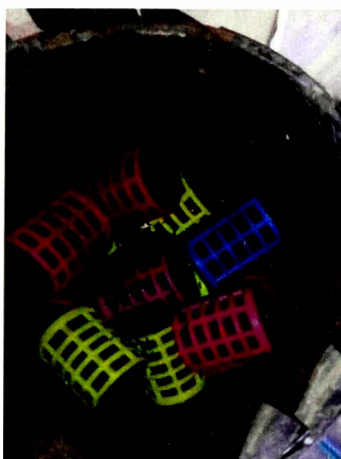
Fotografía N° 10 Vista interior de los sedimentadores



Fotografía N° 11 Toma de muestra del efluente del R-1



Fotografía N° 12 Muestras del Afluente, Efluente R-1, Efluente del Sedimentador



Fotografía N° 13 Formación de biopelícula en las esponjas en la semana 54 al finalizar la investigación



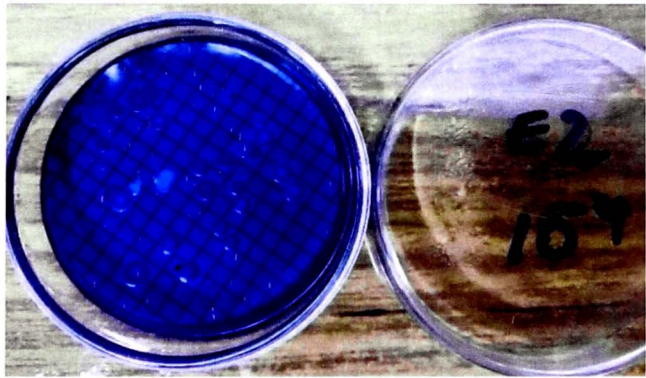
Fotografía N° 14 Ventana de inspección del reactor DHS a escala piloto. Se visualiza las esponjas en la semana 38 de la investigación



Fotografía N° 15 Sólidos Sedimentables de 1 semana en el sedimentador



Fotografía N° 16 Medición de OD y Ensayo de DBO



Fotografía N° 17 Ensayo de Coliformes por método de membrana en placa



Fotografía N° 18 Esponjas cortadas en cubos para el ensayo de porosidad.

Anexo 2. Resumen de Monitoreo

Tabla 28 Promedio semanal monitoreo turbiedad (UNT)

Semana	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
1	67.39	10.48	6.82	8.90	8.77
2	93.73	12.34	8.62	11.16	7.50
3	74.55	9.59	4.84	22.07	13.86
4	80.62	15.94	9.37	17.58	12.73
5	89.57	14.87	6.20	7.10	3.74
6	52.88	3.46	2.29	5.45	2.28
7	29.20	3.55	2.97	6.96	1.92
8	55.62	3.83	2.36	4.43	2.30
9	67.66	2.79	2.95	7.08	3.27
10	61.84	3.12	2.28	5.39	3.53
11	92.20	6.94	2.49	4.96	2.97
12	96.16	6.10	3.83	8.73	2.93
13	55.91	7.36	2.18	8.25	2.75
14	58.06	3.28	2.32	5.40	2.03
15	62.81	3.90	2.75	10.30	3.61
16	77.59	2.63	2.21	4.06	1.69
17	81.54	3.22	1.74	4.39	1.82
18	66.37	6.97	2.73	5.56	3.17
19	93.75	6.74	2.45	8.31	3.04
20	75.52	9.53	3.03	5.23	2.20
21	131.52	10.33	2.68	6.86	2.69
22	106.63	5.85	6.67	4.44	1.82
23	78.29	5.88	2.73	8.72	2.46
24	135.72	6.81	3.30	9.32	3.30
25	112.30	5.01	2.17	9.21	2.64
26	91.08	6.94	2.60	14.90	2.84
27	143.17	5.39	2.07	14.24	3.66
28	124.40	7.03	1.86	14.15	3.58
29	144.20	13.30	2.62	25.38	3.18
30	133.88	8.62	1.75	10.85	2.00
31	105.34	5.94	1.56	23.86	2.67
32	110.83	16.93	2.54	34.60	3.07
33	87.95	13.65	2.19	13.98	2.66
34	92.48	15.89	1.90	20.94	3.16
35	72.80	13.77	2.82	15.35	2.57
36	139.40	9.75	1.84	15.15	3.11
37	95.70	9.70	2.17	22.33	4.17
38	100.90	7.14	2.37	25.83	4.70
39	96.06	7.31	1.33	18.14	3.67
40	97.97	4.48	1.16	18.69	4.08
41	100.10	7.81	1.41	20.70	2.78
42	75.07	6.95	1.32	12.14	2.23
43	100.35	3.49	1.44	12.50	2.19
44	75.20	3.84	1.63	16.28	2.11
45	95.68	8.13	1.58	14.89	1.76
46	70.04	30.79	1.28	25.38	1.85
47	76.82	35.58	1.30	41.22	2.04
48	63.68	19.96	1.60	17.96	1.74
49	81.13	15.96	1.41	19.30	2.29
50	55.48	28.40	1.33	16.18	1.59
51	61.86	26.88	1.39	24.32	1.74
52	75.08	35.64	1.45	27.38	2.38
53	56.10	24.68	1.88	18.12	4.43
54	50.16	12.48	1.13	17.10	2.29

