

# Reactor con biomasa inmovilizada (BIOSTAR): alternativa para remoción biológica de nitrógeno

TC1206.1

## **Informe final**

SUBCOORDINACIÓN DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

**Participantes:**

**Petia Mijaylova Nacheva, Gabriela Moeller Chávez, Gabriela Mantilla Morales**

Diciembre de 2012

México, 2012

## Resumen ejecutivo

En la Subcoordinación de Tratamiento de Aguas Residuales del IMTA se desarrolló un reactor biológico denominado BIOSTAR el cual ya está comercializado para el tratamiento descentralizado de aguas residuales de pequeñas poblaciones, fraccionamientos habitacionales, zonas residenciales, casas-habitación, hoteles, centros comerciales, edificios públicos, centros comerciales o recreativos. Se puede obtener agua con calidad adecuada para su desinfección con luz UV y posterior reutilización en servicios al público, cumpliendo con los límites máximos permisibles que para esto se establecen en la NOM-002-SEMARNAT/1997, así como con los límites para descarga a cuerpos receptores según la NOM-001-SEMARNAT/1996. El principal objetivo de tratamiento con el BIOSTAR es la remoción de la materia orgánica en el agua residual. En la remoción de nitrógeno y fósforo hay ciertas limitaciones. Para lograr concentraciones menores de 15 mg/L en el efluente, se requiere controlar la carga de nitrógeno e implementar recirculación del efluente. El límite de fósforo de 5 mg/L puede ser alcanzado solo si la concentración del PT en el agua residual sea menor de 9 mg/L.

Hay muchos casos en los cuales se requiere cumplir con requisitos exigentes con respecto al contenido del nitrógeno, por ejemplo, descarga a lagos, para evitar la eutroficación y para algunos reusos del agua tratada. Es por esto que el objetivo de este proyecto fue desarrollar una alternativa del reactor con biomasa inmovilizada (BIOSTAR) para mejorar la remoción biológica de nitrógeno en el tratamiento de las aguas residuales municipales.

Se propusieron dos modificaciones de la tecnología BIOSTAR adicionando al reactor aerobio zonas anóxicas con la finalidad de favorecer el desarrollo de biopelículas especializadas y así mejorar la remoción del nitrógeno total mediante nitrificación seguida por desnitrificación. Se elaboraron tres reactores: uno con un solo lecho y recirculación del efluente y dos con zonas aerobia y anóxica. En uno de los reactores modificados la zona anóxica está debajo de la aerobia y en el otro reactor está ubicada en la zona periférica externa a la zona aerobia. Se realizó el dimensionamiento de las zonas anóxicas para proponer las modificaciones planteadas para el reactor BIOSTAR. El montaje de los reactores se realizó en el territorio de la PTAR Texcal en Jiutepec, Mor., lugar adecuado para llevar a cabo el trabajo experimental, hay seguridad para el equipo y disponibilidad suficiente de agua residual, y el 5 de septiembre de 2012 se arrancó la operación de los tres reactores. A pesar de los problemas de operación relacionados con cortes periódicos del suministro de energía eléctrica, en dos meses de operación se logró desarrollar la biomasa en los tres reactores obteniéndose una cantidad de 7, 4 y 5 g ST.m<sup>-2</sup> en las zonas aerobias de R1, R2 y R3 respectivamente y 3 g ST. m<sup>-2</sup> en la zona anóxica del R3. Aplicando una carga orgánica de 12 g DQO m<sup>-2</sup> d<sup>-1</sup>, se han obtenido remociones de materia orgánica medida como DQO hasta 75%, 90 y 80% en R1, R2 y R3 respectivamente. La remoción de N-NH<sub>4</sub> y NTK incrementó paulatinamente variando entre 30 y 50% en los tres reactores. Los procesos de nitrificación y desnitrificación todavía no se han fortalecido. La cuantificación de bacterias nitrificantes y desnitrificantes indica que hasta el momento sus densidades son bajas. La remoción del NTK se atribuye básicamente a la bioasimilación.

## Índice

Cap.	Título	Pag.
1	Introducción y objetivos	1
2	Metodología	1
2.1	Elaboración de instalaciones experimentales para realizar el estudio	1
2.2	Arranque y desarrollo de las biopelículas	7
2.3	Evaluación del proceso en los tres reactores	7
	2.3.1 Operación y seguimiento del proceso	8
	2.3.2 Análisis físico-químicos	
3	Resultados	12
3.1	Elaboración de instalaciones experimentales para realizar el estudio	12
	3.1.1 Dimensionamiento de las zonas en los tres reactores experimentales	12
	3.1.2 Instalación de los sistemas experimentales	18
3.2	Arranque y desarrollo de las biopelículas	24
	3.2.1 Características del agua residual utilizada en el estudio	24
	3.2.2 Arranque de los reactores	25
	3.2.3 Operación de los reactores y desarrollo de las biopelículas	30
3.3	Evaluación del proceso	33
	3.3.1 Remoción de materia orgánica medida como DQO	33
	3.3.2 Remoción de materia orgánica medida como DBO	37
	3.3.3 Variación de las cargas orgánicas en los tres reactores	39
	3.3.4 Remoción de nitrógeno amoniacal	41
	3.3.5 Remoción de nitrógeno total	44
	3.3.6 Remoción de sólidos suspendidos volátiles	47
	3.3.7 Remoción de sólidos suspendidos volátiles	50
	3.3.8 Remoción de fósforo	53
	3.3.9 Caracterización de la biopelícula	55
4	Conclusiones y principales resultados	58
	ANEXOS	59
	ANEXO 1. DETERMINACIÓN DE LA BIOMASA EN EL REACTOR	
	ANEXO 2. CUANTIFICACIÓN DE BACTERIAS NITRIFICANTES, BACTERIAS OXIDANTES DE AMONIO (BOA) Y BACTERIAS OXIDANTES DE NITRITO (BON).	60
	ANEXO 3. CUANTIFICACIÓN DE BACTERIAS DESNITRIFICANTES	63

## Índice de tablas

No..	Título	Pag.
2.1	Parámetros de operación y etapas del sistema experimental.	8
2.2	Parámetros físico-químicos, puntos y frecuencia de muestreo.	9
2.3	Parámetros para la caracterización de la biomasa.	10
2.4	Técnicas de análisis para la determinación de los parámetros.	11
3.1.1	Características de las aguas residuales.	12
3.2.1	Caracterización del agua residual.	24
3.2.2	Cantidad de biomasa en los reactores determinada en el período desde el día 8 hasta el día 42 desde el arranque.	33
3.3.1	Resultados de la cantidad de biomasa en los reactores.	56
3.3.2	Resultados de la cuantificación de bacterias nitrificantes y desnitrificantes.	56
3.3.3	Espesor promedio de la biopelícula.	57

## Índice de figuras

No..	Título	Pag.
2.1	Esquema del sistema de tratamiento original (reactor R1).	3
2.2	Esquema de la primera propuesta del sistema experimental (reactor R2).	4
2.3	Esquema de la segunda propuesta para el sistema experimental (reactor R3).	5
2.4	Fotografía de la cinta y el empaque utilizado en los reactores.	6
3.1.1	Transporte de los reactores hasta la PTAR Texcal y su ingreso al sitio de su instalación.	19
3.1.2	Vista del conjunto de los tres reactores en la PTAR Texcal.	20
3.1.3	Conexiones al sistema de suministro de energía eléctrica, instalación del panel de control de motores, elaboración de las conexiones para cada motor de los sistemas experimentales, instalación de una bomba sumergida y tuberías para la transferencia del agua residual del cárcamo de recepción hasta los sistemas experimentales.	20
3.1.4	Vista general y detalles del reactor BIOSTAR (R1).	21
3.1.5	Vista general y detalles del reactor R2.	22
3.1.6	Vista general y detalles del reactor R3.	23
3.1.7	Lecho de secado para el lodo extraído de los reactores.	23
3.2.1	El reactor R1 después del arranque del proceso.	26
3.2.2	Reactor R1: a) detalle de la conexión del tubo del influente al distribuidor del agua en la parte superior del reactor (izquierda); b) detalle de la conexión del tubo de la recirculación del efluente.	26
3.2.3	El reactor R2 después del arranque del proceso.	27
3.2.4	Reactor R2: a) detalle de la conexión del tubo del influente al distribuidor del agua en la parte superior del reactor (izquierda); b) detalle de la conexión del tubo de la recirculación del efluente; c) detalle de las conexiones para extracción del lodo.	27
3.2.5	El reactor R3 después del arranque del proceso.	28
3.2.6	Vista de los tres sistemas experimentales después del arranque del proceso (R1, R2 y R3).	28
3.2.7	Descarga del agua tratada efluente de los tres sistemas experimentales (el tubo blanco ubicado al lado de la descarga de la PTAR Texcal (el canal azul).	29
3.2.8	Fotografía del empaque sintético observada mediante el microscopio con un lente de 10X.	30
3.2.9	Fotografía del empaque sintético a los 7 días de haber iniciado la operación de los reactores.	30
3.2.10	Fotografía del empaque sintético a los 20 días de operación.	31
3.2.11	Fotografía del empaque sintético a los 45 días de operación.	32
3.3.1	Variación de la DQO en el influente y efluente del reactor R1.	33
3.3.2	Variación de la DQO en el influente y efluente del reactor R2.	34
3.3.3	Variación de la DQO en el influente y efluente del reactor R3.	35
3.3.4	Remociones de materia orgánica medida como DQO para los 3 reactores del sistema experimental.	35

## Índice de figuras

No..	Título	<i>Continuación</i> Pag.
3.3.5	Variación de la DBO en el influente y efluente del reactor R1.	37
3.3.6	Variación de la DBO en el influente y efluente del reactor R2.	37
3.3.7	Variación de la DBO en el influente y efluente del reactor R3.	38
3.3.8	Remoción de materia orgánica medida como DBO para los tres reactores experimentales.	38
3.3.9	Variación de la carga orgánica volumétrica aplicada a cada uno de los tres reactores del sistema experimental.	39
3.3.10	Variación de la carga orgánica superficial aplicada a los tres reactores del sistema experimental.	40
3.3.11	Variación de las concentraciones del N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> en el influente y efluente del reactor R1.	41
3.3.12	Variación de las concentraciones del N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> en el influente y efluente del reactor R2.	42
3.3.13	Variación de las concentraciones del N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> en el influente y efluente del reactor R3.	42
3.3.14	Remoción del N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> para los reactores R1, R2 y R3.	43
3.3.15	Variación de las concentraciones del NT en el influente y efluente del reactor R1.	44
3.3.16	Variación de las concentraciones del NT en el influente y efluente del reactor R2.	44
3.3.17	Variación de las concentraciones del NT en el influente y efluente del reactor R3.	45
3.3.18	Remoción del NT en los reactores R1, R2 y R3.	45
3.3.19	Variación de las concentraciones de SST en el influente y efluente del reactor R1.	47
3.3.20	Variación de las concentraciones de SST en el influente y efluente del reactor R2.	47
3.3.21	Variación de las concentraciones de SST en el influente y efluente del reactor R3.	48
3.3.22	Remoción de sólidos suspendidos totales en los tres reactores.	49
3.3.23	Variación de las concentraciones de SSV en el influente y efluente del reactor R1.	50
3.3.24	Variación de las concentraciones de SSV en el influente y efluente del reactor R2.	51
3.3.25	Variación de las concentraciones de SSV en el influente y efluente del reactor R3.	51
3.3.26	Remoción de sólidos suspendidos volátiles en los tres reactores.	52
3.3.27	Concentraciones del fósforo total en el influente y efluente del reactor R1.	53
3.3.28	Concentraciones del fósforo total en el influente y efluente del reactor R2.	54
3.3.29	Concentraciones del fósforo total en el influente y efluente del reactor R3.	54
3.3.30	Remoción de fosforo total en los tres reactores R1, R2 y R3.	55

## NOMENCLATURA

BOA	Bacterias Oxidantes de Amonio
BON	Bacterias Oxidantes de Nitrito
COD	Carbono orgánico disuelto
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DNA	Ácido desoxirribonucleico
DQO	Demanda química de oxígeno
EPA	Environmental Protection Agency
EPS	Exopolímeros
IMTA	Instituto Mexicano de Tecnología del Agua
N <sub>2</sub>	Nitrógeno gas
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Nitrógeno amoniacal
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nitrógeno de nitritos
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nitrógeno de nitratos
NT	Nitrógeno total
NTK	Nitrógeno total Kjeldahl
OD	Oxígeno disuelto
pH	Potencial de hidrógeno
POR	Potencial de óxido reducción
PTAR	Planta de tratamiento de aguas residuales
PT	Fósforo total
SDT	Sólidos disueltos totales
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de residencia hidráulica

## 1. Introducción y objetivos

Con base en los resultados obtenidos en dos proyectos anteriores, se desarrolló el sistema de tratamiento de aguas residuales BIOSTAR. Estos proyectos son:

- “Desarrollo de un prototipo de biofiltro sumergido para el tratamiento de aguas residuales de fraccionamientos o casas habitación”, 2007. Proyecto TC0730.1.
- “Desarrollos en tratamiento de aguas residuales municipales (segunda etapa): Parte B. Tratamiento de aguas residuales mediante biofiltros sumergidos con diferentes materiales de soporte, 2006. Proyecto TC0606.1.

El prototipo del BIOSTAR tiene una capacidad entre 0.2 y 0.5 L/s. Se obtiene una excelente remoción de la materia orgánica, sin embargo, la remoción de NT es alrededor de 70%. Esto limita el reuso recreativo, industrial y en servicios al público del agua tratada si la concentración del NT en el agua residual cruda es mayor de 50 mg/L. El sistema BIOSTAR ha mostrado un gran potencial para el tratamiento de aguas residuales de casas-habitación, fraccionamientos, centros comerciales, escuelas y otras instituciones. Hasta el momento se han instalado cuatro módulos, están en proceso otros cuatro y hay una amplia demanda por parte de diferentes instituciones y organismos operadores. Para ampliar el área de aplicación, se necesita desarrollar una alternativa con una capacidad mayor para la remoción del nitrógeno.

El **objetivo general** del proyecto es:

Desarrollar una alternativa del reactor con biomasa inmovilizada (BIOSTAR) para mejorar la remoción biológica de nitrógeno en el tratamiento de las aguas residuales municipales.

### Resultados esperados:

Un desarrollo tecnológico y un prototipo para remoción simultánea de materia orgánica y nitrógeno.

## 2. Metodología

### 2.1 Elaboración de instalaciones experimentales para realizar el estudio

Se elaboraron tres reactores: uno con un solo lecho y recirculación del efluente y dos con zonas aerobia y anóxica con el objetivo de favorecer la nitrificación y la desnitrificación. La creación de zonas anóxicas se realizó con la finalidad de favorecer el desarrollo de biopelículas especializadas. En uno de los reactores la zona anóxica está debajo de la aerobia y en el otro reactor está ubicada en la zona periférica externa a la zona aerobia.

Se realizó un dimensionamiento preliminar de las zonas anóxicas para proponer las modificaciones planteadas para el reactor BIOSTAR. El montaje de los reactores se realizó en el territorio de la

PTAR Texcal en Jiutepec, Mor., lugar adecuado para llevar a cabo el trabajo experimental, donde hay seguridad para el equipo y disponibilidad suficiente de agua residual.

A continuación se presentan los esquemas y los detalles de los sistemas experimentales. En la Figura 2.1 se presenta el esquema del reactor BIOSTAR. Este reactor que en este estudio se denomina R1, en su interior tiene un cilindro metálico el cual delimita una zona central donde se realiza el proceso de biodegradación (biofiltro) y una zona periférica donde se realiza el proceso de sedimentación de los sólidos suspendidos. La base inferior tiene forma cónica para la acumulación de biomasa suspendida (zona de acumulación del lodo). Esto permite que en un solo reactor se tenga el biofiltro y el sedimentador juntos. El biofiltro es de tipo lecho sumergido aireado, flujo continuo descendente, empacado con cinta de polietileno de fabricación propia denominada CRP (cinta reforzada de polietileno). La cinta está fija a una flecha metálica vertical, la cual gira por medio de un motor y de esta manera se provoca un movimiento circular constante del soporte, el cual mejora la transferencia de masa y oxígeno, y el desprendimiento de la biomasa en exceso. El agua residual se recolecta en un tanque de recepción (cárcamo) del cual es bombeada al biorreactor. El agua entra por la parte superior del biofiltro y es distribuida uniformemente sobre la superficie de la zona central a través de distribuidor cilíndrico con perforaciones laterales. El agua pasa a través del lecho y en la parte inferior de este cambia de dirección hacia la superficie de la zona periférica (zona de sedimentación). El efluente se recolecta desde la parte superior de esta zona. En la parte inferior de la zona central están instalados difusores de piedra porosa, que distribuyen el aire el cual es suministrado por un soplador centrífugo. El lodo sedimentado se acumula en la zona inferior de fondo cónico y de allí se realizan extracciones periódicas. El reactor R1 cuenta con un sistema de recirculación del efluente que como se ha demostrado en estudios previos permite aumentar la remoción de nitrógeno amoniacal cuando esto es necesario (Mijaylova y Moeller, 2010).

La primera propuesta de modificación consistió en conservar el diseño del sistema base del cual se parte, pero implementar una zona anóxica debajo de la zona aerobia del lecho empacado. Esto se logró aumentando la altura del lecho empacado e instalando los difusores a una altura igual a la mitad de la altura total del lecho. La parte superior es zona aerobia y la parte inferior zona anóxica. En la Figura 2.2 se muestra el esquema del reactor que en este estudio se denomina R2. La introducción y distribución del influente al reactor R2 es igual que en el R1. La zona periférica del R2 se conserva como zona de sedimentación y la zona inferior cónica es para la acumulación de los lodos generados. Se utilizan el mismo tipo de difusores de aire y de soplador. En el caso de reactor R2 se ha implementado una desviación del tubo de alimentación del influente que se dirige hacia la zona anóxica con el objetivo de evaluar la necesidad de un suministro parcial de agua residual hasta esta zona para usar la materia orgánica que esta tiene como fuente de carbono para las bacterias desnitrificantes. El reactor R2 cuenta también con un sistema de recirculación del efluente.