Tabla 29 Promedio semanal monitoreo temperatura (°C)

Semana	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
1	28.34	28.03	28.04	27.90	28.13
2	28.07	28.05	28.15	28.05	28.23
3	27.68	26.86	27.10	26.74	27.15
4	26.66	26.50	26.52	26.46	26.42
5	26.03	25.69	26.06	25.69	26.07
6	25.95	25.35	25.65	25.35	25.65
7	29.20	28.70	29.10	29.40	29.90
8	26.92	26.50	26.86	26.56	27.00
9	24.04	23.66	25.00	23.80	24.02
10	24.01	23.56	23.83	23.61	23.79
11	21.80	21.31	21.84	21.28	21.50
12	21.36	20.92	20.99	20.89	20.94
13	20.19	20.04	20.31	20.08	20.36
14	18.64	18.39	18.51	18.46	18.51
15	19.09	18.93	19.21	19.12	19.20
16	17.99	17.87	17.90	17.84	17.90
17	19.36	18.99	19.01	18.98	19.20
18	18.10	17.84	17.80	17.87	17.97
19	17.91	18.35	18.38	18.36	18.46
20	17.54	17.33	17.05	17.39	17.10
21	17.70	17.58	17.45	17.72	17.72
22	17.80	17.23	17.40	17.25	17.55
23	17.29	17.06	17.12	17.18	17.15
24	17.57	17.40	17.32	17.32	17.18
25	19.77	19.60	19.55	19.67	19.66
26	18.06	17.70	17.98	18.06	17.98
27	19.08	19.00	18.20	19.00	18.15
28	19.18	19.26	18.83	19.20	19.20
29	18.43	18.10	18.13	18.08	18.20
30	20.02	20.26	20.22	20.18	20.28
31	19.64	19.91	19.82	19.89	19.80
32	18.60	18.78	18.65	18.80	18.81
33	21.21	21.00	21.15	21.00	21.08
34	21.06	20.78	20.88	20.76	21.00
35	22.35	22.20	21.75	22.55	21.65
36	22.68	22.25	22.37	22.33	22.42
37	22.40	22.30	22.10	22.40	22.17
38	21.73	21.43	21.27	21.57	21.47
39	24.46	24.26	24.02	24.34	24.10
40	25.10	24.40	24.90	24.70	25.00
41	24.40	24.17	24.77	24.53	24.67
42	23.63	23.37	23.97	23.53	24.07
43	26.70	26.15	26.30	26.30	26.75
44	26.75	26.25	26.50	26.50	26.63
45	26.30	25.68	25.50	25.84	25.82
46	26.94	26.44	26.52	26.56	26.62
47	26.94	26.74	26.96	26.80	26.94
48	27.80	27.22	27.22	27.10	27.30
49	27.07	26.60	26.53	26.63	26.60
50	27.34	27.40	27.34	27.26	27.48
51	28.62	28.34	28.28	28.30	28.52
52	28.60	28.24	28.40	28.20	28.68
53	28.88	28.38	27.98	28.36	28.02
54	28.64	27.94	28.16	28.04	28.22

Tabla 30 Promedio semanal monitoreo conductividad (uS/cm)

Semana	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
1	981.16	932.68	931.29	934.87	936.47
2	862.42	777.57	778.78	674.97	813.90
3	809.90	695.33	694.01	748.61	743.78
4	811.76	738.28	730.30	785.60	784.64
5	891.06	836.07	823.74	812.93	808.89
6	945.20	817.05	799.33	860.20	829.35
7	951.60	817.50	797.40	808.10	799.00
8	931.10	795.44	805.60	793.48	801.44
9	1001.99	831.46	841.22	897.22	915.04
10	1044.56	895.50	894.96	948.42	939.86
11	1112.88	963.06	950.18	1008.90	1007.56
12	1025.58	974.74	985.04	1037.09	1035.04
13	1201.88	1031.10	1026.19	1065.63	1068.25
14	1108.06	1081.33	1101.56	1088.11	1102.56
15	1246.67	1073.12	1092.78	1104.56	1116.44
16	1191.14	1024.14	1014.20	1034.57	1030.86
17	1161.89	980.30	977.27	988.74	993.94
18	1190.11	1016.78	1018.92	1031.11	1056.83
19	1213.88	1027.63	1037.60	1031.69	1048.60
20	1226.89	1038.67	1033.50	1038.89	1060.00
21	1027.67	881.67	889.50	888.83	881.83
22	1227.75	1003.33	1034.50	1078.75	1023.00
23	1208.88	1012.04	1001.97	1080.88	1059.50
24	1315.33	1105.50	1096.20	1169.17	1217.40
25	1214.67	1019.98	1026.72	1088.50	1096.20
26	1234.00	1042.60	1046.00	1117.60	1112.20
27	1323.83	1076.75	1108.00	1198.50	1211.00
28	1306.40	1162.00	1107.50	1224.40	1213.40
29	1328.75	1078.00	1170.25	1275.50	1191.25
30	1223.60	1101.32	1038.08	1121.20	1118.20
31	1224.43	1033.46	1006.95	1119.86	1117.00
32	1167.75	1016.78	1027.30	1078.50	1067.50
33	1148.33	998.93	1007.00	1024.78	1022.65
34	1158.60	995.40	983.25	1045.20	1024.03
35	1174.50	1016.50	1019.00	1025.00	1002.45
36	1168.00	1033.17	990.65	1029.17	1013.90
37	1129.00	956.57	941.30	1013.97	1019.23
38	1246.67	1021.73	1019.23	1116.67	1109.33
39	1181.00	980.96	995.82	1064.60	1056.14
40	1101.33	900.13	911.10	966.67	978.17
41	1097.67	881.10	885.23	966.93	959.80
42	1172.67	917.37	900.77	1003.90	1015.43
43	968.60	763.80	780.55	836.80	829.85
44	1157.00	881.38	890.30	998.00	971.15
45	1167.00	976.90	977.30	1035.00	1035.12
46	1194.40	1007.96	1026.66	1063.20	1061.60
47	1084.40	943.18	955.72	986.08	978.64
48	1034.38	897.98	875.54	931.30	925.72
49	1068.27	925.87	894.40	970.90	958.30
50	933.04	820.16	811.68	834.88	825.88
51	822.76	735.26	751.12	738.30	730.64
52	817.28	730.16	718.88	768.12	774.52
53	967.12	850.22	1020.06	874.94	868.80
54	923.14	807.86	788.58	823.18	818.46

Tabla 31 Promedio semanal monitoreo oxígeno disuelto (mg/L)