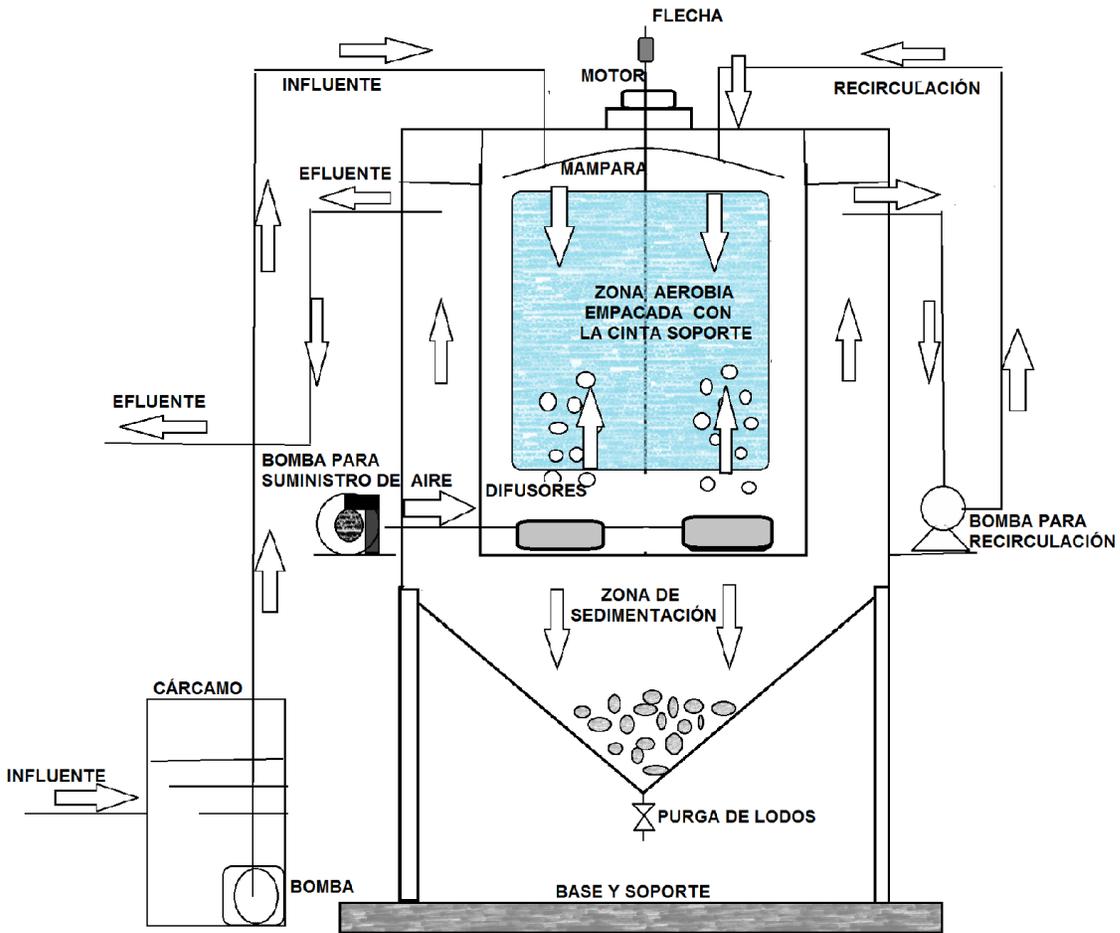
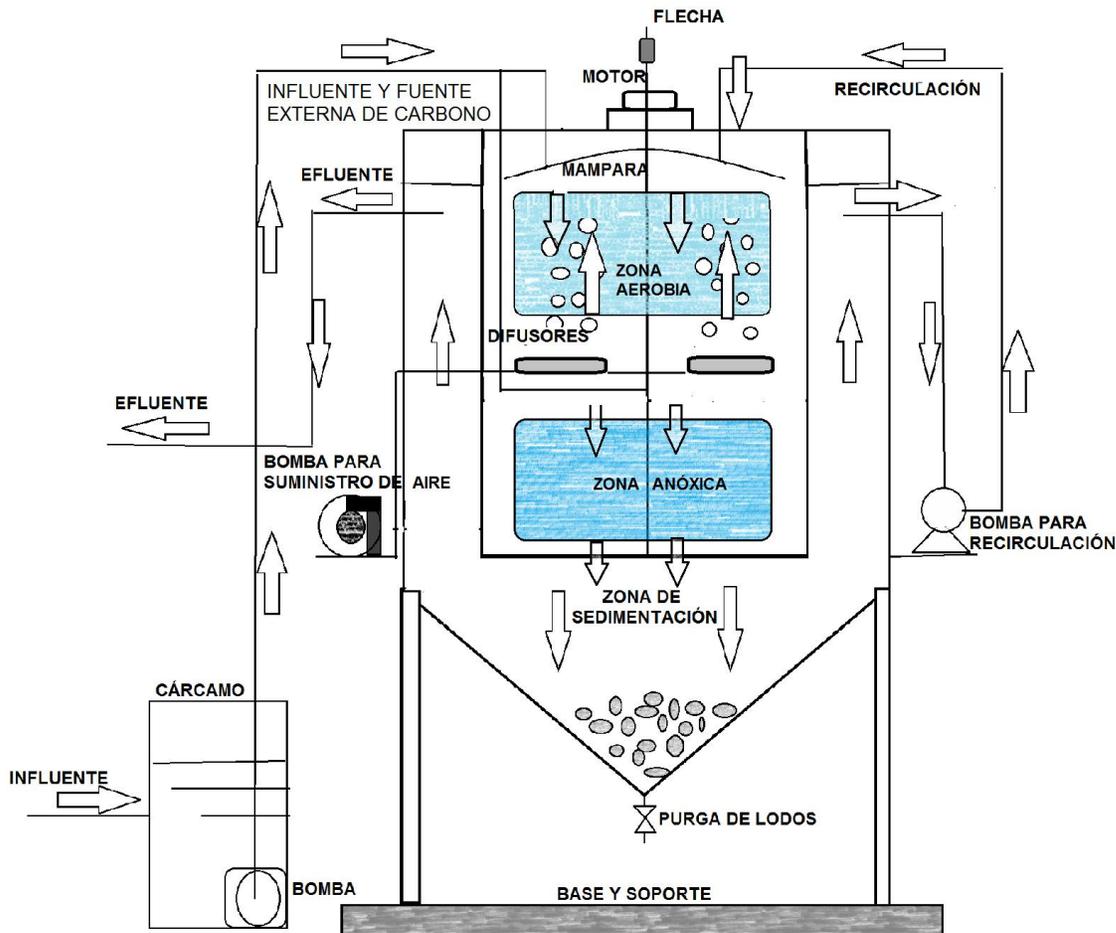


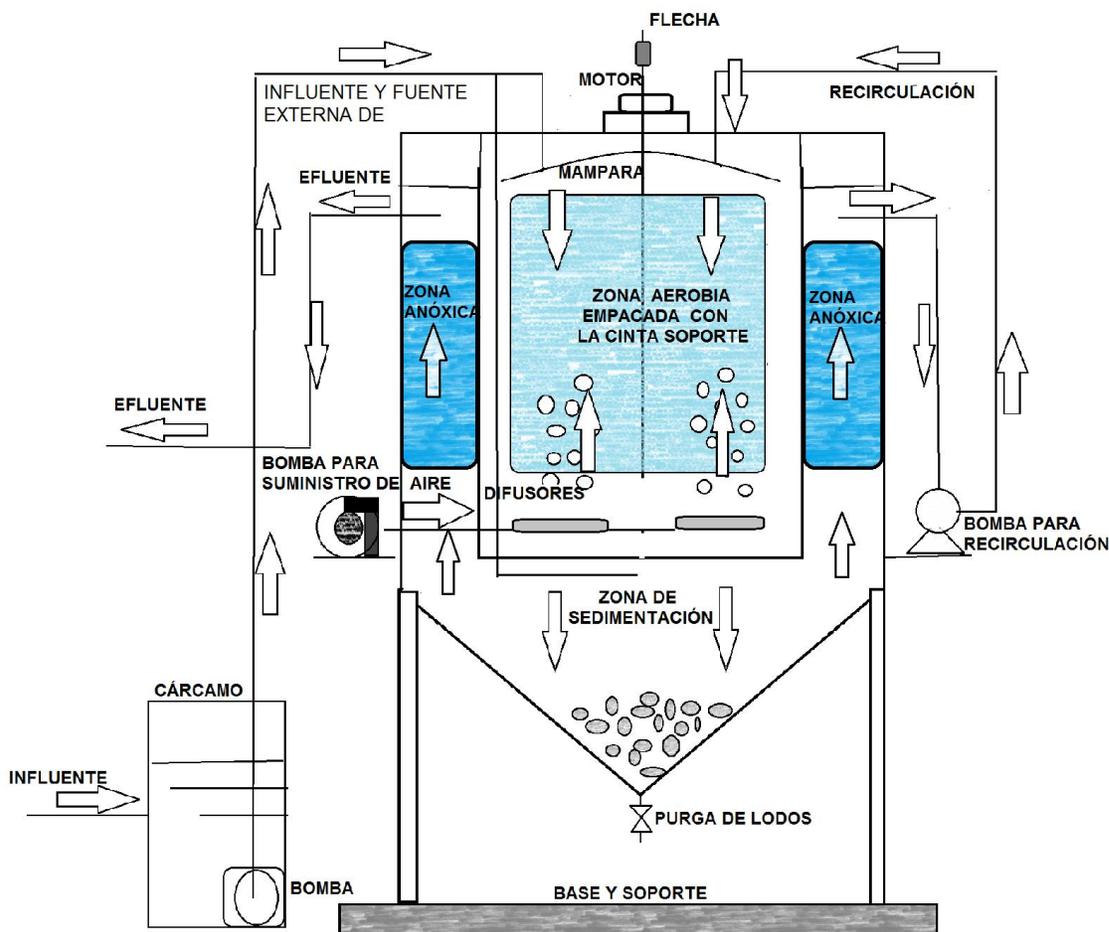
Figura 2.1 Esquema del sistema de tratamiento original (reactor R1).



**Figura 2.2. Esquema de la primera propuesta del sistema experimental (reactor R2).**

La segunda opción de modificación consistió en conservar el diseño estructural del sistema base del cual se parte, pero implementar una zona anóxica en la zona periférica donde antes se llevaba a cabo la sedimentación. Este reactor se denomina R3 y su esquema se presenta en la Figura 2.3. La zona periférica se empacó con cinta de polietileno insertada sobre dos ejes circulares metálicos ubicados a una distancia de 27 y de 81 cm desde el fondo del cilindro central. La alimentación del agua se realiza en la parte superior del biofiltro central, el agua pasa a través del lecho empacado central de forma descendente, posteriormente cambia de dirección y pasa de forma ascendente a través de la zona anóxica periférica empacada con cinta de polietileno. El efluente se recolecta desde la parte superior de la zona anóxica. Los difusores se instalaron en el fondo del biofiltro central, igual que en el caso de R1. Parte de la biomasa desprendida se sedimenta en la zona debajo del empaque, se acumula en la zona cónica inferior de donde se extrae periódicamente. Parte de los floculos penetran en la zona empacada periférica (zona anóxica) y se depositan sobre la cinta. Esta materia puede ser utilizada como fuente de carbono por las bacterias desnitrificantes,

pero también puede provocar saturación del lecho. La evaluación de estos fenómenos es uno de los objetivos de la investigación. En el caso de R3, igual que en R2 se puede hacer una desviación de una parte del influente hasta la entrada a la zona anóxica para evaluar la necesidad de un suministro parcial de agua residual hasta esta zona con la finalidad de usar la materia orgánica que esta tiene como fuente de carbono para las bacterias desnitrificantes. El reactor R3 cuenta también con un sistema de recirculación del efluente.



**Figura 2.3. Esquema de la segunda propuesta para el sistema experimental (reactor R3).**

El medio de soporte en las tres opciones de reactor es una cinta de polietileno de baja densidad que ya se ha utilizado en otros proyectos como medio de soporte, obteniendo muy buenos resultados. Para elaborar el empaque de la zona central la cinta es cortada y fijada a una flecha metálica vertical, la cual gira por medio de un motor y de esta manera se provoca un movimiento

circular constante del soporte, el cual mejora la transferencia de masa y oxígeno, y el desprendimiento de la biomasa en exceso.

Las características de la cinta de polietileno de baja densidad son las siguientes:

- La cinta es de polietileno de baja densidad estabilizada con rayos UV.
- Porcentaje de porosidad mayor del 98%.
- El área específica del lecho de empaque es de  $1098 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ .
- Sus dimensiones son de 3 cm de ancho y un espesor de 0.85 mm.
- La cinta de polietileno esta reforzada con 2 cordones de alta densidad a lo largo de toda la cinta.

En la Figura 2.4 se presenta una fotografía de la cinta y el empaque utilizado en los reactores del sistema experimental.



**Figura 2.4. Fotografía de la cinta y el empaque utilizado en los reactores.**

## 2.2 Arranque y desarrollo de las biopelículas

Una vez instalados los tres sistemas experimentales, se arrancó la operación alimentando los tres reactores con la misma agua residual por bombeo. No se realizó una inoculación especial esperando que la biopelícula se desarrollara usando los microorganismos presentes en el agua residual. Durante el período de desarrollo de la biopelícula se dio seguimiento al proceso determinando en el influente y en los efluentes de los tres reactores los siguientes parámetros de la calidad del agua: SST, SSV, DBO, DQO, N-NH<sub>4</sub>, NTK, N-NO<sub>2</sub>, N-NO<sub>3</sub>, Ptotal. En el reactor se medían: oxígeno disuelto (OD), pH, temperatura, formación de la biopelícula (observaciones microscópicas). La frecuencia de muestreo fue de 2 veces por semana. Durante la etapa de desarrollo de la biopelícula no se realizaba recirculación del efluente. La COS varió entre 10 y 30 g·m<sup>-2</sup>·d<sup>-1</sup> y los TRH en la zona aerobia de los reactores varió entre 0.3 y 1.0 h.

## 2.3 Evaluación del proceso en los tres reactores

### 2.3.1 Operación y seguimiento del proceso

Principales variables del proceso son la carga orgánica, el tiempo de residencia hidráulica y la recirculación del efluente. La concentración de la materia orgánica en el agua residual determina la carga orgánica en el reactor biológico. Su variación en el tiempo provoca variación de la carga orgánica en los reactores. Esta variación fue evaluada durante todo el período experimental. Se determinaron tanto la carga orgánica volumétrica (COV), como la carga orgánica superficial (COS), la cual es la más frecuentemente utilizada para sistemas con biopelículas.

Durante el período de la evaluación la COS se mantuvo entre 10 y 15 g·m<sup>-2</sup>·d<sup>-1</sup>. Para esto y dependiendo de la DQO del agua residual se ajustaron el caudal y el TRH. Estos parámetros se presentan en la Tabla 2.1. Inicialmente el reactor trabajó sin recirculación, esta se arrancó el día 75 desde el arranque fijando la relación caudal de recirculación (Q<sub>r</sub>) : Caudal influente (Q) igual a 1. La evaluación se extendió hasta el fin del mes de diciembre de 2012.

Otro parámetro importante para el proceso biológico es el tiempo de retención celular (TRC), el cual depende de varios factores: carga orgánica, tasa de crecimiento de la biomasa, tasa de decaimiento, características del agua, biodegradabilidad de la materia orgánica. El cálculo del TRC se realizó con base en el parámetro SSV. Para la determinación del TRC se medía el volumen del lodo extraído desde la zona de acumulación de lodos y la concentración de SSV en este lodo. También fue necesario implementar una técnica de determinación de la cantidad de biomasa en el reactor usando el parámetro SV (en base seca).

Para complementar el estudio de la biopelícula se desarrolló e implementó una técnica para determinar el grosor de la biopelícula, así como para cuantificar las bacterias nitrificantes y desnitrificantes en las biopelículas desarrolladas.

**Tabla 2.1. Parámetros de operación y etapas del sistema experimental.**

PARÁMETRO	ETAPAS	
	Desarrollo de la biopelícula	Evaluación
Carga orgánica superficial [g·m <sup>-2</sup> ·d <sup>-1</sup> ]	10-30	10-15
Caudal, Q [L·s <sup>-1</sup> ]	0.2-0.5	0.2
TRH en la zona aerobia [h]	0.3-1.0	1.0 R1 y R3 0.8 R2
Recirculación (Qr/Q)	0	0-1

Durante este período de evaluación se pretendía comparar el funcionamiento de los tres reactores bajo condiciones similares de operación: el influente y la variación de su composición fue la misma, las cargas orgánicas en las zonas aerobias fueron similares, el sistema de aireación y la cantidad de aire suministrado fueron similares, las condiciones ambientales fueron las mismas en los tres reactores.

### 2.3.2 Análisis físico-químicos

El seguimiento del proceso se realizó con los siguientes parámetros: SST, SSV, DBO, DQO, N-NH<sub>4</sub>, NTK, N-NO<sub>2</sub>, N-NO<sub>3</sub>, Ptotal. Estos parámetros se determinaron en muestras del influente y de los tres efluentes de los reactores. En los reactores R2 y R3, con la finalidad de esclarecer las transformaciones que suceden en cada zona, se incluyeron dos puntos de muestreo adicionales, el fondo de la zona aerobia y la salida de la zona anóxica. La frecuencia de muestreo fue de 2 veces por semana. En los tres reactores se midieron diariamente: OD, pH y temperatura. Cada semana se realizaba extracción de lodos desde los fondos de los reactores, se determinaba el volumen del lodo extraído, así como los SST y SSV en este lodo. En la Tabla 2.2 se presentan los parámetros físico-químicos, los puntos de muestreo y la frecuencia para su determinación.

Durante todo el proceso se realizó la caracterización de la biomasa en las diferentes zonas de los reactores. En la Tabla 2.3 se presentan los parámetros de caracterización y la frecuencia de muestreo. En la Tabla 2.4 se presentan las técnicas utilizadas para medir cada parámetro físico-químico y biológico. La descripción detallada de las técnicas; para la determinación de la biomasa sobre la cinta de polietileno, la medición del espesor de la biopelícula, así como para la cuantificación de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes se encuentra en los Anexos 1, 2, 3 y 4.

**Tabla 2.2. Parámetros físico-químicos, puntos y frecuencia de muestreo.**

PARÁMETROS	UNIDADES	FRECUENCIA	PUNTOS DE MUESTREO				
			INFLUENTE	ZONA AEROBIA	EFLUENTE DE LA ZONA AEROBIA	ZONA ANÓXICA	EFLUENTE
SST	mg·L <sup>-1</sup>	2 veces por semana	X				X
SSV			X				X
DBO			X		X		X
DQO			X		X		X
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>			X		X		X
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>			X		X		X
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>			X		X		X
NTK			X		X		X
PT			X		X		X
Alcalinidad			mgCaCO <sub>3</sub> /L	X		X	
Temperatura	°C	Diario	X				X
pH	N/A		X	X		X	X
OD	mg·L <sup>-1</sup>			X		X	
POR				X		X	

**Tabla 2.3. Parámetros para la caracterización de la biomasa.**

PARÁMETROS	UNIDADES	FRECUENCIA	PUNTOS DE MUESTREO	
			ZONA AEROBIA	ZONA ANÓXICA
Cantidad de biomasa, medida como SST	g·m <sup>2</sup>	1 Vez por semana	X	X
Cantidad de biomasa, medida como SSV			X	X
Cuantificación de Nitrosomonas	NMP·mL <sup>-1</sup>	2 Veces por mes	X	X
Cuantificación de Nitrobacter			X	X
Cuantificación de Desnitrificantes			X	X
Grosor de biopelícula	μ		X	X

**Tabla 2.4. Técnicas de análisis para la determinación de los parámetros.**

PARÁMETRO	TÉCNICA ANALÍTICA
SST	Método gravimétrico de acuerdo a la NMX-AA-34 y Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, No. 2540 (2001).
SSV	Método Gravimétrico de acuerdo a la NMX-AA-34 y Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, No. 2540 (2001).
DBO <sub>5</sub>	DBO en 5 días de acuerdo a la NMX-AA-028 y Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, No. 5210 (2001).
DQO	Espectrofotometría de acuerdo a la NMX-AA-30 y Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, No. 5220 (2001).
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Espectrofotometría HACH 8038, Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, No. 4500 (2001) y de acuerdo a la NMX-AA-026.
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Espectrofotometría de acuerdo y la NMX-AA-099.
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Espectrofotometría de acuerdo a la NMX-AA-079.
NT y NTK	Espectrofotometría HACH 10072, Standard Methods for Examination of Water and Wastewater 4500 (2001) y de acuerdo a la NMX-AA-026.
PT	Espectrofotometría de acuerdo a la NMX-AA-029.
Alcalinidad total	De acuerdo a la NMX-AA-036
Temperatura	Medición directa de acuerdo a la NMX-AA-007
pH	Medición directa de acuerdo a la NMX-AA-008
OD	Medición directa de acuerdo a la NMX-AA-012
POR	Medición directa con electrodo.
Cantidad de biomasa, medida como SST y SSV	Técnica descrita por Gutiérrez (2009) modificada con base en los resultados obtenidos en esta investigación.
Cuantificación de Nitrosomonas	Standard Methods for Examination of Water and Wastewater No. 9245 (2008).
Cuantificación de Nitrobacter	Standard Methods for Examination of Water and Wastewater No. 9245 (2008).
Cuantificación de Desnitrificantes	Técnica reportada en Britton y Greeson (1987).
Grosor de biopelícula	Técnica desarrollada en esta investigación. Uso de microscopio

### 3. Resultados

#### 3.1 Elaboración de instalaciones experimentales para realizar el estudio

##### 3.1.1 Dimensionamiento de las zonas en los tres reactores experimentales

Siguiendo el planteamiento de la estructura de los tres reactores descrito en la metodología, se realizó el cálculo de las dimensiones de los tres reactores biológicos. El caudal de diseño se seleccionó de 0.5 L/s y las características del agua se seleccionaron para un agua residual de concentraciones de baja a intermedia, como se indica en la Tabla 3.1.1. Esta selección se basó en valores de los parámetros físico-químicos de calidad del agua residual, observados anteriormente en efluentes de casas habitación y fraccionamientos habitacionales, para los cuales están destinados básicamente los nuevos modelos de tratamiento del agua. Considerando las posibles variaciones de las características, se realizaron los cálculos de los diferentes parámetros de operación no solo para la concentración seleccionada sino también para las concentraciones baja y media.

**Tabla 3.1.1 Características de las aguas residuales.**

Parámetro	Aguas residuales de diferentes concentraciones de contaminantes			
	Baja	Seleccionada	Media	Alta
SST, mg/L	120	150	210	400
SSV, mg/L	95	116	160	315
DQO, mg/L	250	310	430	800
DBO, mg/L	110	137	190	350
NTK, mg/L	20	27	40	70
N-NH <sub>4</sub> , mg/L	12	16	25	45
DQOs, mg/L	98	124	170	296
DBOs, mg/L	53	67	94	161

#### **Reactor BIOSTAR (R1)**

##### **Zona Aerobia**

La profundidad (H), diámetro (D), área superficial (Asup.), volumen (Vaer) y carga hidráulica superficial de la zona aerobia efectiva (ocupada por el empaque) son:

H	0.9 m
D	1.0 m
Asup.	0.785 m <sup>2</sup>
Vaer	0.7065 m <sup>3</sup>
Carga hidráulica superficial	55.03 m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>

Para biofiltros operados a una temperatura alrededor de 20°C la carga hidráulica superficial se recomienda de 60-120 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>. En el caso de BIOSTAR se busca la flexibilidad de operar sin recirculación y con una recirculación de 100%, es decir la carga hidráulica superficial va a variar entre 55 y 110 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> y estará dentro del intervalo recomendado.