Semana	A:Afluente	V1:Ventana R-1	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	V2:Ventana R-2	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
1	3.64		7.71	7.42		7.53	7.13
2	1.60		5.93	6.84		6.65	7.03
3	2.90		7.70	7.35		7.31	7.23
4	1.83		7.19	7.21		7.12	6.46
5	3.32		7.14	7.67		6.35	7.61
6	2.92		6.17	7.09		6.15	7.13
7	5.47		7.50	7.59		6.05	7.01
8	2.34		7.04	7.32		5.59	6.65
9	1.97		7.85	8.09		6.80	7.52
10	1.29	5.87	7.08	7.52	5.29	5.99	7.18
11	1.84	6.56	7.04	7.82	6.02	6.72	7.50
12	1.97	7.24	7.64	8.08	6.49	6.81	7.20
13	1.42	6.89	7.39	8.16	7.13	6.46	7.51
14	0.83	6.81	7.15	8.02	7.22	6.51	7.74
15	1.30	6.37	6.65	7.85	6.59	6.53	7.49
16	0.19	5.47	6.50	7.35	5.93	5.65	6.67
17	0.15	4.34	5.02	6.91	4.56	5.71	6.67
18	0.36	5.24	5.74	6.90	4.20	5.52	6.93
19	0.15	5.17	5.50	6.08	4.26	5.05	6.01
20	0.20	4.56	5.31	5.52	3.97	5.11	5.43
21	0.60	6.81	6.76	7.78	6.34	6.98	8.04
22	0.24	6.37	6.79	6.59	5.97	6.59	7.56
23	0.25	5.64	6.04	6.74	5.33	5.93	7.23
24	0.20	5.48	5.77	6.82	4.16	5.63	6.25
25	0.29	5.04	5.14	5.96	4.20	5.49	6.12
26	0.72	4.60	5.28	6.39	4.29	5.84	6.80
27	0.12	3.90	4.87	4.48	1.71	4.55	4.83
28	0.41	3.44	4.80	5.74	3.42	5.26	5.47
29	0.20	5.12	6.15	6.97	4.72	5.91	6.35
30	0.45	5.83	6.14	6.79	6.26	6.19	6.66
31	0.20	4.87	5.07	6.15	4.72	4.82	5.06
32	0.18	4.10	5.71	6.43	4.89	5.49	5.73
33	0.17	4.06	4.61	5.09	4.18	4.94	4.71
34	0.23	4.09	4.69	5.21	4.32	4.15	4.58
35	0.14	3.78	2.93	3.52	3.26	3.28	2.75
36	0.15	2.74	4.32	4.27	3.16	3.59	3.89
37	0.10	5.00	4.91	5.32	4.75	4.54	4.24
38	0.11	6.09	6.08	5.99	6.07	5.07	5.83
39	0.12	5.34	4.90	5.25	6.06	5.36	5.62
40	0.30	5.90	6.55	6.73	5.89	5.07	6.05
41	0.14	5.45	6.02	6.55	5.92	5.10	5.26
42	0.17	4.99	6.06	6.37	4.65	5.67	6.32
43	0.14	4.30	5.89	6.11	2.98	4.27	4.06
44	0.10	3.94	4.81	5.77	3.34	3.63	4.41
45	0.10	3.51	3.69	4.25	3.18	3.45	3.92
46	0.09	2.97	3.58	4.81	2.99	2.78	3.94
47	0.10	2.82	3.68	4.08	3.25	3.51	3.45
48	0.14	3.62	4.39	4.84	4.11	4.03	4.65
49	0.12	3.03	4.65	3.99	3.28	3.06	4.07
50	0.10	3.56	4.09	5.24	4.52	3.62	4.39
51	0.08	2.71	4.06	4.38	3.44	3.24	3.49
52	0.11	3.50	4.06	4.45	4.19	3.77	4.10
53	0.16	3.84	4.14	4.70	4.34	4.12	4.11
54	0.11	4.40	4.65	5.01	4.86	4.14	3.81