Desglose de las dimensiones del cilindro interno:

Borde	0.10 m
Desde la superficie hasta la cinta	0.05 m
Desde la última cinta hasta el difusor	0.11 m
Suma	1.16 m

El Htotal del cilindro interno es de 1.21 m.

Calculo de TRH sin considerar recirculación del efluente:

$$TRH = V/Q = 0.39 \text{ h}$$

En estudios previos se ha estudiado el efecto de TRH y ha determinado que la operación del BIOSTAR es segura hasta 0.4h y aceptable hasta 0.2h.

Cálculo de cargas orgánicas volumétricas (COV)

	Concentración del agua			
	Baja	Seleccionada	Media	Alta
COV con DQO, kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	<b>14.29</b>	<b>17.71</b>	24.57	45.71
COV con DBO, kgDBO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	<b>6.29</b>	<b>7.83</b>	10.86	20.00

Datos del empaque:

Ancho	3 cm
Largo	14 km
Área total	840 m <sup>2</sup>
Área biodisponible	756 m <sup>2</sup>
Densidad específica	1070 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>

Cálculo de cargas orgánicas superficial (COS)

	Concentración del agua			
	Baja	Seleccionada	Media	Alta
COS con DQO, kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	<b>14.29</b>	<b>17.71</b>	24.57	45.71
COS con DBO, kgDBO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	<b>6.29</b>	<b>7.83</b>	10.86	20.00

En estudios previos se ha observado el efecto de cargas COV hasta  $19 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  y de COS en el intervalo  $4.0\text{-}17.6 \text{ g COD.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$  obteniéndose las siguientes remociones: 73-96% de DQO, 80-99.5% de DBO, 80-99% de SST, 79-99% de  $\text{N-NH}_4^+$ , 69-73% de NT, 38-44% de  $\text{P}_{\text{total}}$ , así como 90-99% de microorganismos patógenos medidos como Coliformes Fecales. De los cálculos anteriores se observa que con una DQO del agua residual correspondiente al valor medio y mayores, se obtendrá una carga mayor que la estudiada hasta el momento. Si durante la operación se presente este caso, es conveniente evaluar la capacidad del sistema y en caso de que disminuya la remoción se podría aumentar el TRH disminuyendo la carga hidráulica al sistema.

### **Zona de sedimentación**

Cilindro externo

La profundidad total ( $H_{\text{total}}$ ), la profundidad efectiva (sin el borde) indicada como H, diámetro (D), área superficial total ( $A_{\text{sup.}}$ ), el área superficial correspondiente solo a la zona de sedimentación, externa a la zona central ( $A_{\text{sup. sed.}}$ ), volumen (V) del cilindro externo sin incluir el correspondiente al borde, el volumen de sedimentación ( $V_{\text{sed.}}$ ) que incluye la zona periférica al cilindro interno y un volumen del cilindro externo con una profundidad de 14 cm debajo del cilindro interno ( $V\text{-Vaer}$ ) son:

$H_{\text{total}}$	1.3 m
H	1.2 m
D	1.70 m
$A_{\text{sup.}}$	$2.269 \text{ m}^2$
$A_{\text{sup. sed.}}$	$1.484 \text{ m}^2$
V	$2.722 \text{ m}^3$
$V_{\text{sed.}}$	$2.016 \text{ m}^3$

Con base en estos parámetros se determina:

TRH sed            1.12 h

Carga hidráulica superficial  $29.12 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{d}^{-1}$

Los TRH y la carga hidráulica están calculados sin recirculación.

### **Zona cónica de acumulación de lodos**

La profundidad de la zona cónica es de 0.3 m, ángulo de  $30^\circ$ , volumen del cono de  $0.227 \text{ m}^3$ .

A continuación se presenta el cálculo teórica de la cantidad de biomasa producida en el proceso de degradación y la cantidad diaria de lodo formado.



- Parte A - Biomasa heterotrófica;
- Parte B – Residuos de células debido al decaimiento endógeno;
- Parte C - Biomasa formada por las bacterias nitrificantes;
- Parte D - SSV no biodegradables en el influente.

La producción de biomasa ( $P_{x,bio}$ ) incluirá solo las partes A, B y C.

Determinación del crecimiento específico para los microorganismos nitrificantes y TRS

Seleccionado:

$\mu_{nm}$	0.75 g SSV/(g.d)			
$K_n$	0.74 g N-NH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup>			
OD	5 mg/L			
$K_o$	0.5 mg/L			
$k_{dn}$	0.08 g SSV.g SSV <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>			
N	0.4	0.4	0.4	0.4 mg/L
$\mu_n$	<b>0.16</b>	<b>0.16</b>	0.16	0.16 g células nuevas/(g de células)
TRS	<b>6.28</b>	<b>6.28</b>	6.28	6.28 d
TRS <sub>diseño</sub>	<b>9.42</b>	<b>9.42</b>	9.42	9.42 d

En estudios previos se ha trabajado con TRS de **9 d** para las cargas de 17 g COD.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> y **12 d** para las cargas de 13g COD.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>. En estos casos la biomasa fue de 13.07g SV / m<sup>2</sup>.

Determinación de la producción de SSV ( $P_{x,SSV}$ ) y de SST ( $P_{x,SST}$ )

Seleccionado:

$Y_n$	0.12 g SSV/g N-NH <sub>4</sub>
Y	0.4 g SSV/g DQOb
$K_s$	20 g DQOb/m <sup>3</sup>
kd	0.12 g SSV.g SSV <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>
fd	0.13
$\mu_m$	6 g SSV.g SSV <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>

Se asume NO<sub>x</sub>~80%(NTK).

$$\frac{DQObp}{DQOp} = \frac{(DQOb/DBO)(DBO - DBO_s)}{DQO - DQO_s}$$

$$\frac{DQObp}{DQOp} = \frac{1.6 (DBO - DBO_s)}{DQO - DQO_s}$$

- DQO = DQOb+DQOnb
- DQOb - DQObiodegradable
- DQOnb – DQO no biodegradable

- DQO = DQOs+DQOp
- DQOs - DQOsoluble;
- DQOp -DQO particulada (debida a la materia en forma de partículas)
- 

$$DQOnb = DQOnbs+DQOnbp$$

- DQOnbs - DQO no biodegradable y soluble;
- DQOnbp - DQO no biodegradable y particulada (en forma de partículas).

Q, m <sup>3</sup> /d		43.2	43.2	43.2	43.2 m <sup>3</sup> /d
So	DQO <sub>b</sub>	176	219	304	560 mg/L
S	DQO <sub>b</sub>	32	32	32	32 mgDQOb/L
	NO <sub>x</sub>	16.0	21.6	32	56 mg/L
	DQOs	98	124	170	296 mg/L
	DBO <sub>5s</sub>	53	67	94	161 mg/L
	DQObp/DQOp	0.6	0.6	0.6	0.6
	SSVnb	38	46.2	65.5	126 mg/L
	P <sub>x, bio</sub>	1,343	1,747	2,538	4,925 g SSV/d
	P <sub>x, SSV</sub>	2,985	3,740	5,367	10,368 g SSV/d
	P <sub>x, SST</sub>	4,302	5,517	7,974	14,910 g SST/d
	V <sub>lodo</sub>	0.108	0.138	0.199	0.373 m <sup>3</sup> /d

Para el cálculo de la cantidad de lodo extraído diariamente (V<sub>lodo</sub>) se asumió una concentración de SST en la purga de 40000 mg/L.

	NTKi	20	27	40	70 mg/L
	Ne	0.4	0.4	0.4	0.4 mg/L
Calculado	NOx	15.9	21.7	32.5	55.9 mg/L

Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidada a nitratos (NOx).

$$NOx = NTKi - Ne - 0.12 P_{x, bio}/Q$$

- NOx - Nitrógeno oxidado a nitratos, mg/L;
- NTKi - NTK en el influente, mg/L;
- Ne - N-NH<sub>4</sub> en el efluente, mg/L;
- P<sub>x, bio</sub> - Producción de biomasa, kg/d.
- Q - caudal de diseño, m<sup>3</sup>/d.

Determinación del volumen de la zona de aireación (V)

		$(X_{SSV} V) = (P_{x, ssv}) (TRS)$				
Se selecciona X		15,540				gSV/m <sup>3</sup> o mg/L
	$P_{x, ssv}$	TRS	18746	23490	33703	65114 kg
Calculado	V		1.206	1.512	2.169	4.190 m <sup>3</sup>
Calculado	TRH		0.67	0.84	1.20	2.33 h

Se dispone de un V de 0.71 m<sup>3</sup> y para lograr el resultado deseado se necesita implementar un 100% de recirculación.

### 3.1.2 Instalación de los sistemas experimentales

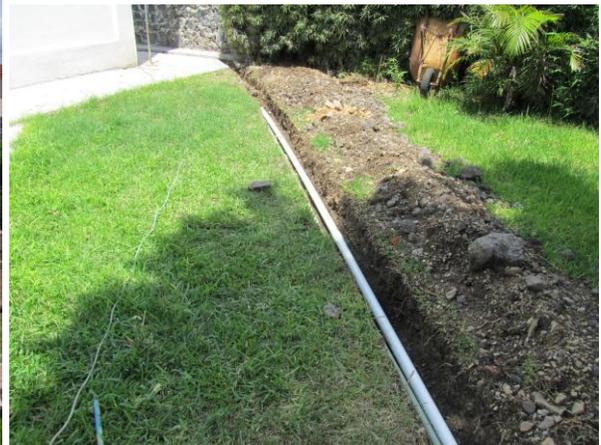
Una vez elaborados los reactores, estos se instalaron en el territorio de la PTAR Texcal en Jiutepec, Morelos. En la Figura 3.1.1 se ilustra el transporte de los reactores hasta la PTAR Texcal y su ingreso al sitio de su instalación. La vista del conjunto de los tres reactores se presenta en la Figura 3.1.2. Como se puede observar todos los reactores tienen su estructura de soporte y pasarelas con barandales que permiten el acceso a la parte superior de cada reactor para realizar muestreos, ajuste de los caudales cuando esto es necesario y mantenimiento. Lateralmente en la estructura de cada sistema experimental hay un gabinete donde se encuentra un soplador de aire y tablero para control local de motores. Previo a la instalación en la PTAR Texcal se realizaron labores de evaluación del sistema de suministro de energía eléctrica. Se instaló y conectó un panel de control de motores, así como se instalaron los cables hasta el sitio de los sistemas experimentales (Figura 3.1.3). En el cárcamo de recepción del agua residual en la PTAR Texcal se instaló una bomba sumergida y se instalaron los tubos de transferencia del agua hasta los tres prototipos.



**Figura 3.1.1** Transporte de los reactores hasta la PTAR Texcal y su ingreso al sitio de su instalación.



**Figura 3.1.2** Vista del conjunto de los tres reactores en la PTAR Texcal.



**Figura 3.1.3** Conexiones al sistema de suministro de energía eléctrica, instalación del panel de control de motores, elaboración de las conexiones para cada motor de los sistemas experimentales, instalación de una bomba sumergida y tuberías para la transferencia del agua residual del cárcamo de recepción hasta los sistemas experimentales.

En la Figura 3.1.4 se presenta una vista general y detalles del reactor BIOSTAR (R1). Se puede observar la zona central del reactor empacada con la cinta de polietileno reforzada desde el taller. El motor que provee el movimiento de la flecha central sobre la cual se sujeta el empaque está todavía recubierto para evitar daños durante el transporte. En la segunda foto se observa el dispositivo de distribución del agua que está elaborado con una forma de una caja cilíndrica cuya pared lateral tiene perforaciones circulares distribuidas uniformemente en la periferia. También se observa el tubo por el cual el agua residual ingresará a este distribuidor. La tercera foto muestra la zona de sedimentación ubicada en el espacio entre el cilindro metálico interno y el externo. Se ve el soporte del cilindro central y el fondo cónico del reactor.



**Figura 3.1.4 Vista general y detalles del reactor BIOSTAR (R1).**

En la Figura 3.1.5 se presenta una vista general del reactor R2 el cual es más alto que el R1 ya que en éste hay una zona superior aerobia y una zona inferior anóxica, ambas empacadas con el mismo material. Los difusores están ubicados debajo de la zona aerobia y en la foto se observa el tubo (color verde) por el cual ingresa el aire hacia los difusores. En cada reactor se han instalado dos difusores de piedra porosa. Lateralmente se observan dos tubos negros que terminan con válvulas, debajo de las cuales se ven otras dos válvulas instalados en tubos que salen casi desde el fondo del cilindro externo. Estos tubos y válvulas se han instalado para realizar la toma de muestras de diferentes alturas de la zona activa central como se puede observar en la segunda foto que muestra un detalle interno del reactor. Los tubos superiores permiten extraer muestra del agua desde dos puntos diametralmente opuestos debajo de la zona central aerobia. Los tubos inferiores permiten extraer muestra del agua desde dos puntos diametralmente opuestos debajo de la zona central anóxica.



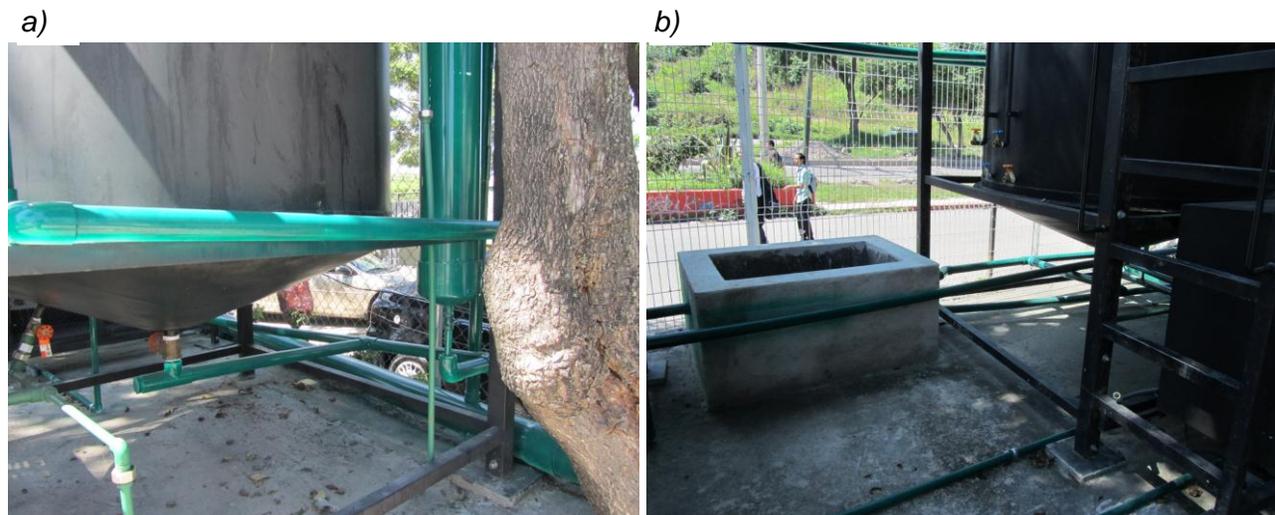
**Figura 3.1.5 Vista general y detalles del reactor R2.**

En la Figura 3.1.6 se presenta una vista general del reactor R3 el cual tiene una altura similar a la del R1. La zona central aerobia es idéntica a la del R1 y la zona anóxica está ubicada en el espacio entre los dos cilindros. En este espacio se introdujo el empaque mostrado en la Figura 2.4, el cual en este caso se sujeta sobre dos flechas en forma semicircular. Lateralmente se observan cuatro tubos con válvulas. Las tres válvulas superiores permiten tomar muestras a diferentes profundidades de la zona periférica empacada. La válvula inferior permite tomar muestra desde el fondo de la zona central aerobia del reactor.



**Figura 3.1.6 Vista general y detalles del reactor R3.**

Los tres reactores cuentan con un tubo con válvula para la extracción del lodo acumulado en la zona cónica (Figura 3.1.7a). Para la deshidratación de este lodo se construyó un lecho de secado (Figura 3.1.7b). El lodo se depositaba allí durante una semana y después se llevaba al lugar asignado para el manejo de lodos de la PTAR Texcal.



**Figura 3.1.7 Lecho de secado para el lodo extraído de los reactores.**

## 3.2 Arranque y desarrollo de las biopelículas

### 3.2.1 Características del agua residual utilizada en el estudio

Para la caracterización del agua residual influente a la PTAR, donde se instalaron los tres reactores experimentales y la cual se utilizó como modelo en la presente investigación, se realizaron 2 muestreos preliminares, recolectando muestras compuestas de 12 h, desde las 8:00 am hasta las 20:00 pm los días 5 y 8 de septiembre del 2012. Los parámetros que se midieron fueron: pH, temperatura, DQO<sub>T</sub>, NT, PT, N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, SST, SSV y Alcalinidad. Los resultados de estos muestreos se presentan en la Tabla 3.2.1. En esta misma tabla se presentan y los promedios de estos parámetros obtenidos en varios muestreos que se han realizado desde hace varios años en esta PTAR, así como los promedios de los muestreos que se han realizado desde que se inició la operación de los reactores experimentales.

**Tabla 3.2.1 Caracterización del agua residual.**

Parámetro	Unidades	M1	M2	Promedio de datos histórico PTAR 2000-2011	Promedio de los muestreos
		Muestreos preliminares			
pH		7.22	7.14	7.19	7.28
Temperatura	°C	23.1	22.7	21.2	23.2
DQO <sub>T</sub>	mg/L	698	634	554	468
NT	mg/L	16.01	17.00	47.12	57.81
PT	mg/L	8.00	11.03	37.61	10.71
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	mg/L	0.031	0.020	0.221	0.012
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	mg/L	0.010	0.001	0.360	0.004
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	mg/L	15.83	16.41	27.32	24.07
SST	mg/L	160	100	184	156
SSV	mg/L	40	40	138	115
Alcalinidad	mg/L	197	224	-----	268

Como se muestra en la Tabla 3.2, los resultados obtenidos se encuentran dentro del rango típico para aguas residuales de ciudades en desarrollo (Von y De Lemos, 2005), así como para aguas residuales típicas de concentración media según Metcalf y Eddy (2003). Por lo anterior el agua residual de la PTAR es adecuada para ser utilizada como modelo en esta investigación.

La concentración de nitrógeno y fósforo es mayor que la requerida para el desarrollo adecuado de los microorganismos. La relación de DBO:N:P sugerida es de 100:5:1 (Clifford et al., 1992; Metcalf y

Eddy, 2003). Considerando que la DBO es alrededor de 60% del valor de DQO, se puede estimar que las concentraciones de NT y PT deben ser mayores de 14 y 3 mg/L respectivamente, lo cual se cumple como esto se puede ver en la Tabla 4.1. Uno de los principales objetivos de esta investigación es precisamente remover el exceso del nitrógeno presente en el agua residual simultáneamente con la remoción de la materia orgánica.

El pH, la temperatura y la alcalinidad son factores importantes en el desarrollo de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes. Los valores obtenidos para estos parámetros se encuentran dentro de los rangos típicos requeridos para el desarrollo de estas bacterias (EPA, 1993; Metcalf y Eddy, 2003).

### 3.2.2 Arranque de los reactores

Una vez instalados los sistemas experimentales se realizaron pruebas hidráulicas y de funcionamiento de los motores y el 5 de septiembre de 2012 se arrancó la operación de los tres reactores alimentando 0.5 L/s de agua a los tres reactores sin recirculación del efluente. En la Figura 3.2.1 se presenta el reactor R1 ya operando. Sobre el motor de la flecha central ya se instaló una caseta de protección. En la Figura 3.2.2a se presenta un detalle de la conexión del tubo del influente al distribuidor del agua en la parte superior del reactor y en la Figura 3.2.2b un detalle de la conexión del tubo de la recirculación del efluente. La Figura 3.2.3 ilustra el reactor R2 ya operando. En la Figura 3.2.4a se muestra la conexión del tubo del influente al distribuidor del agua en la parte superior del reactor del R2. Se observa también la desviación de este tubo que mediante un ramal vertical permite dirigir parte del influente al inicio de la zona anóxica de este reactor. En la Figura 3.2.4b se ve la conexión del tubo de la recirculación del efluente y en la Figura 3.2.4c se observan las conexiones para extracción del lodo del R2. En la Figura 3.2.5 se presenta el reactor R3 después del arranque del proceso y el sistema de extracción del lodo de este reactor. Una vista general de los tres sistemas experimentales después del arranque se muestra en la Figura 3.2.6. Los efluentes de los tres reactores se juntan en un tubo común el cual descarga al lado de la descarga final de la PTAR Texcal (Figura 3.2.7).



**Figura 3.2.1** El reactor R1 después del arranque del proceso.

a)



b)



**Figura 3.2.2** Reactor R1: a) detalle de la conexión del tubo del influente al distribuidor del agua en la parte superior del reactor (izquierda); b) detalle de la conexión del tubo de la recirculación del efluente.



Figura 3.2.3 El reactor R2 después del arranque del proceso.

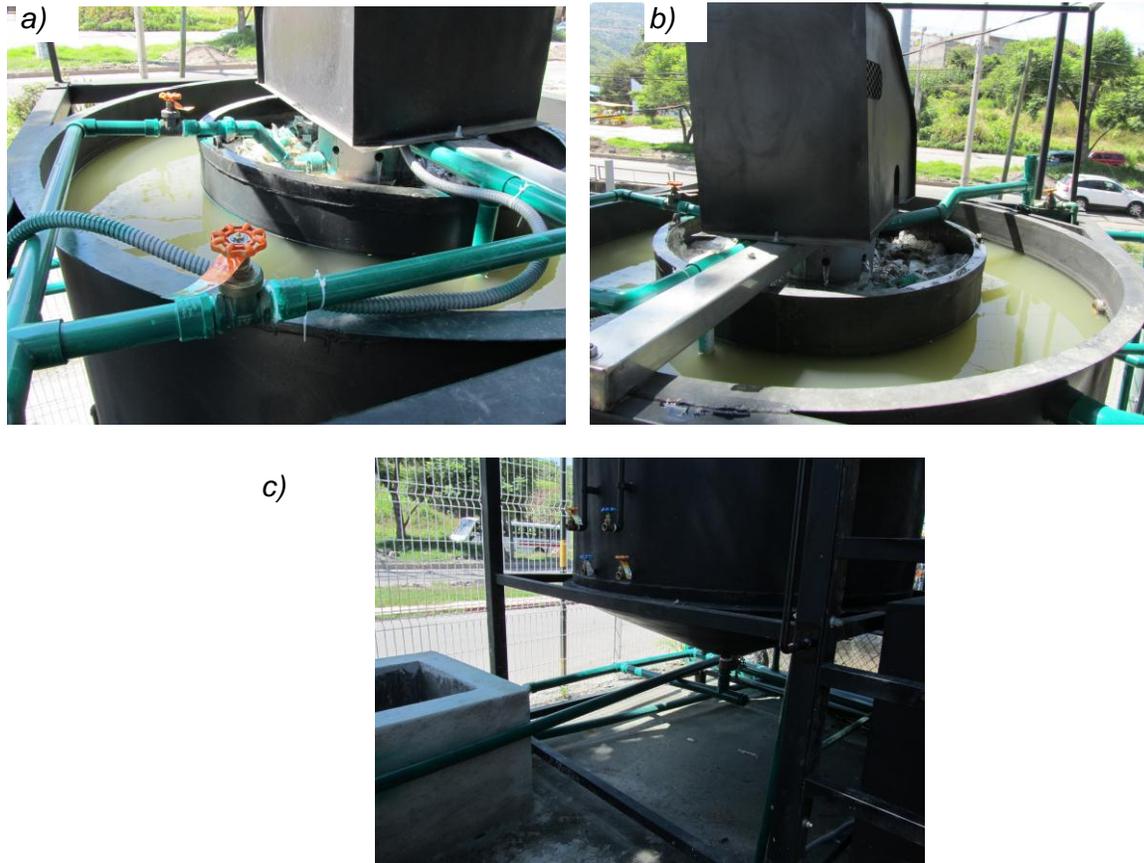


Figura 3.2.4 Reactor R2: a) detalle de la conexión del tubo del influente al distribuidor del agua en la parte superior del reactor (izquierda); b) detalle de la conexión del tubo de la recirculación del efluente; c) detalle de las conexiones para extracción del lodo.



**Figura 3.2.5** El reactor R3 después del arranque del proceso.



**Figura 3.2.6** Vista de los tres sistemas experimentales después del arranque del proceso (R1, R2 y R3).

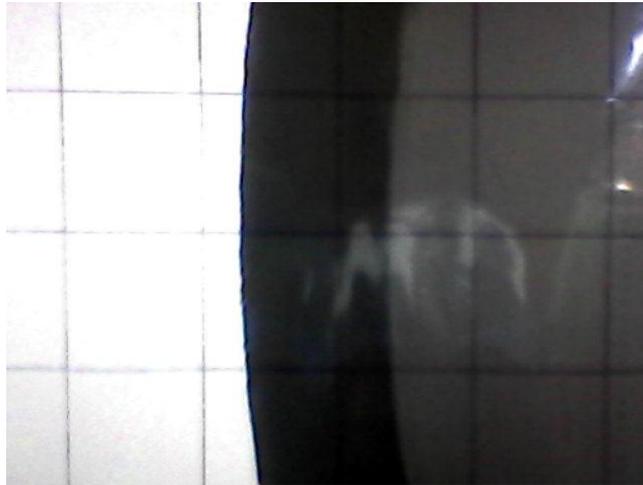


**Figura 3.2.7 Descarga del agua tratada efluente de los tres sistemas experimentales (el tubo blanco ubicado al lado de la descarga de la PTAR Texcal (el canal azul)).**

### 3.2.3 Operación de los reactores y desarrollo de las biopelículas

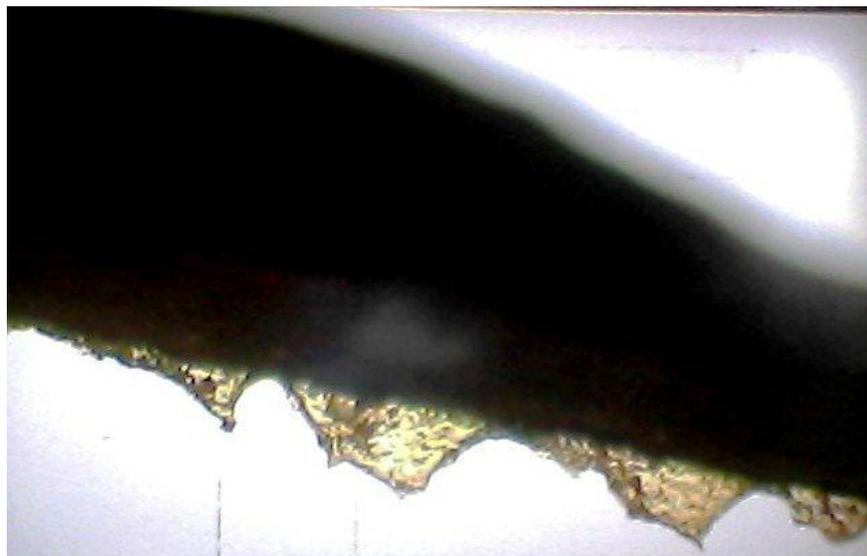
Como ya se mencionó la operación de los reactores empezó el día 5 de septiembre del 2012. Durante la primera semana no se realizaron muestreos, únicamente se observaba que no existieran fugas en las conexiones, algún tipo de fallas en el panel de control, en el sistema eléctrico, en el sistema de inyección de aire, en la alimentación del agua residual, etc. Después de una semana desde el arranque se inició con el muestreo de los sistemas experimentales. Los muestreos se realizaron dos veces por semana, los días martes y jueves, determinando todos los parámetros físico-químicos mencionados en la metodología. Ya que se observaba que no se acumulan muchos lodos las extracciones se realizaban solo dos veces por semana, los días martes y jueves de cada semana. Los dos primeros muestreos indicaron que el agua residual influente a los reactores tenía alta DQO, de 727 y 424 mg/L los días 11 y 13 de septiembre de 2012 (días 8 y 10 desde el arranque). Estas DQO son casi dos veces mayores que las consideradas para el diseño. Operando con el caudal de 0.5 L/s se calcularon cargas orgánicas COS muy altas de 41 y 24 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> respectivamente. Considerando que una carga orgánica alta puede favorecer el desarrollo de la biomasa se decidió seguir la operación con el caudal de 0.5 L/s observando la evolución del proceso y también las variaciones de la DQO en el influente.

Para observar el desarrollo de la biopelícula se realizaban observaciones usando un microscopio. En la Figura 3.2.8 se presenta una fotografía de la cinta de polietileno, usada como soporte de la biomasa adherida, antes del arranque, sin tener biopelícula. En las siguientes fotografías se observa como a través de los días crece la biopelícula y su espesor aumenta.



**Figura 3.2.8. Fotografía del empaque sintético observada mediante el microscopio con un lente de 10X.**

En la Figura 3.2.9 la fotografía corresponde al R1 y se puede apreciar como después de 7 días ya se han adherido microorganismos al soporte sintético en un solo lado del soporte de la biopelícula y que el espesor de la biopelícula es todavía pequeño.

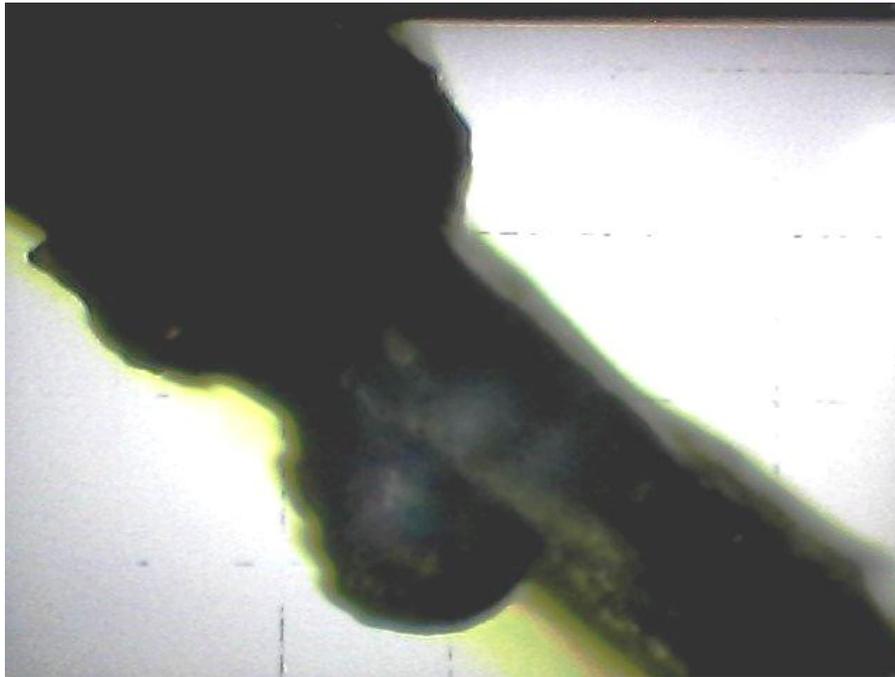


**Figura 3.2.9. Fotografía del empaque sintético a los 7 días de haber iniciado la operación de los reactores.**

En la Figura 3.2.10 se observa como después de 20 días de operación la biopelícula ha crecido sobre ambas superficies del empaque y el espesor de la biopelícula en algunas partes ya es mayor. En la Figura 3.2.11 se presenta la fotografía del soporte después de 45 días de operación y se puede observar que el espesor de la biopelícula ha crecido considerablemente en comparación con las fotografías anteriores.



**Figura 3.2.10. Fotografía del empaque sintético a los 20 días de operación.**



**Figura 3.2.11. Fotografía del empaque sintético a los 45 días de operación.**

Los resultados de las determinaciones de la biomasa en los reactores medida como  $\text{gST.m}^{-2}$  y  $\text{gSV.m}^{-2}$  indicaron también un aumento. En la Tabla 3.2.2 se presenta el intervalo de variación desde el día 8 hasta el día 42 desde el arranque. Sin embargo, la evaluación de la remoción de la DQO aumentaba muy lentamente alcanzando como máximo un 40%. Es por esto que el día 43 desde el arranque se decidió disminuir el caudal de operación a  $0.2 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$  disminuyendo la carga orgánica a  $17.4 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$  ajustándose así a los valores de diseño de los reactores. Después de esto las remociones de DQO aumentaron en los tres reactores, pero no se observaba formación de nitratos y nitritos, era muy pequeña la cantidad de bacterias nitrificantes en la biomasa de las zonas aerobias. Cabe mencionar que durante los primeros dos meses de operación hubo frecuentes problemas de cortes del suministro de energía eléctrica que afectaban el desarrollo de las bacterias nitrificantes, sobre todo los fines de semana. Se tomaron medidas para evitar estos problemas y a partir del día 71 desde el arranque se conectó la recirculación del efluente en los tres reactores. El seguimiento de la cantidad de la biomasa en los reactores indicó que a partir del día 42 ya no hubo más acumulación de biomasa en los reactores, se mantenía siempre la misma cantidad. La extracción de biomasa desde el fondo de los reactores durante este período se realizaba tres veces por semana, los días martes, jueves y sábado, en una cantidad de 60-100 L/día.

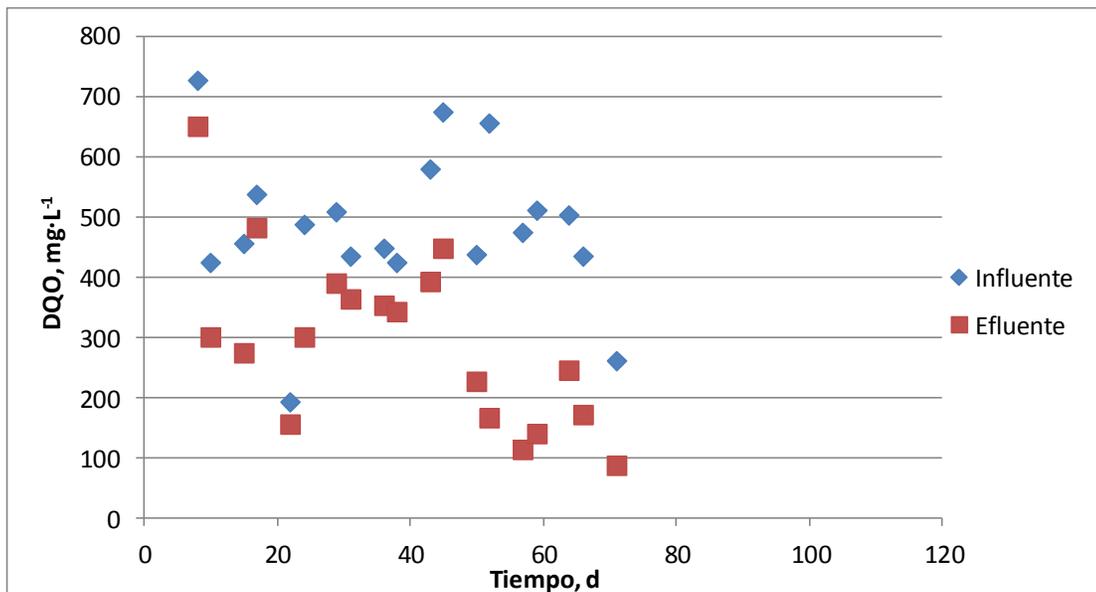
**Tabla 3.2.2 Cantidad de biomasa en los reactores determinada en el período desde el día 8 hasta el día 42 desde el arranque.**

Cantidad de biomasa (resultados promedio)	R1	R2	R3	R3
	Zona aerobia			Zona anóxica
$\text{gST}\cdot\text{m}^{-2}$	3-10	3-5	3-5	3
$\text{gSV}\cdot\text{m}^{-2}$	2-6	2-3	2-3	2

### 3.3 Evaluación del proceso

#### 3.3.1 Remoción de materia orgánica medida como DQO

En las Figuras 3.3.1, 3.3.2 y 3.3.3 se presentan los resultados de la determinación de la DQO en los influentes y efluentes de los reactores R1, R2 y R3 respectivamente.



**Figura 3.3.1. Variación de la DQO en el influente y efluente del reactor R1.**

Desde el arranque hasta el día 43 se operó con un caudal de  $0.5 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$  en los cuales el reactor no presentó una remoción de materia orgánica considerable, la remoción promedio en esos días fue del 24%. Se observó que la remoción de la DQO (Figura 4.8) aumentaba muy lentamente y a partir del día 43 se decidió disminuir el caudal de operación a  $0.2 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$  disminuyendo a la mitad la carga orgánica y ajustándose así a los valores previamente estudiados de  $4\text{-}18 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ . En la Figura 3.3.4 se observa que el porcentaje de remoción aumentó alcanzado 78-89%. En los días 60-63 se presentó una desestabilización del proceso provocada por cortes en el suministro de energía eléctrica y reparaciones en el sistema de recolección del agua residual que causaron atascamiento con lodo en el tanque de recepción de la planta de tratamiento.

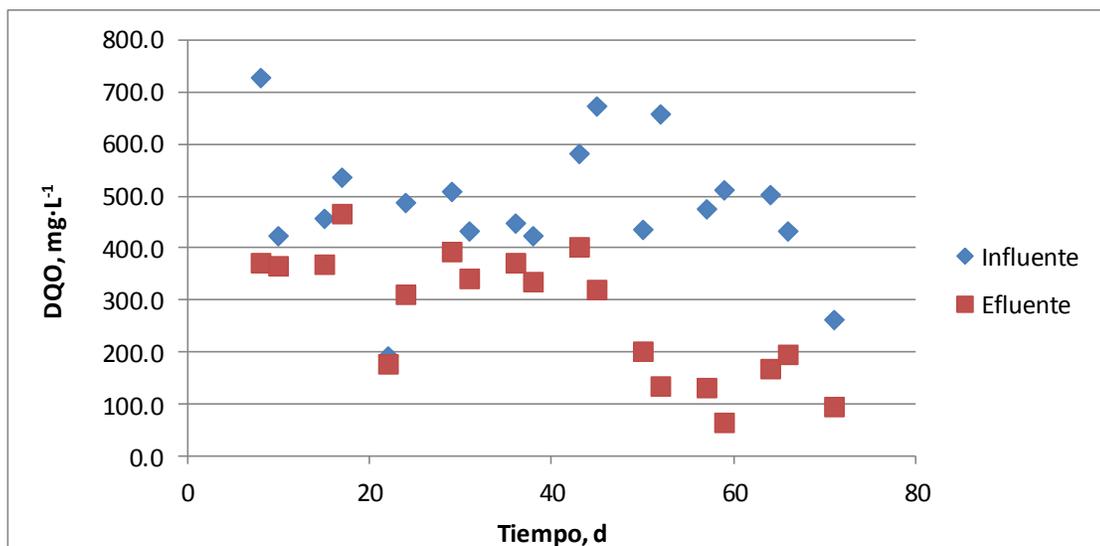


Figura 3.3.2. Variación de la DQO en el influente y efluente del reactor R2.

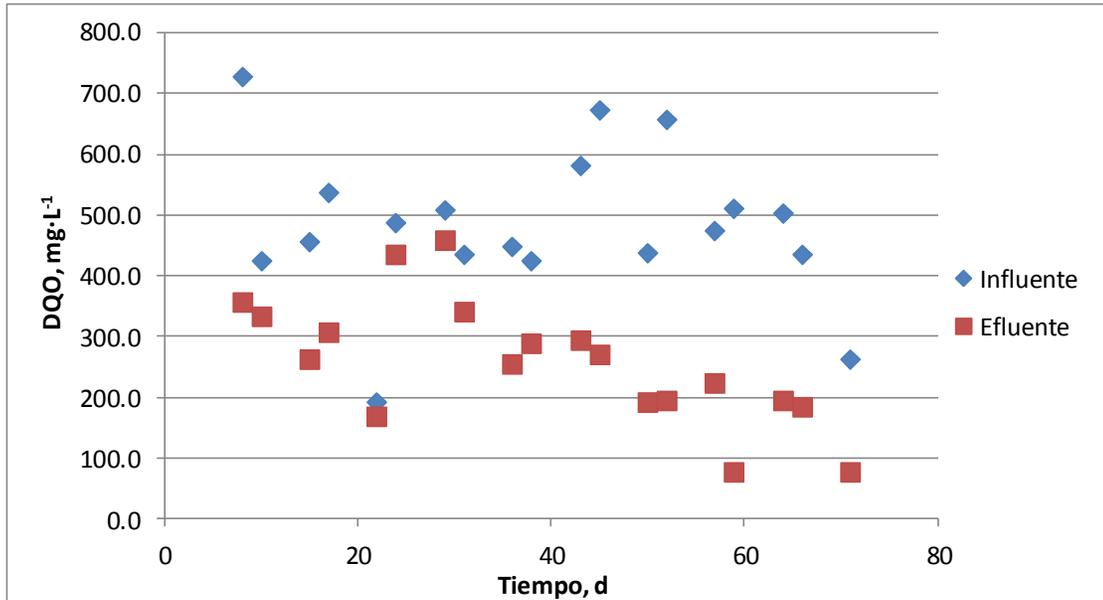


Figura 3.3.3. Variación de la DQO en el influente y efluente del reactor R3.