Tabla 32 Promedio semanal monitoreo pH

Semana	A:Afluente	E1: Efluente R-1	S1: Sedimentador R-1	E2: Efluente R-2	S2: Sedimentador R-2
1	7.79	8.01	8.06	8.02	8.02
2	7.75	8.01	8.11	8.19	8.25
3	7.94	7.62	7.59	7.80	7.87
4	7.88	8.08	8.04	8.24	8.16
5	8.03	8.07	8.19	7.94	8.06
6	8.05	7.46	7.58	7.57	7.79
7	8.40	6.63	6.38	7.17	7.56
8	8.04	7.82	7.87	7.61	7.62
9	8.20	7.77	7.86	7.87	7.97
10	7.96	8.02	7.97	7.80	8.12
11	7.54	7.46	7.18	7.65	7.63
12	7.10	6.98	6.56	7.33	7.20
13	7.63	7.32	7.19	7.36	7.51
14	7.68	7.48	7.49	7.21	7.34
15	7.65	7.50	7.52	7.59	7.57
16	7.76	7.30	7.34	7.34	7.35
17	7.65	7.24	7.27	7.26	7.34
18	7.62	7.37	7.61	7.61	7.81
19	7.68	7.44	7.59	7.62	7.67
20	7.75	7.66	7.55	7.58	7.46
21					
22	7.56	7.45	7.51	6.68	
23	7.53	7.11	7.37	7.48	7.64
24	7.74	7.39	7.47	7.68	7.78
25	7.89	7.63	7.71	7.87	7.92
26	7.93	7.61	7.68	7.84	7.95
27	7.81	7.53	7.76	7.96	8.04
28	7.79	7.39	7.40	7.89	7.90
29	7.62	7.45	7.27	7.74	7.77
30	7.90	7.11	7.19	7.74	7.77
31	7.76	7.16	7.24	7.86	7.74
32	7.73	7.47	7.43	7.82	7.73
33	7.61	7.42	7.44	7.49	7.41
34	7.68	7.23	7.35	7.56	7.57
35	7.61	7.68	7.72	7.77	7.42
36	7.73	7.37	7.45	7.61	7.58
37	7.76	7.49	7.26	7.81	7.68
38	7.79	7.48	7.26	7.90	7.67
39	7.96	7.47	7.34	7.70	7.69
40	8.01	7.50	7.53	7.54	7.78
41	7.94	7.56	7.39	7.71	7.67
42	8.00	7.63	7.51	7.29	7.60
43	8.09	7.45	7.54	7.78	7.97
44	7.94	7.58	7.43	7.94	7.76
45	7.93	7.62	7.65	7.74	7.74
46	7.98	7.80	7.72	7.88	7.87
47	7.87	7.64	7.76	7.70	7.74
48	7.60	7.45	7.54	7.67	7.63
49	7.59	7.42	7.55	7.68	7.58
50	7.74	7.71	7.89	7.65	7.80
51	7.60	7.32	7.40	7.45	7.43
52	7.50	7.14	7.31	7.29	7.24
53	7.45	7.07	6.91	7.24	7.10
54	7.30	7.04	7.26	7.31	7.33

Tabla 33 Promedio semanal coliformes termotolerantes (UFC/100 mL)

SEMANA	A:AFLUENTE	E1:EFLUENTE 1	S1:SEDIMENTADOR 1	E2:EFLUENTE 2	S2:SEDIMENTADOR 2
14	3.5E+06	2.7E+04	1.1E+04	2.1E+04	1.7E+04
15	7.6E+06	4.0E+05	4.1E+03	4.9E+04	2.3E+05
17	5.0E+06	2.7E+04	1.1E+04	2.3E+03	5.9E+02
18	3.4E+06	6.9E+04	6.6E+04	4.2E+05	5.4E+05
19	5.0E+06	1.4E+05	1.1E+05	3.5E+05	3.3E+05
20	3.6E+06	4.9E+04	3.4E+04	1.8E+05	1.7E+05
21	3.5E+06	4.8E+04	8.3E+04	1.5E+05	5.1E+04
22	4.0E+06	7.8E+03	1.7E+04	1.3E+06	1.0E+05
24	6.9E+06	6.4E+04	5.9E+04	2.2E+05	9.6E+03
25	5.5E+06	4.8E+04	1.8E+04	2.0E+05	1.8E+05
28	4.9E+06	2.2E+04	4.2E+03	4.9E+04	8.7E+03
30	4.4E+06	9.8E+03	4.0E+03	1.8E+05	1.0E+05
32	4.1E+06	1.8E+05	1.4E+05	1.2E+06	2.9E+03
46	8.4E+06	1.8E+04	1.1E+04	7.2E+04	1.6E+04
47	1.1E+07	1.1E+04	3.3E+03	2.3E+04	3.3E+03
48	1.9E+07	5.6E+04	1.7E+04	4.3E+05	1.2E+05
49	1.1E+07	6.2E+03	2.5E+04	3.0E+04	1.5E+05
51	1.4E+07	9.7E+04	1.5E+04	1.7E+04	3.0E+04
52	8.7E+06	8.0E+03	2.9E+03	9.4E+04	2.2E+04
54	1.0E+07	5.3E+03	2.2E+03	4.5E+04	1.2E+04

Tabla 34 Promedio semanal DBO5 (mg/L)

Semana	A:Afluente	E1:Efluente R-1	S1:Sedimentador R-1	E2:Efluente R-2	S2:Sedimentador R-2
15	59.44	20.16	5.00	56.57	5.09
16	36.29	35.98	10.37	27.58	5.54
17	45.01	20.26	15.68	4.58	
18	72.06	3.53		8.56	6.09
19	86.62	34.43	12.27	23.11	6.56
20	91.26	39.80		19.80	
21	78.91	23.77	4.42	21.80	9.16
22	94.19	12.18		17.67	
23	100.94	19.27	10.01	25.89	7.85
24	89.95	26.45	11.73	39.72	7.34
25	80.60	33.48	18.17	41.13	23.96
26	97.78	41.08	32.87	45.62	
27	105.17	25.22		35.21	
28	75.82	5.27		24.64	5.04
29	125.94	14.83	7.34	37.05	5.68
30	90.83	11.76	7.07	49.04	11.96
31	75.99	4.94		24.37	5.10
32	68.97	34.72	2.01	35.87	0.19
33	96.08	7.62	4.12	13.75	10.27
34	62.45	6.50	3.45	12.49	2.11
35	90.61	8.76	2.65	13.87	2.81
36	96.19	7.70	1.44	21.17	1.77
37	101.98	4.33		18.86	2.47
45	90.51	46.11	23.72	26.83	5.11
46	108.93	3.49		3.56	0.72
47	98.79	11.68	8.05	16.03	4.26
48	99.94	33.00	3.33	20.38	2.84
49	105.63	49.95	4.43	42.92	4.92
50	99.53	16.79	12.67	11.24	2.44
51	83.12	32.68	21.97	15.53	3.71
52	99.17	53.15	32.58	30.21	4.02
53	91.96	13.80		10.31	9.95
54	88.80	37.79	21.91	12.03	2.90

Tabla 35 Volumen total de sólidos sedimentables en los sedimentadores.

	Volumen Total de Sólidos Sedimentables (L)	
	S1:Sedimentador	S2:Sedimentador
	R-1	R-2
12	0.007	0.022
13	0.009	0.026
14	0.003	0.019
15	0.006	0.033
17	0.006	0.033
18	0.008	0.021
19	0.009	0.020
21	0.015	0.011
22	0.011	0.013
24	0.012	0.038
25	0.018	0.034
25	0.031	0.073
27	0.022	0.067
29	0.027	0.061
30	0.045	0.133
31	0.017	0.124
34	0.072	0.113
36	0.053	0.128
38	0.097	0.019
40	0.073	0.020
42	0.013	0.067
44	0.020	0.092
45	0.021	0.106
46	0.123	0.089
47	0.201	0.128
48	0.220	0.180
49	0.218	0.177
50	0.194	0.190
51	0.207	0.112
52	0.215	0.129
53	0.180	0.061
54	0.101	0.144

Tabla 36 Promedio de sólidos totales (mg/L).