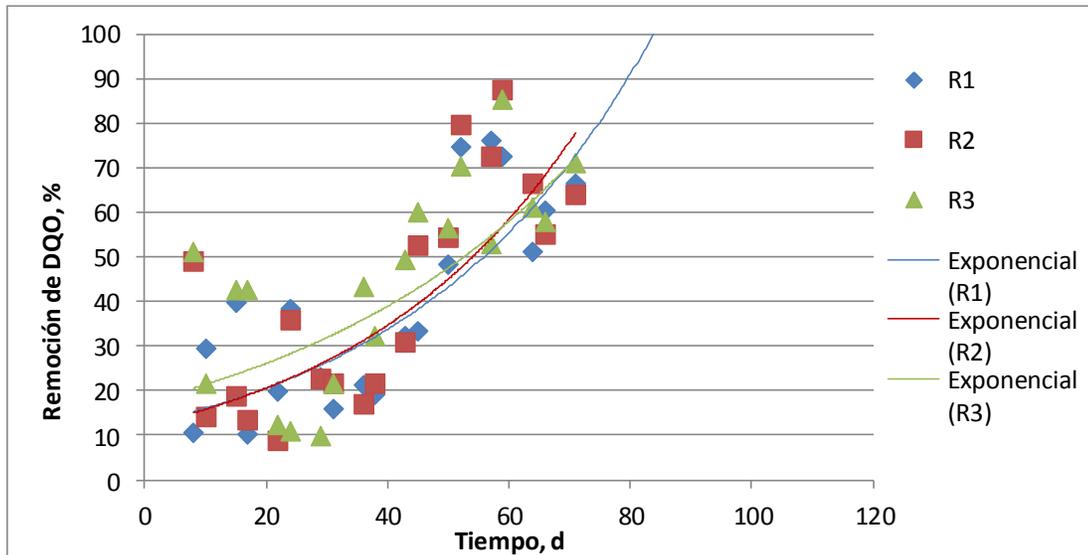


Figura 3.3.4. Remociones de materia orgánica medida como DQO para los 3 reactores del sistema experimental.

El influente a los tres reactores es el mismo y como se puede observar en las figuras anteriores durante esta primera etapa del desarrollo de la biomasa y estabilización del proceso, los valores de DQO se mantuvieron alrededor de  $482 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ , solo hubo algunos días cuando la DQO estuvo muy alta con valores entre  $650$  y  $750 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ . Los valores altos de la DQO se pueden atribuir a algunas descargas intermitentes de actividades productivas no registradas oficialmente pero detectadas por los operadores de la planta.

Durante los primeros 15 días de operación la remoción en el reactor R1 aumentó de 10 a 40%. En el R2 el día 8 desde el arranque se registró una remoción de 49%, pero después el día 10 y 15 se obtuvo solo 14 y 19% de remoción respectivamente. Igual, en el R3 el día 8 se registró una remoción de DQO de 51%, después el día 10 bajó al 21% y el día 15 subió al 42%, similar a lo obtenido en el R1.

A partir del día 20 de operación los reactores empezaron a tener un descenso en la remoción de DQO, debido a que hubo problemas con la alimentación eléctrica en la PTAR lo que provocó la desestabilización de los tres reactores, puesto que estos se quedaron sin alimentación y sin aireación. Después de estos problemas en la PTAR los reactores se fueron estabilizaron muy lentamente en comparación a los primeros días de operación de los reactores.

En el día 43 de operación se decidió bajar el caudal de entrada de  $0.5$  a  $0.2 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$  puesto que los reactores no incrementaban la remoción de materia orgánica. A partir de este día se empieza a incrementar paulatinamente la remoción de materia orgánica para los tres reactores. Para el día 60 de operación se había logrado una remoción del 90% para el reactor R<sub>2</sub>, del 85% para el R<sub>3</sub> y del 75% para el R<sub>1</sub>. Después de haber alcanzado estos porcentajes de remoción para los tres reactores, los reactores nuevamente se volvieron a desestabilizar por problemas con la energía eléctrica de la PTAR y por una descarga de lodo que hubo en la planta y que desafortunadamente no se pudo evitar que llegara hacia los reactores. Por lo ocurrido, se tuvo que vaciar y enjuagar los reactores, para evitar que el lodo que entró fuera a causar más problemas en la operación. Una vez realizado este procedimiento el proceso se empezó a recuperar otra vez.

### 3.3.2 Remoción de materia orgánica medida como DBO

En las Figuras 3.3.5, 3.3.6 y 3.3.7 se presentan las variaciones de la materia orgánica medida como DBO en los influentes y efluentes de los reactores R1, R2 y R3 respectivamente y en la Figura 3.3.8 se ilustran las remociones de la DBO calculados en los tres reactores. Durante el primer mes desde el arranque la DBO se determinó solo en dos ocasiones, después de lo cual los análisis se empezaron a realizar con la misma frecuencia que la determinación de la DQO. La relación promedio de DBO/DQO en el agua residual influente a los reactores se calcula de  $0.52\pm 0.07$  y en los efluentes de  $0.49\pm 0.07$ .

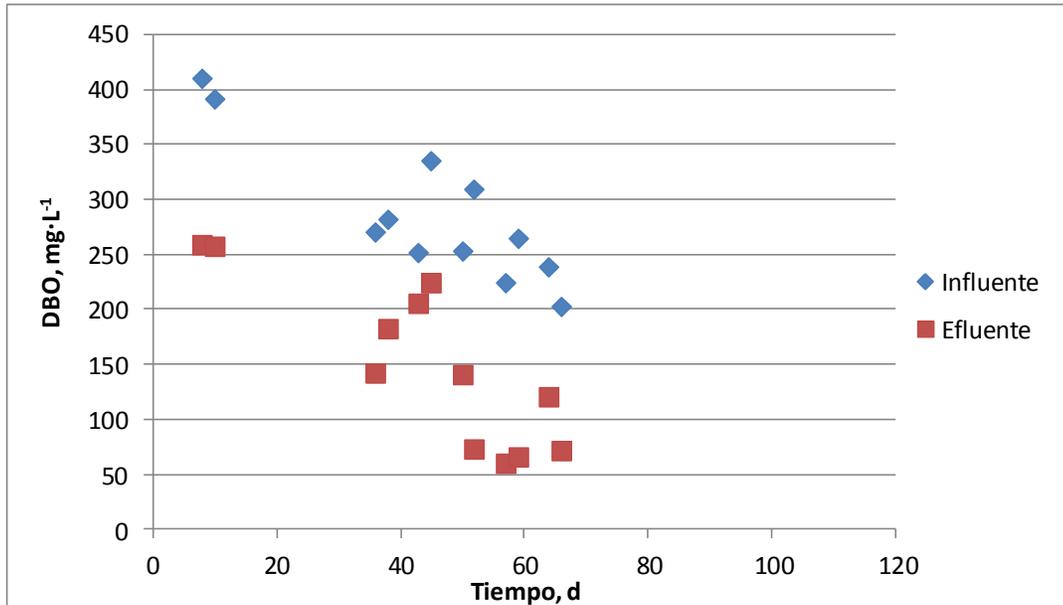


Figura 3.3.5. Variación de la DBO en el influente y efluente del reactor R1.

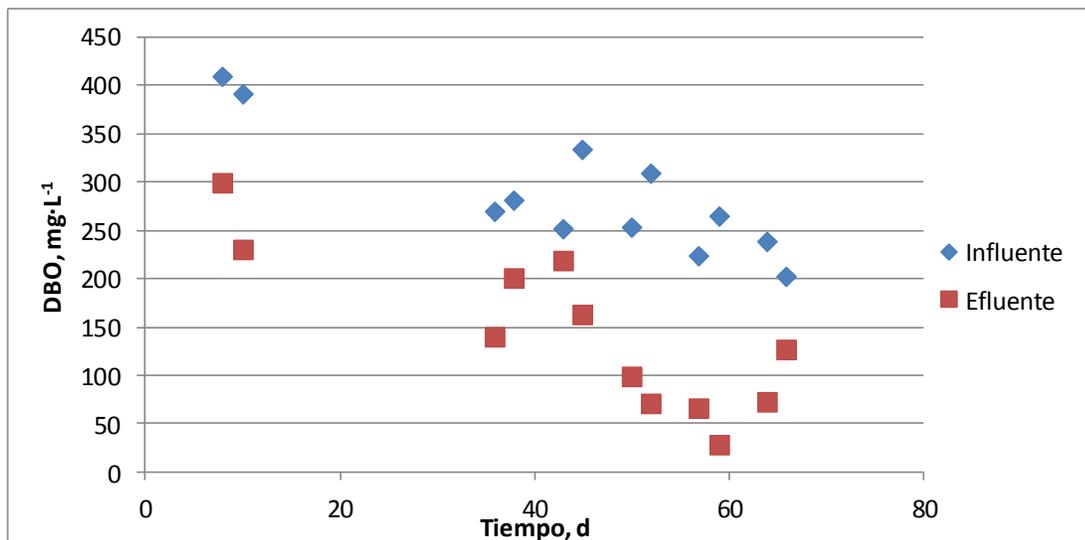


Figura 3.3.6. Variación de la DBO en el influente y efluente del reactor R2.

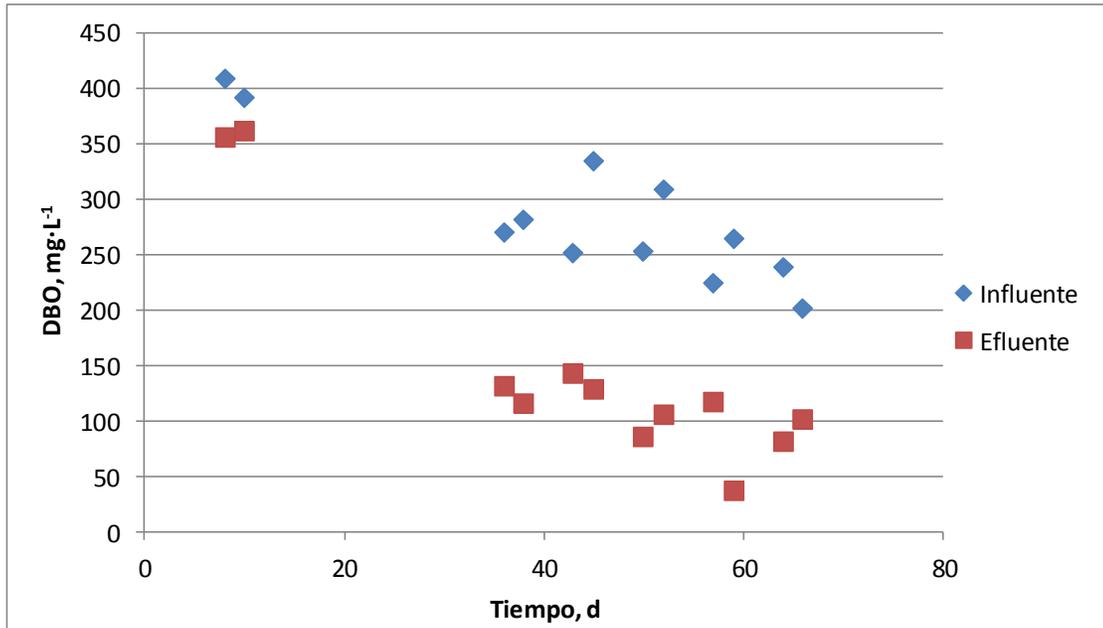


Figura 3.3.7. Variación de la DBO en el influente y efluente del reactor R3.

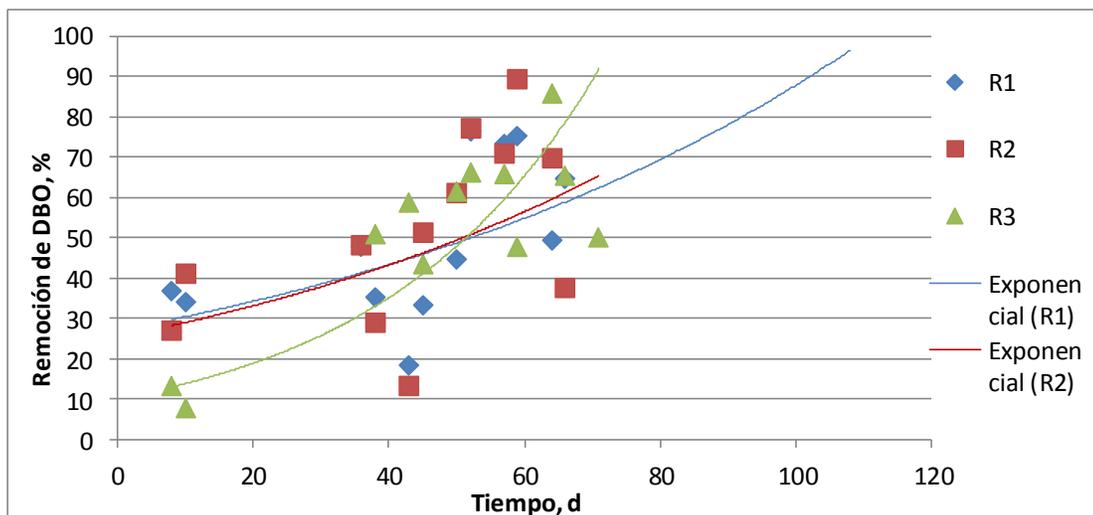


Figura 3.3.8. Remoción de materia orgánica medida como DBO para los tres reactores experimentales.

Como se puede observar en la Figura 3.3.8 la remoción de la DBO en los reactores estuvo por encima de las remociones obtenidas para DQO en los mismos días de operación. Desde el día 43 de operación la remoción de DBO para los tres reactores fue incrementándose paulatinamente, en el día 60 de operación se alcanzaron los porcentajes más altos de remoción para los tres reactores y después del día 60 debido a los problemas ya mencionados la remoción descendió en los tres reactores.

### 3.3.3 Variación de las cargas orgánicas en los tres reactores

En las Figuras 3.3.9 y 3.3.10 se presentan las variaciones de la carga orgánica volumétrica y la carga orgánica superficial con la cual operaron los reactores. Estas cargas son calculadas con base en el parámetro DQO. Para el cálculo se considera el volumen de las zonas aerobias y la superficie del empaque localizado en las zonas aerobias. En el caso de R1 es toda la zona central del reactor integral, en el caso de R2 y R3 solo las zonas aerobias.

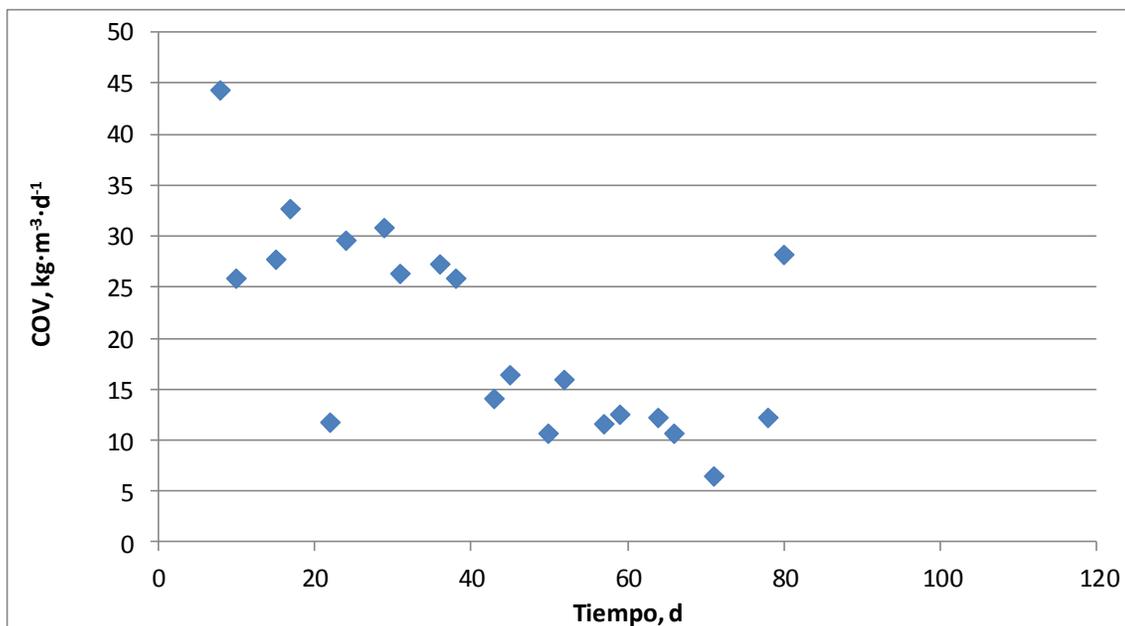
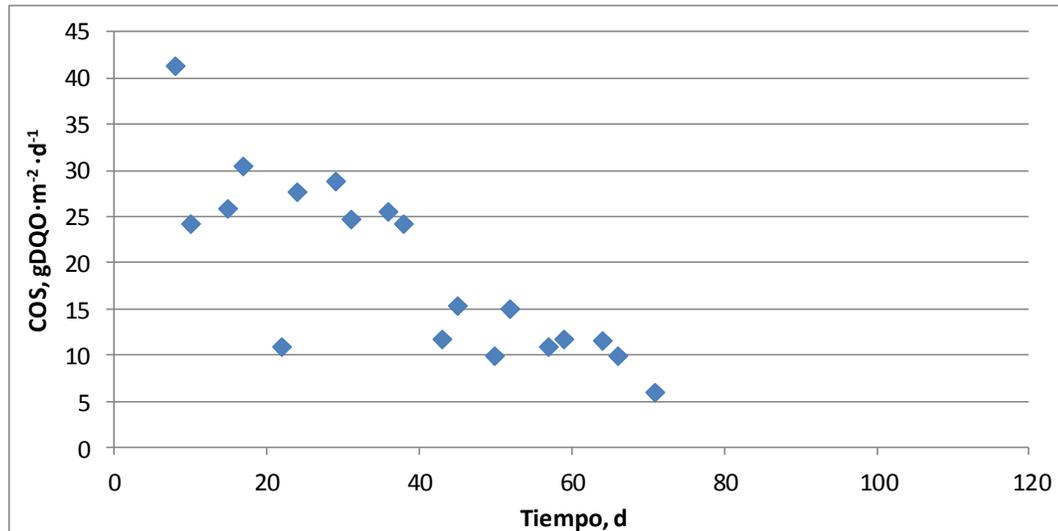


Figura 3.3.9. Variación de la carga orgánica volumétrica aplicada a cada uno de los tres reactores del sistema experimental.



**Figura 3.3.10. Variación de la carga orgánica superficial aplicada a los tres reactores del sistema experimental.**

Una vez instalados los reactores en la PTAR se empezó la operación con el caudal usado para su diseño de  $0.5 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$ . Se revisó el funcionamiento de todos los equipos. Los primeros análisis indicaron que la DQO del agua residual fue casi dos veces mayor a la considerada en el diseño, por lo que la carga orgánica fue calculada entre  $24$  y  $41 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ , mucho mayor que el intervalo estudiado previamente, de  $4$ - $18 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ . A pesar de las altas cargas orgánicas en los primeros 15 días de operación se observó que se habían logrado remociones de DQO de  $20$ - $40\%$ , por lo cual se decidió seguir la operación con la alta carga orgánica y evaluar el desarrollo de la biopelícula bajo estas condiciones. Los resultados posteriores indicaron un lento aumento de la remoción de la DQO, por lo cual se disminuyó casi a la mitad la carga orgánica reduciendo el caudal de  $0.5$  a  $0.2 \text{ L/s}$ . En las Figuras 4.13 y 4.14 se observa la disminución de la carga orgánica realizada el día 43 desde el arranque. La carga orgánica superficial promedio en el período días  $8$ - $38$  desde el arranque fue de  $26.3\pm 7.5 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$  y en el período días  $43$ - $66$  fue de  $11.3\pm 2.1 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ . Las respectivas cargas orgánicas volumétricas fueron de  $28.2\pm 8.0 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$  y  $12.2\pm 2.3 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ .

### 3.3.4 Remoción de nitrógeno amoniacal

En las Figuras 3.3.11, 3.3.12 y 3.3.13 se presentan las concentraciones del nitrógeno amoniacal en los influentes y efluentes de los reactores R1, R2 y R3. En la Figura 3.3.14 se ilustra la remoción del nitrógeno amoniacal en los tres reactores. La concentración promedio de nitrógeno amoniacal del influente hasta el día 40 cuando se estuvo operando con un caudal de  $0.5 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$  fue de  $23.8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  y en el período posterior, día  $43$ - $66$ , cuando el caudal se bajó a  $0.2 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$  fue de  $28.4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ . La concentración promedio del  $\text{N}\cdot\text{NH}_4$  en el agua residual influente a los reactores fue de  $26.4\pm 7.4 \text{ mg/L}$  para todo el período experimental.

Como se puede observar en las figuras los tres reactores presentan un comportamiento similar con respecto al nitrógeno amoniacal, muy poca remoción y en muchas ocasiones la concentración del nitrógeno amoniacal en el efluente fue mayor que la determinada en el influente, esto es debido a los problemas en la operación de los reactores que ya fueron mencionados anteriormente, sobre todo a los paros de la energía eléctrica que creaban condiciones anaerobias en los reactores por períodos prolongados los fines de semana y por las noches durante la semana.

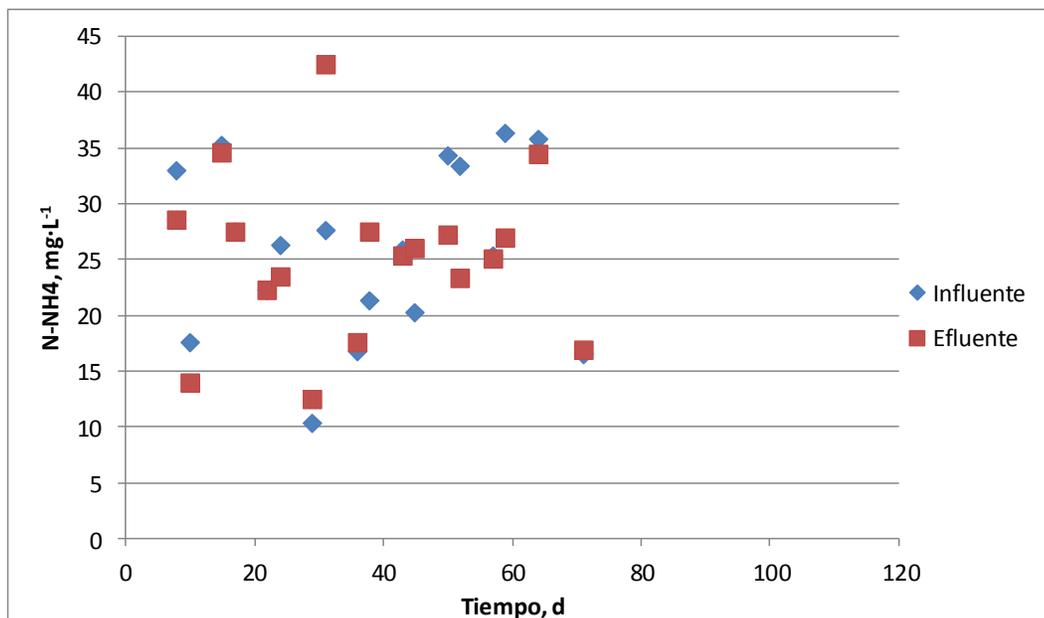


Figura 3.3.11. Variación de las concentraciones del  $\text{N-NH}_4^+$  en el influente y efluente del reactor R1.

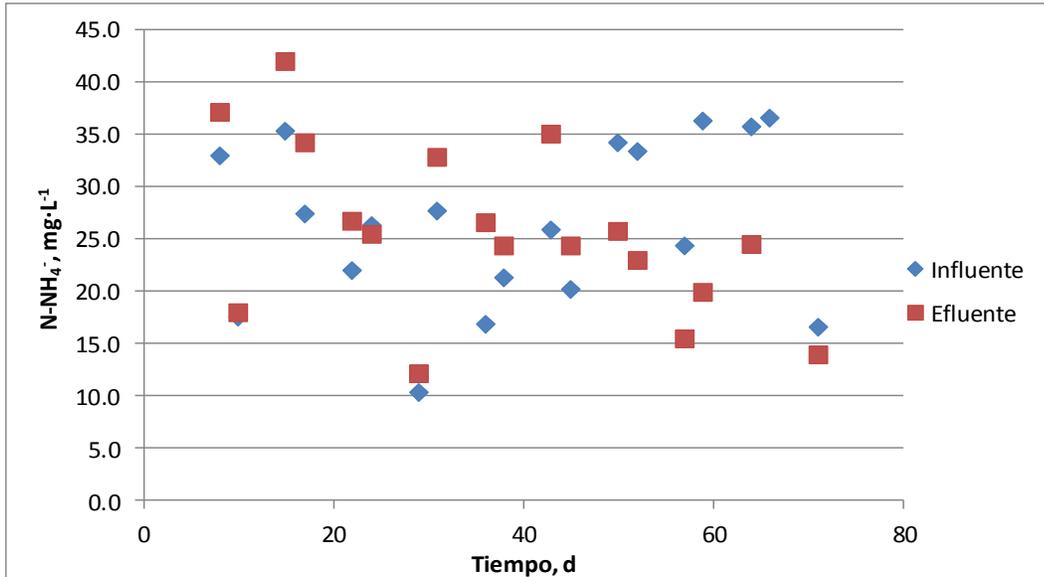


Figura 3.3.12. Variación de las concentraciones del  $\text{N-NH}_4^+$  en el influente y efluente del reactor R2.

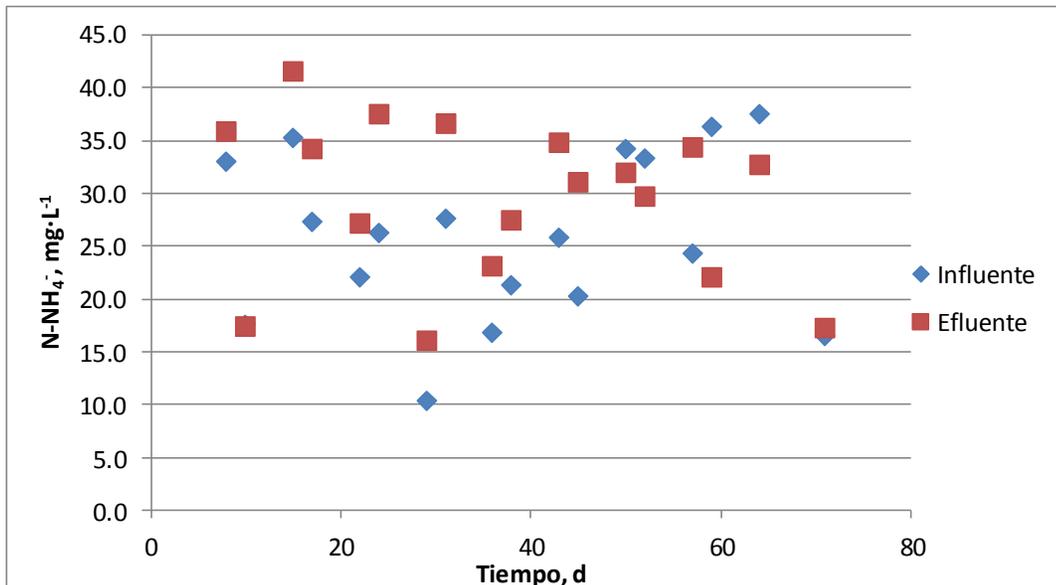
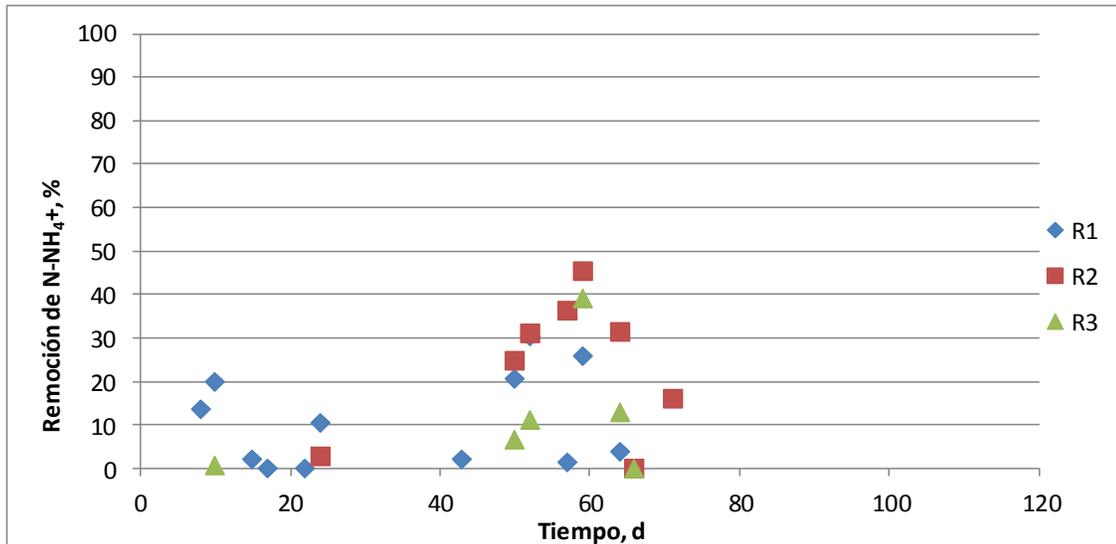


Figura 3.3.13. Variación de las concentraciones del  $\text{N-NH}_4^+$  en el influente y efluente del reactor R3.



**Figura 3.3.14. Remoción del  $N-NH_4^+$  para los reactores R1, R2 y R3.**

Durante los primeros 40 días de operación los reactores tuvieron remociones por debajo del 20%, a partir del día 43 las remociones del nitrógeno amoniacal en los tres reactores empezaron a ascender paulatinamente presentando un mejor porcentaje de remoción el reactor R2, alcanzando una remoción máxima del 48% a los 60 días de operación. El reactor R3 logró una remoción máxima del 40% y el reactor R1 del 25%. Sin embargo, después de este día los reactores se desestabilizaron por lo que la remoción de nitrógeno amoniacal empezó a descender y han vuelto a estabilizarse pero muy lentamente. Se han tomado medidas más estrictas de control del suministro de energía eléctrica en la PTAR, sobre todo los fines de semana, esperando con esto lograr un funcionamiento correcto de los reactores experimentales y la estabilización del proceso.

### 3.3.5 Remoción de nitrógeno total

En las Figuras 3.3.15, 3.3.16, 3.3.17 y 3.3.18 se presentan las concentraciones del NT en los influentes y efluentes de los reactores R1, R2 y R3 respectivamente. En la Figura 3.3.19 se ilustra la remoción del NT en los tres reactores. La concentración promedio del NT en el agua residual influente a los reactores fue de  $48.5 \pm 9.1$  mg/L para todo el período experimental y la del Norg de  $22.1 \pm 7.3$  mg/L, casi 46% del NT.

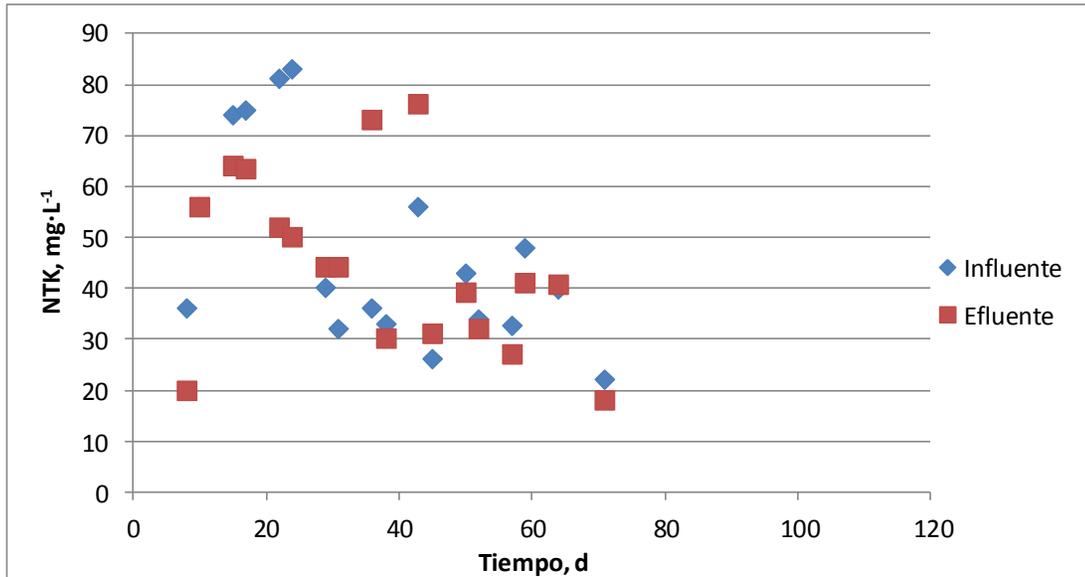


Figura 3.3.15. Variación de las concentraciones del NT en el influente y efluente del reactor R1.

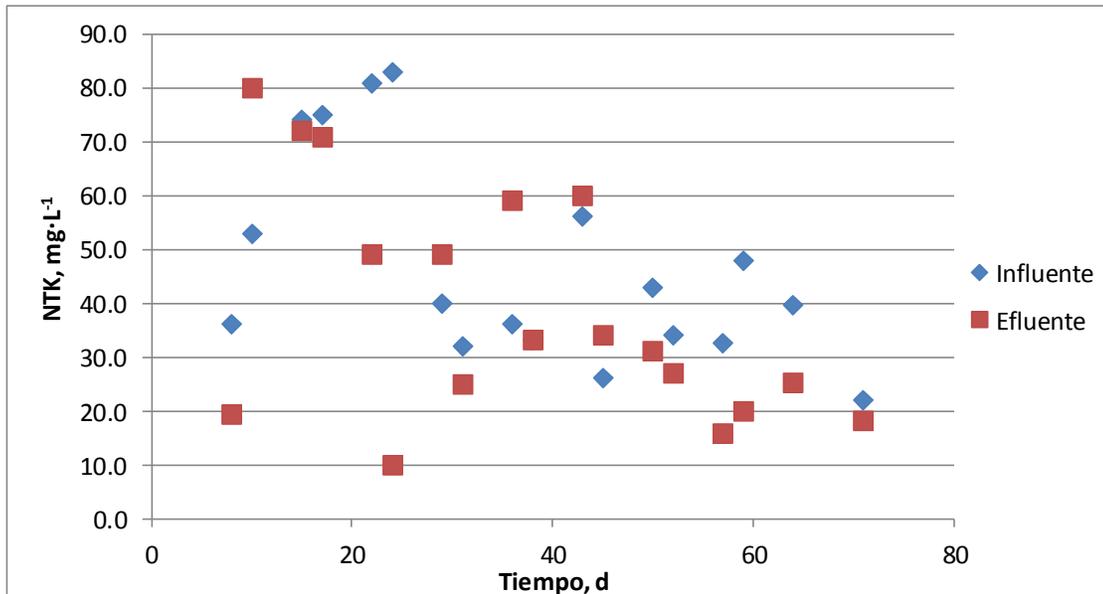


Figura 3.3.16. Variación de las concentraciones del NT en el influente y efluente del reactor R2.

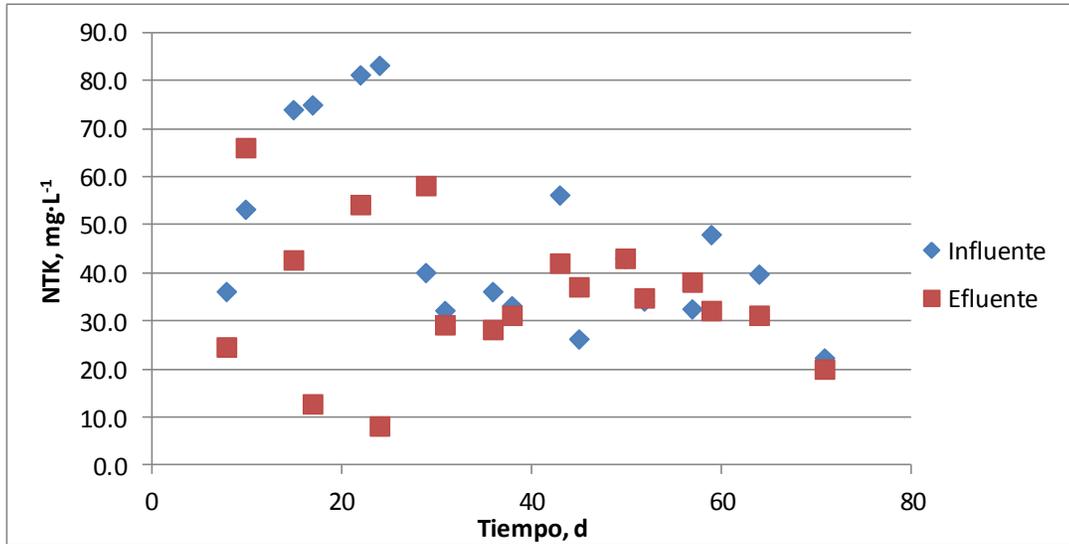


Figura 3.3.17. Variación de las concentraciones del NT en el influente y efluente del reactor R3.

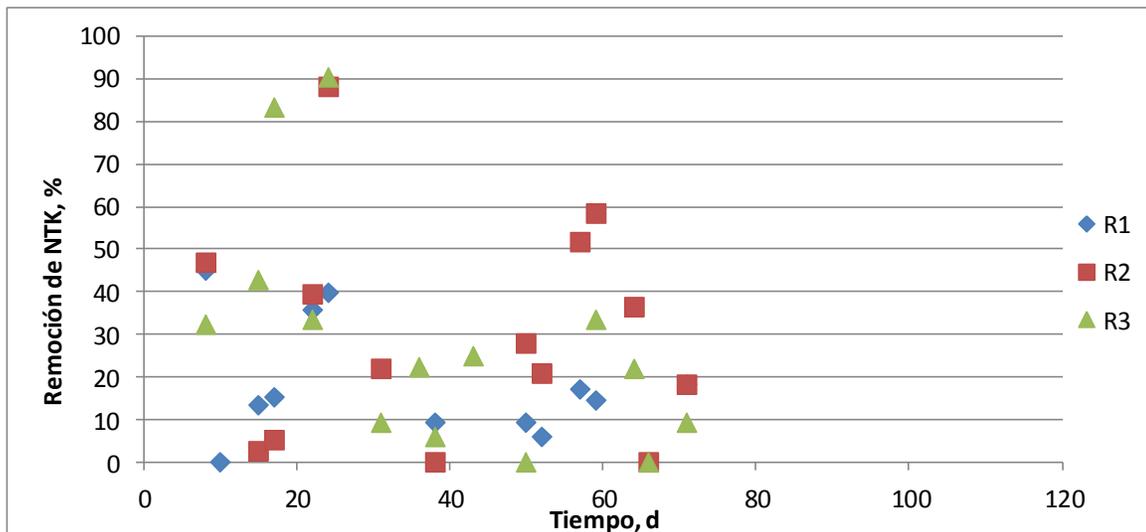


Figura 3.3.18. Remoción del NT en los reactores R1, R2 y R3.

De igual manera que en el caso del nitrógeno amoniacal, en las Figuras 4.19, 4.20 y 4.21 se observa que hay puntos donde la concentración de NTK del efluente es superior a la concentración de NTK del influente y esto se debió al desprendimiento de la biomasa que se presentaba durante la desestabilización de los reactores.

Como se puede observar en la Figura 3.3.18, la remoción de NTK fue muy variable lo cual se debe a los problemas de operación descritos anteriormente. Se observan períodos de incremento de la remoción hasta 40.48% y después desestabilización del proceso y desprendimiento de biomasa provocando esto que las concentraciones en el efluente sean mayores que las en el influente. Las remociones determinadas fueron en general bajas y se atribuyen básicamente a la bioasimilación ya que como se indica más adelante no había formación de nitritos y nitratos. Fue mayor la remoción del NT en R2 y R3 comparada con la calculada en R1. Esto se explica con el mayor consumo de nitrógeno para el crecimiento de la biomasa ya que estos reactores tienen casi dos veces mayor superficie biodisponible comparados con el R1. La disminución de la carga orgánica realizada a partir del día 40 mejoró la remoción de la materia orgánica en los reactores pero no mejoró la remoción del nitrógeno. Los cortes en el suministro de energía eléctrica afectaban mucho el proceso biológico y no permitían su estabilización.

### 3.3.6 Remoción de sólidos suspendidos totales

En las Figuras 3.3.19, 3.3.20 y 3.3.21 se presentan las concentraciones de sólidos suspendidos totales para los reactores R1, R2 y R3 durante esta primera etapa de operación del sistema experimental. La concentración promedio de los SST en el influente fue de  $152 \pm 66$  mg/L.

Como se muestra en la Figura 3.3.22, desde el inicio de la operación de los reactores se observa una remoción de SST, sin embargo a partir del día 20 de operación la concentración de SST del efluente es muy similar a la del influente esto se atribuye a la desestabilización del reactor en donde hubo desprendimiento de la biomasa. Se observa que del día 40 en adelante se va incrementando gradualmente la remoción de SST. El promedio de los SST en el efluente para todo el período de experimentación fue de  $86 \pm 46$  mg/L, y el promedio de los SST en el período 45-66 fue de  $56 \pm 50$  mg/L.

El comportamiento del reactor R2 es muy similar a la del reactor R1, desde el inicio de operación el reactor presentó una buena remoción de SST, sin embargo, debido a la desestabilización del reactor, del día 20 al 40 la concentración de SST en el efluente fue más alta que la del influente. El promedio de los SST en el efluente para todo el período de experimentación fue de  $96 \pm 66$  mg/L, y el promedio de los SST en el período 45-66 fue de  $34 \pm 14$  mg/L. Se observa una disminución significativa de la concentración de SST en el efluente después de la disminución del caudal de 0.5 a 0.2 L/s realizada el día 40 desde el arranque.