Semana	Sólidos Totales R-1								
	Afluente			Efluente R-1			Sedimentador R-1		
	ST	SFT	SVT	ST	SFT	SVT	ST	SFT	SVT
14	744.00	548.00	196.00	848.00	580.00	268.00	868.00	632.00	236.00
15	692.00	568.00	124.00	744.00	588.00	156.00	960.00	688.00	272.00
16	724.00	564.00	160.00	832.00	668.00	164.00	892.00	656.00	236.00
17	624.00	508.00	116.00	820.00	548.00	272.00	840.00	564.00	276.00
18	672.00	484.00	188.00	1016.00	608.00	408.00	816.00	540.00	276.00
19	444.00	416.00	28.00	760.00	544.00	216.00	736.00	556.00	180.00
20	668.00	488.00	180.00	728.00	532.00	196.00			
21	676.00	468.00	208.00	804.00	572.00	232.00	744.00	596.00	148.00
22	636.00	476.00	160.00	800.00	524.00	276.00	792.00	548.00	244.00
23	656.00	472.00	184.00	752.00	532.00	220.00	732.00	512.00	220.00
24	552.00	548.00	4.00	756.00	632.00	124.00	828.00	672.00	156.00
25	976.00	388.00	588.00	1216.00	476.00	740.00	716.00	540.00	176.00
26	712.00	496.00	216.00	772.00	580.00	192.00	784.00	556.00	228.00
27	696.00	536.00	160.00	792.00	572.00	220.00	796.00	572.00	224.00
28	676.00	508.00	168.00	964.00	760.00	204.00	936.00	756.00	180.00
28	565.38	434.62	130.77	676.00	524.00	152.00	620.00	480.00	140.00
35	624.00	508.00	116.00	746.15	542.31	203.85	704.00	516.00	188.00
36	676.00	512.00	164.00	784.00	584.00	200.00	703.85	592.31	111.54
44	632.00	460.00	172.00	723.08	530.77	192.31	664.00	476.00	188.00
45	696.00	508.00	188.00	800.00	551.85	248.15	764.52	567.74	196.77
46	592.59	511.11	81.48	736.00	552.00	184.00	676.92	534.62	142.31
47	556.00	460.00	96.00	654.84	490.32	164.52	617.07	517.07	100.00
48	583.87	448.39	135.48	743.33	516.67	226.67	648.39	464.52	183.87
49	540.62	418.75	121.88	567.74	425.81	141.94	529.03	412.90	116.13
51	404.00	372.00	32.00	456.67	370.00	86.67	541.94	438.71	103.23
52	432.00	356.00	76.00	522.58	367.74	154.84	522.58	390.32	132.26
54	424.00	336.00	88.00	608.00	412.00	196.00	512.90	425.81	87.10

Semana	Sólidos Totales R-2								
	Afluente			Efluente R-2			Sedimentador R-2		
	ST	SFT	SVT	ST	SFT	SVT	ST	SFT	SVT
14	744.00	548.00	196.00	816.00	580.00	236.00	856.00	584.00	272.00
15	692.00	568.00	124.00	784.00	584.00	200.00	940.00	688.00	252.00
16	724.00	564.00	160.00	888.00	644.00	244.00	872.00	636.00	236.00
17	624.00	508.00	116.00	864.00	592.00	272.00	848.00	464.00	384.00
18	672.00	484.00	188.00	912.00	528.00	384.00	776.00	536.00	240.00
19	444.00	416.00	28.00	736.00	532.00	204.00	748.00	520.00	228.00
20	668.00	488.00	180.00	716.00	528.00	188.00			
21	676.00	468.00	208.00	904.00	644.00	260.00	904.00	644.00	260.00
22	636.00	476.00	160.00	788.00	504.00	284.00	688.00	500.00	188.00
23	656.00	472.00	184.00	692.00	528.00	164.00	644.00	500.00	144.00
24	552.00	548.00	4.00	788.00	620.00	168.00	788.00	620.00	168.00
25	976.00	388.00	588.00	588.00	404.00	184.00	600.00	424.00	176.00
26	712.00	496.00	216.00	776.00	552.00	224.00	716.00	568.00	148.00
27	696.00	536.00	160.00	620.00	468.00	152.00	676.00	536.00	140.00
28	676.00	508.00	168.00	868.00	688.00	180.00	732.00	652.00	80.00
28	565.38	434.62	130.77	976.00	716.00	260.00	580.00	508.00	72.00
35	624.00	508.00	116.00	784.00	612.00	172.00	764.00	552.00	212.00
36	676.00	512.00	164.00	700.00	492.00	208.00	668.77	480.77	188.00
44	632.00	460.00	172.00	656.00	492.00	164.00	720.00	496.00	224.00
45	696.00	508.00	188.00	780.00	612.00	168.00	687.50	556.25	131.25
46	592.59	511.11	81.48	752.00	616.00	136.00	612.50	541.67	70.83
47	556.00	460.00	96.00	680.00	490.00	190.00	653.66	490.24	163.41
48	583.87	448.39	135.48	620.00	473.33	146.67	593.33	463.33	130.00
49	540.62	418.75	121.88	620.00	463.33	156.67	467.74	409.68	58.06
51	404.00	372.00	32.00	503.33	400.00	103.33	496.88	396.88	100.00
52	432.00	356.00	76.00	493.55	380.65	112.90	450.00	373.33	76.67
54	424.00	336.00	88.00	330.77	273.08	57.69	443.33	370.00	73.33