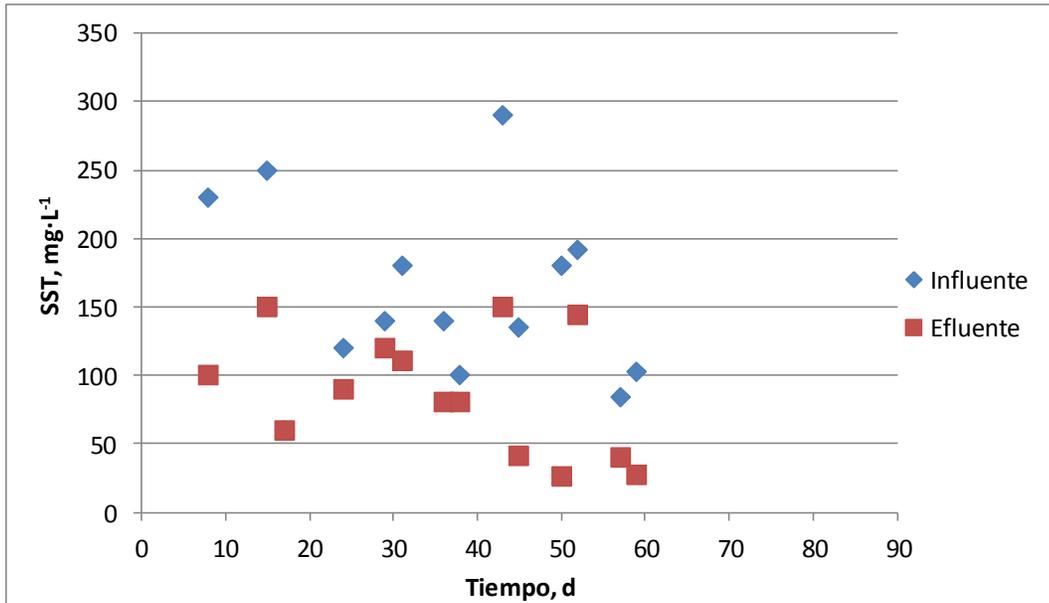


Figura 3.3.19. Variación de las concentraciones de SST en el influente y efluente del reactor R1.

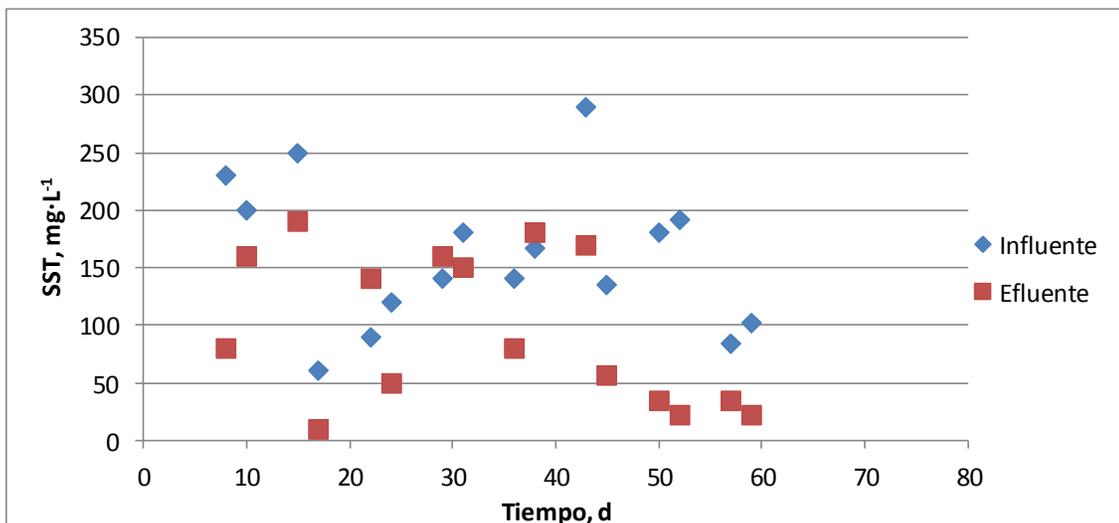
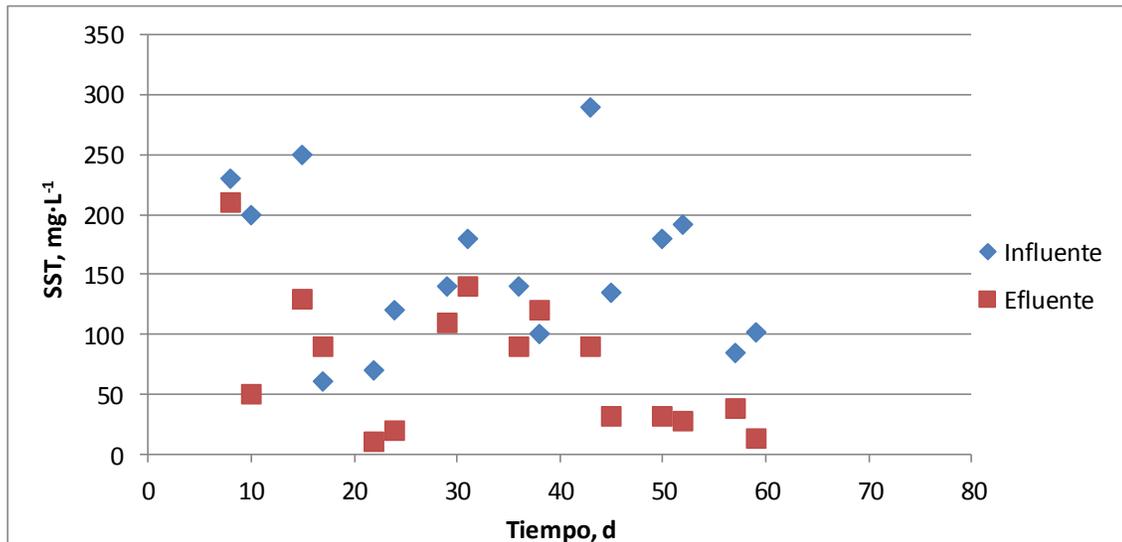


Figura 3.3.20. Variación de las concentraciones de SST en el influente y efluente del reactor R2.



**Figura 3.3.21. Variación de las concentraciones de SST en el influente y efluente del reactor R3.**

De igual manera que en los reactores R1, R2, el reactor R3 presenta el mismo comportamiento. Esto es razonable ya que los tres reactores operan bajo las mismas condiciones con respecto al sistema de aireación, al influente de entrada y a las condiciones ambientales. El promedio de los SST en el efluente para todo el período de experimentación fue de  $75 \pm 57$  mg/L, y el promedio de los SST en el período día 45-66 fue de  $29 \pm 9$  mg/L. Al igual que en el R2, aquí también se observa una disminución significativa de la concentración de SST en el efluente después de la disminución del caudal de 0.5 a 0.2 L/s realizada el día 40 desde el arranque.

En la Figura 3.3.22 se observan las remociones de SST determinados en los 3 reactores. Los promedios de las remociones calculados en los tres reactores para todo el período de la experimentación son muy similares, de  $41.2 \pm 24.8$ ,  $40.0 \pm 40.6$  y  $47.8 \pm 41.7$  % en R1, R2 y R3 respectivamente. Se observa una variación alta en los tres reactores. Una vez disminuido el caudal el día 40 desde el arranque, la remoción de SST aumentó. Los promedios de la remoción de SST para el período días 45-66 fueron de  $61.2 \pm 23.5$ ,  $73.2 \pm 13.5$  y  $77.1 \pm 12.2$  % en R1, R2 y R3 respectivamente. Se observa que el reactor R3 es el que mejores porcentajes de remoción ha tenido durante el tiempo de operación. Esto se atribuye a que la zona periférica de este reactor está empacado y actúa como un filtro del efluente atrapando los SST.

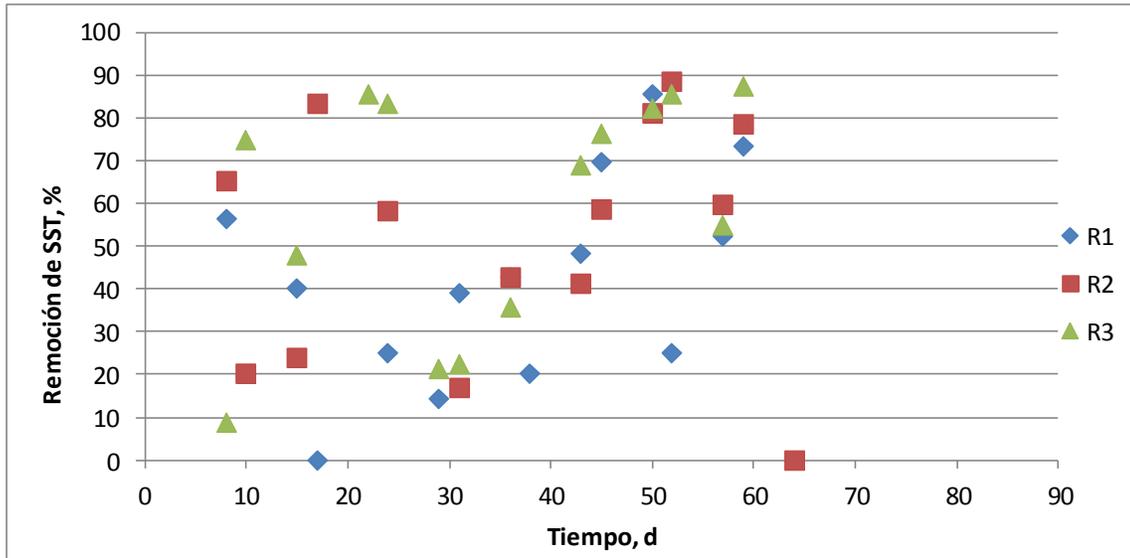
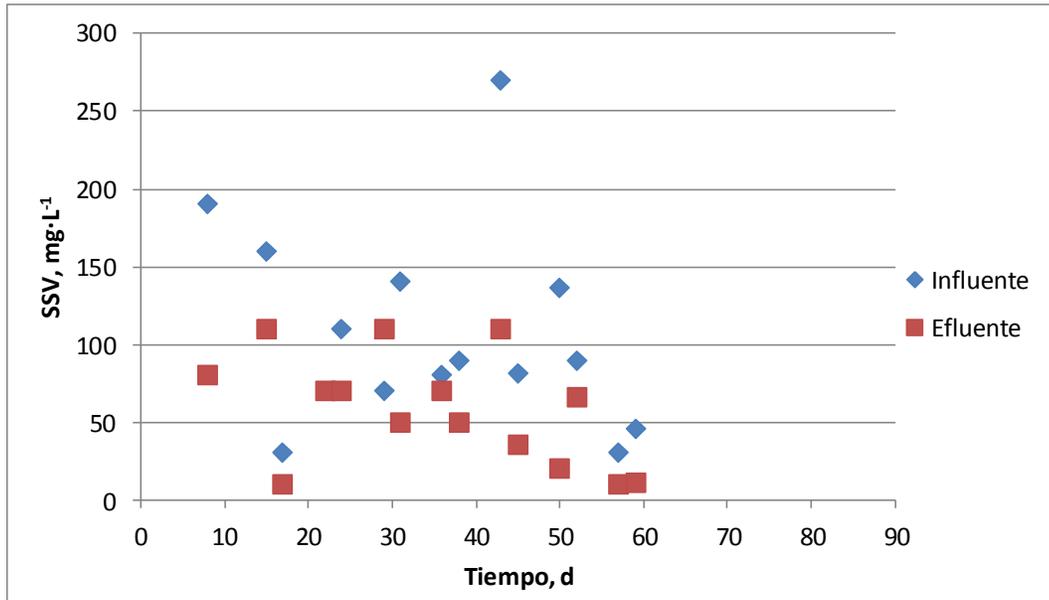


Figura 3.3.22. Remoción de sólidos suspendidos totales en los tres reactores.

### 3.3.7 Remoción de sólidos suspendidos volátiles

En las Figuras 3.3.23, 3.3.24 y 3.3.25 se presentan las concentraciones de los sólidos suspendidos volátiles para los reactores R1, R2 y R3 durante esta primera etapa de operación del sistema experimental. La concentración promedio de los SSV en el influente fue de  $102 \pm 65$  mg/L, 68% de la concentración de SST.



**Figura 3.3.23. Variación de las concentraciones de SSV en el influente y efluente del reactor R1.**

Al inicio de su operación el reactor R1 tuvo una buena remoción de SSV, sin embargo, con el paso de los días esta se fue disminuyendo y aumentando, esto afectado por los problemas de operación relacionados, sobre todo con los cortes de energía eléctrica que dejaban el reactor sin aireación y provocaban el desprendimiento de la biomasa adherida al soporte sintético. El promedio de los SSV en el efluente para todo el período de experimentación fue de  $57 \pm 37$  mg/L, y el promedio de los SSV en el período 45-66 fue de  $29 \pm 23$  mg/L.

El reactor R2 desde los primeros días de operación ha tenido bajas remociones de SSV, fue hasta el día 40 cuando se empezó a observar un incremento de la remoción de SSV. El promedio de los SSV en el efluente para todo el período de experimentación fue de  $70 \pm 57$  mg/L, y el promedio de los SSV en el período 45-66 fue de  $19 \pm 8$  mg/L. Igual que en el caso de SST, se observa la disminución de la concentración de SSV en el efluente después de la disminución del caudal de 0.5 a 0.2 L/s realizada el día 40 desde el arranque.

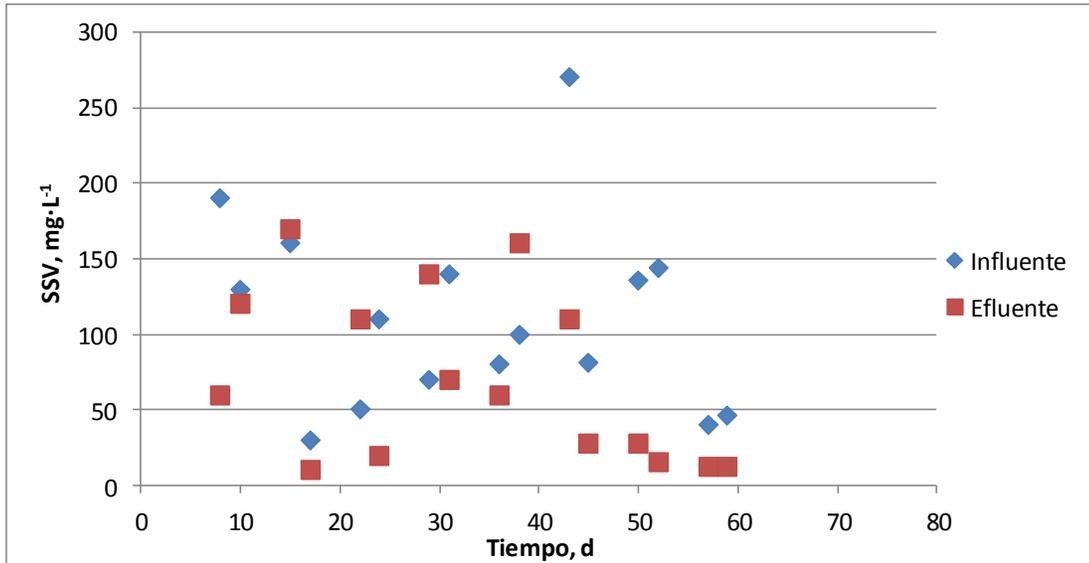


Figura 3.3.24. Variación de las concentraciones de SSV en el influente y efluente del reactor R2.

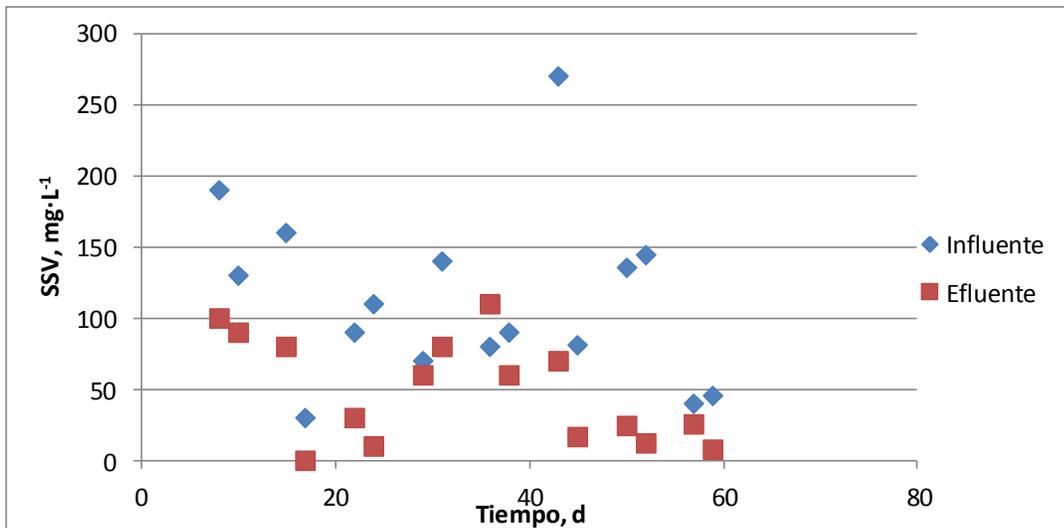


Figura 3.3.25. Variación de las concentraciones de SSV en el influente y efluente del reactor R3.

En la Figura 3.3.25 podemos observar el comportamiento de los SSV del reactor R3 el cual ha sido diferente en comparación al del R1 y R2. En el R3 se observa una diferencia entre las concentraciones de SSV del influente y el efluente. El promedio de los SSV en el efluente para todo el período de experimentación fue de  $49 \pm 37$  mg/L, y el promedio de los SSV en el período 45-66 fue de  $17 \pm 8$  mg/L. Al igual que en el R2, aquí también se observa una disminución significativa de la concentración de SSV en el efluente después de la disminución del caudal de 0.5 a 0.2 L/s realizada el día 40 desde el arranque.

En la Figura 3.3.26 se presentan los porcentajes de remoción de los SSV en los tres reactores y podemos observar que el reactor R3 es el que presenta mejores porcentajes de remoción en comparación con el reactor R1 y R2. Esto, como ya se mencionó para el caso de los SST, se puede atribuir a la zona anóxica que se encuentra en la periferia del reactor R3, la cual sirve como un filtro y ayuda a retener los sólidos que no sedimentan en la parte cónica del fondo del reactor. Los promedios de las remociones calculados en los tres reactores para todo el período de la experimentación son muy similares, de  $43.7 \pm 36.9$ ,  $28.0 \pm 66.6$  y  $55.2 \pm 22.4$  % en R1, R2 y R3 respectivamente. Al igual como en el caso de los SST, la variación de la remoción de SSV es muy grande en los tres reactores. Una vez disminuido el caudal el día 40 desde el arranque, la remoción de SSV aumentó. Los promedios de la remoción de SSV para el período días 45-66 fueron de  $62.1 \pm 22.6$ ,  $75.1 \pm 9.2$  y  $74.1 \pm 22.4$  % en R1, R2 y R3 respectivamente. Se observa que las remociones de SSV obtenidos son muy similares entre si. Los porcentajes de remoción de los SSV son similares a los obtenidos para SST.

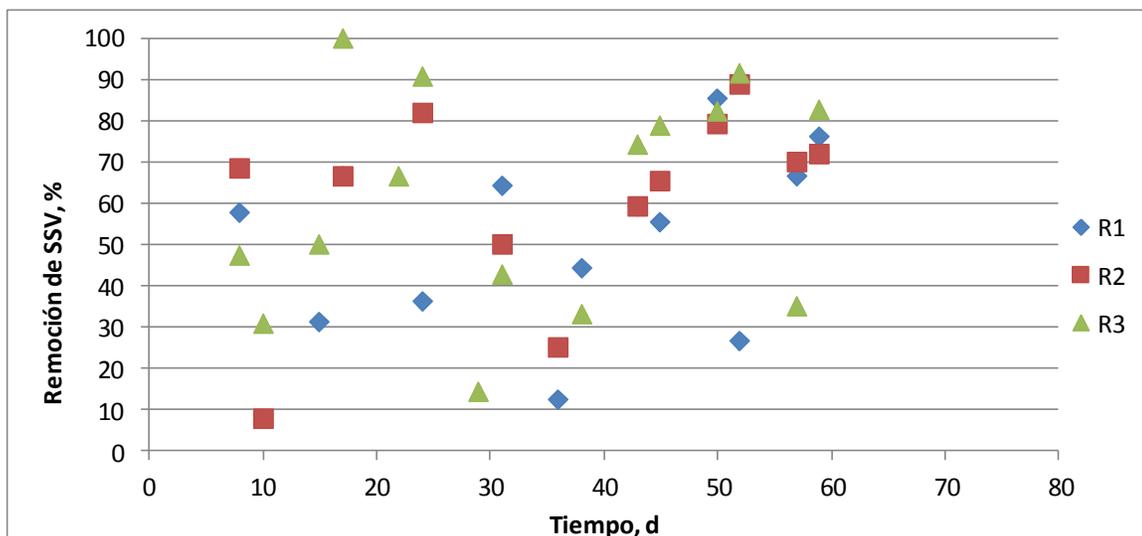
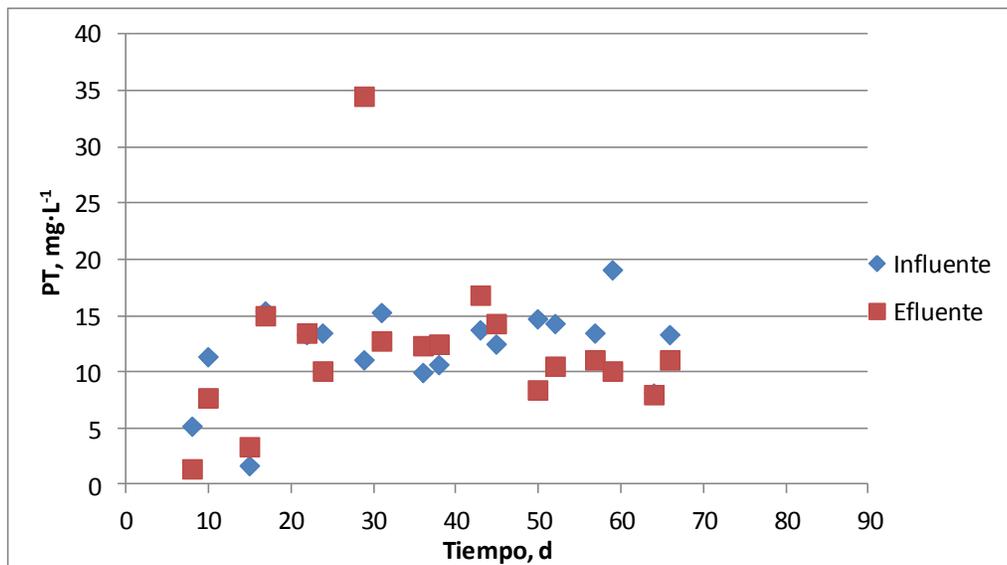


Figura 3.3.26. Remoción de sólidos suspendidos volátiles en los tres reactores.

### 3.3.8 Remoción de fósforo

En las Figuras 3.3.27, 3.3.28 y 3.3.29 se presentan las concentraciones del fosforo total (PT) para los reactores R1, R2 y R3 durante esta primera etapa de operación del sistema experimental. El promedio de la concentración del PT en el agua residual fue de  $12.6 \pm 3.8$  mg/L.



**Figura 3.3.27. Concentraciones del fósforo total en el influente y efluente del reactor R1.**

Como se puede observar en la Figura 3.3.27 desde el inicio de operación del reactor R1 no se presenta una gran diferencia entre la concentración de fosforo en el influente y el efluente, incluso del día 20 al 40 se observa un aumento del fosforo en el efluente el cual se atribuye al desprendimiento de la biomasa causado por la desestabilización del reactor.

El reactor R2 y el R1 presentan un comportamiento similar con respecto a las concentraciones de fosforo en el efluente. Igualmente del día 20 al día 40 de operación la concentración de PT en el efluente fue mayor a la del influente y del día 40 al 60 se observa una disminución de la concentración de PT en el efluente con respecto a la concentración de entrada.

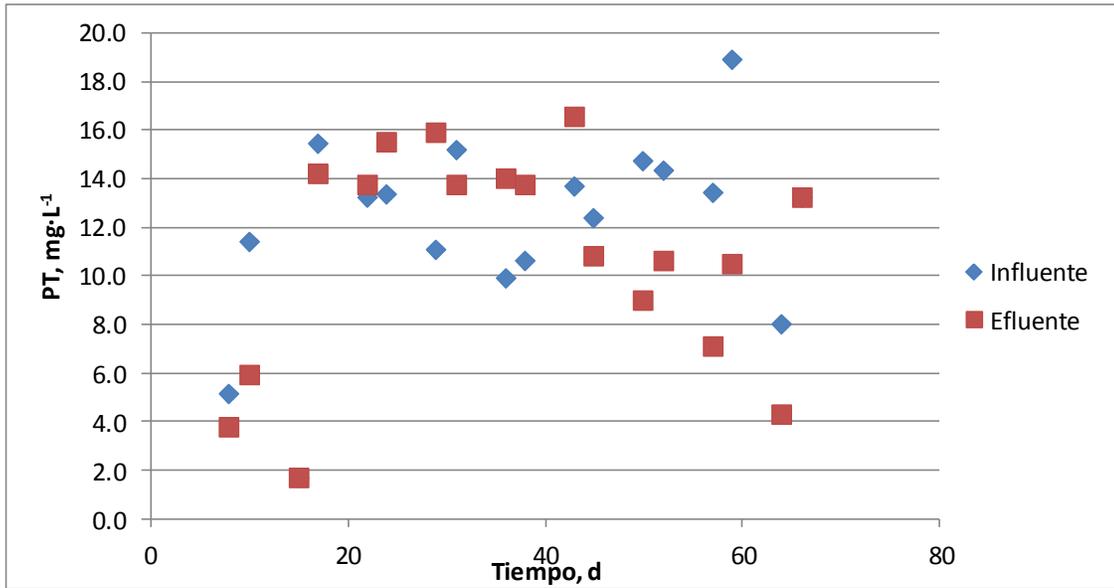


Figura 3.3.28. Concentraciones del fósforo total en el influente y efluente del reactor R2.

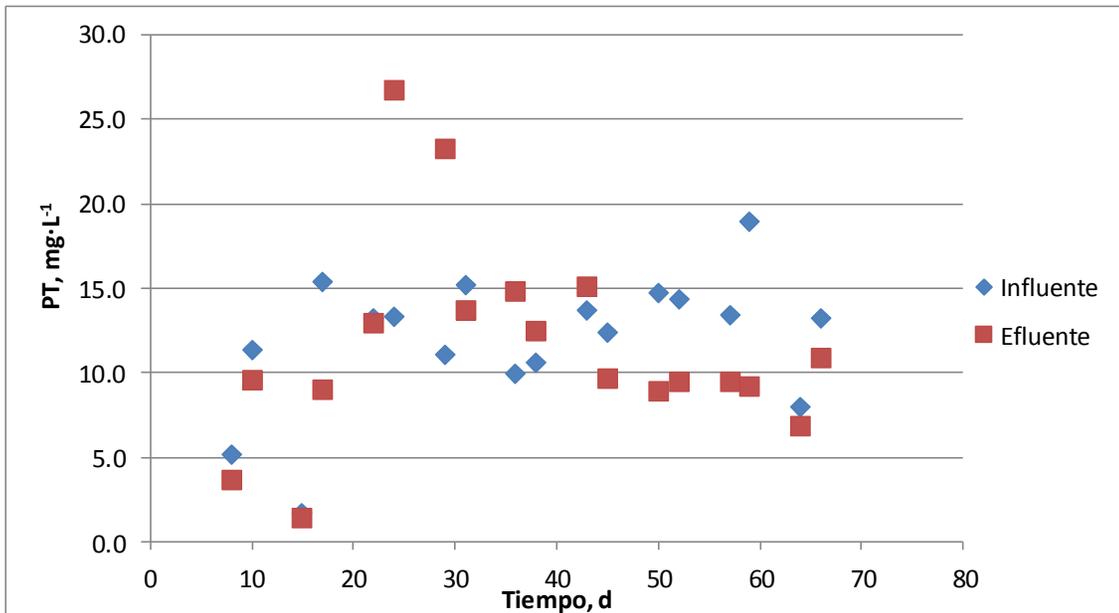


Figura 3.3.29. Concentraciones del fósforo total en el influente y efluente del reactor R3.

En la Figura 3.3.29 podemos observar la concentración de PT en el efluente durante la operación del reactor R3, la cual no presenta cambio considerable con respecto a la concentración inicial del influente. De igual manera que en los reactores R1 y R2 del periodo 20 al 40 la concentración de PT es mayor en el efluente que en el influente. Posterior a esto se va presentando una diferencia entre la concentración inicial y final de PT.

En la Figura 3.3.30 se presentan los porcentajes de remoción del PT para cada reactor, lo cual nos permite visualizar y comparar el comportamiento de los tres reactores. Por lo que podemos ver que los tres reactores tienen un comportamiento muy similar. El porcentaje de remoción promedio del día 45 al 66 de operación fue de  $25.7 \pm 16.9\%$ ,  $35.8 \pm 13.8\%$ ,  $29.7 \pm 12.9\%$  en R1, R2 y R3 respectivamente.

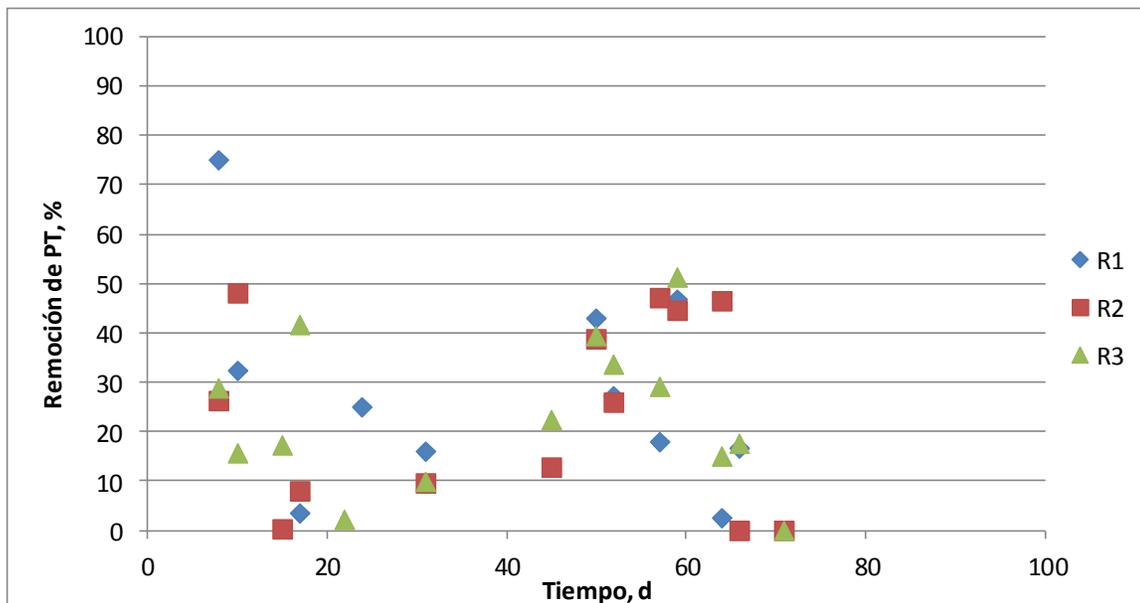


Figura 3.3.30. Remoción de fósforo total en los tres reactores R1, R2 y R3.

### 3.3.9 Caracterización de la biopelícula

Para la caracterización de la biomasa se midió:

- La cantidad de biomasa medida como  $\text{gST} \cdot \text{m}^2$ ,  $\text{kgST} \cdot \text{m}^3$ ,  $\text{gSV} \cdot \text{m}^2$  y  $\text{kgSV} \cdot \text{m}^3$ .
- Se cuantificaron las bacterias nitrificantes (BOA y BON) y las bacterias desnitrificantes.
- El espesor de la biopelícula.

El muestreo se realizó una vez a la semana desde el inicio de operación hasta el día 70. Del día 70 en adelante las muestras se tomaron 2 veces a la semana. Las muestras se tomaron de diferentes puntos de la parte alta y media de la zona aerobia para los tres reactores y solo de la zona anóxica para el reactor

Los análisis de la cantidad de biomasa se realizaron 1 vez por semana. Los análisis para la cuantificación de bacterias y el espesor de la biopelícula en un inicio se realizaron 2 veces al mes y posteriormente se realizaron 1 vez al mes.

En las Tablas 3.3.1, 3.3.2 y 3.3.3 se presentan los resultados obtenidos para la caracterización de la biomasa de los tres reactores. La cantidad de biomasa en los tres reactores aun es pequeña en comparación con resultados obtenidos en trabajos previos del reactor BIOSTAR en donde alcanzaron valores de 4 a 12 gST·m<sup>-2</sup> (Mijaylova y Moeller, 2010).

**Tabla 3.3.1. Resultados de la cantidad de biomasa en los reactores.**

Cantidad de biomasa (resultados promedio)	R1	R2	R3	R3
	Zona aerobia			Zona anóxica
gST·m <sup>-2</sup>	7	4	5	3
kgST·m <sup>-3</sup>	7	4	5	3
gSV·m <sup>-2</sup>	4	2	3	2
kgSV·m <sup>-3</sup>	5	2	3	2

**Tabla 3.3.2. Resultados de la cuantificación de bacterias nitrificantes y desnitrificantes.**

Cuantificación de bacterias (resultados promedio)	R1	R2	R3
BOA, NMP·100 mL <sup>-1</sup>	99	99	100
BON, NMP·100 mL <sup>-1</sup>	108	137	240
B.Desnitrificantes, NMP·100 mL <sup>-1</sup>	-----	-----	126

Los resultados obtenidos de la cuantificación de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes para los tres reactores es pequeña, lo cual se ve reflejado en la concentración de nitritos y nitratos en los efluentes de los reactores y en el porcentaje de remoción de nitrógeno amoniacal y total.

**Tabla 3.3.3. Espesor promedio de la biopelícula.**

	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>
Espesor, mm	0.122	0.101	0.109

El espesor de la biopelícula en los tres reactores concuerda con resultados previos obtenidos para el BIOSTAR en donde se obtuvo un espesor de 0.99 a 0.139 mm (Mijaylova y Moeller, 2010).

#### 4. Conclusiones y principales resultados

Se instalaron y se operan a escala real tres reactores biológicos con lecho sumergido (uno con una zona aerobia, dos con zonas aerobias y anóxicas en diferentes configuraciones).

A pesar de los problemas de operación relacionados con cortes periódicos del suministro de energía eléctrica, en dos meses de operación se ha logrado desarrollar la biomasa en los tres reactores obteniéndose una cantidad de 7, 4 y 5 g ST.m<sup>-2</sup> en las zonas aerobias de R1, R2 y R3 respectivamente y 3 g ST. m<sup>-2</sup> en la zona anóxica del R3.

Aplicando una carga orgánica de 12 g DQO m<sup>-2</sup> d<sup>-1</sup>, se han obtenido remociones de materia orgánica hasta 75%, 90 y 80% en R1, R2 y R3 respectivamente.

La remoción de N-NH<sub>4</sub> y NTK está entre 30 el 50% en los tres reactores.

Los procesos de nitrificación y desnitrificación aún no se han fortalecido, la cuantificación de bacterias nitrificantes y desnitrificantes indica que hasta el momento sus densidades son bajas. La remoción del NTK se atribuye básicamente a la bioasimilación.

## ANEXOS

### **ANEXO 1. DETERMINACIÓN DE LA BIOMASA EN EL REACTOR**

La técnica para la determinación de la cantidad de biomasa en el soporte se basó en la determinación de sólidos volátiles como masa seca (Gutiérrez, 2009). El procedimiento para la determinación se describe a continuación.

1. Se cortaron pedazos rectangulares del soporte de cada zona del reactor, teniendo cuidado de no desprender la biomasa del soporte.
2. El soporte se colocó inmediatamente en un vaso de precipitados de 100 mL que contenía una solución de metanol al 80%. El volumen de solución debe cubrir totalmente la cinta.
3. Los vasos de precipitados con la cinta se colocaron en el sonificador durante un periodo de 40 a 60 minutos, dentro del cual ya no se observó biomasa sobre el soporte (el tiempo para desprender la biomasa puede variar, dependiendo del grosor de la biopelícula).
4. Una vez desprendida la biomasa, se determinó el área del soporte.
5. La biomasa desprendida, quedó suspendida sobre la solución de metanol.
6. La solución se filtró utilizando crisoles tipo Gooch (los cuales ya estaban a peso constante), para llevar a cabo la determinación de los pesos, considerando el método gravimétrico para la determinación de SST y SSV
7. El resultado se expresó como gramos de masa seca de SSV o SST por m<sup>2</sup> (área del soporte).

## ANEXO 2.

### **CUANTIFICACIÓN DE BACTERIAS NITRIFICANTES, BACTERIAS OXIDANTES DE AMONIO (BOA) Y BACTERIAS OXIDANTES DE NITRITO (BON).**

La técnica utilizada para la cuantificación de bacterias nitrificantes se realizó de acuerdo al método 9245 del Standard Methods for Examination of Water and Wastewater. La cuantificación es a través del método de tubos múltiples. El método se basa en el crecimiento selectivo de bacterias oxidantes de amonio y bacterias oxidantes de nitrito en los medios de cultivo especializados, seguido de pruebas in situ y el cálculo estadístico de la mayoría de los números de probable (NMP)

#### 1. Preparación de los reactivos y medios de cultivo.

- Ácido sulfanílico. Pesar 8 g de ácido sulfanílico y diluirlos en 1 L de ácido acético 5N (1 parte de ácido por 2.5 de agua).
- N,N-dimetil-1-naftilamina. Pesar 5 g o 5 mL y llevar hasta un volumen de 1 L con una solución de ácido acético 5 N.
- Difenilamina. Pesar 0.2 g de difenilamina y llevar hasta un volumen 100 mL con ácido sulfúrico concentrado. Permitir que la solución se estabilice por 12 horas.
- Medio de cultivo para BOA.

MgSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	0.04 g
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.5 g
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.2 g
CaCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	0.04 g
Quelato de fierro	0.0005 g
Rojo fenol	0.0005 g
Agua destilada	1 L

- Medio de cultivo para BON.

KNO <sub>2</sub>	0.3 g
MgSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	0.1875 g
KHCO <sub>3</sub>	1.5 g
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.5 g
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.5 g
NaCl	0.1875 g
CaCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	0.0125 g
FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	0.01 g
Agua destilada	1 L

- f) Una vez preparado el medio vaciar a tubos de ensaye de 16x125 (9 mL) y esterilizar a 121°C durante 15 minutos.
2. Toma de la muestra y preparación de las diluciones. Tomar 1g (peso húmedo) de la biopelícula formada en el soporte y agregarlos a tubo de ensaye agitar vigorosamente durante 1 minuto, continuar con las diluciones necesarias según se requiera. Tomando 1 mL de la solución principal y pasarlo a otro tubo y así sucesivamente.
  3. Inoculación de los medios de cultivo. De un tubo de una de las diluciones realizadas tomar 1 mL y transferirlos a un tubo de ensaye con medio de cultivo, realizar esto 5 veces o mínimo 3 para cada dilución (Ver figura 1). Este procedimiento se realizara para ambos medios de cultivo. Posteriormente incubar de 25 a 30 °C por un periodo de 23 a 28 días para las BOA y de 23 a 28 °C por un periodo de 23 o más días para las BON.

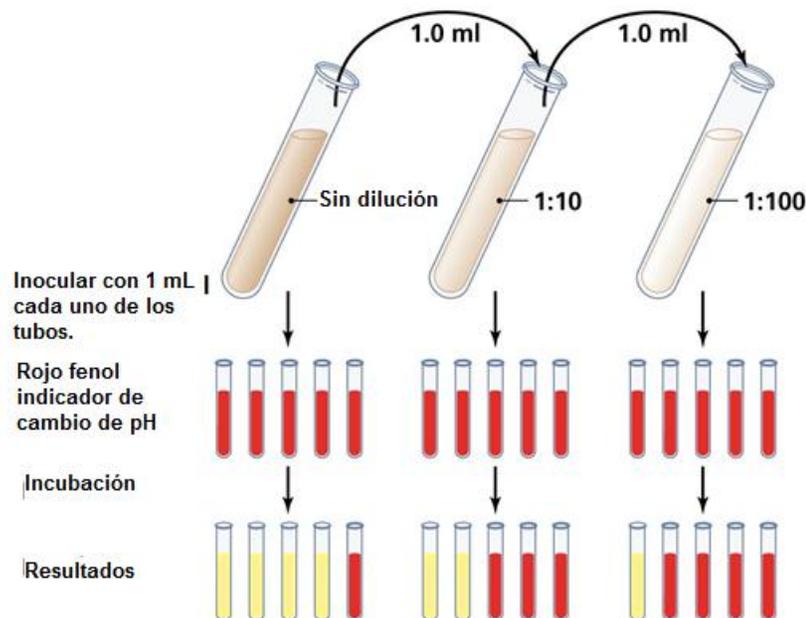


Figura 1. Técnica del NMP para bacterias nitrificantes.

#### 4. Verificación del crecimiento de BOA.

- Se observa un cambio de pH de por la coloración del medio, de color rojo cambia a amarillo.
- Para confirmar la presencia de nitritos, en un tubo de ensaye agregar una gota del tubo de prueba y adicionar una gota de ácido sulfanilico y N,N-1 dimetil-1naftilamina. Se toma como positivo si en 1 minuto se desarrolla un color rojo.

- Para una verificación adicional, en un tubo de ensaye agregar una gota del medio de cultivo del tubo de prueba y una gota de difenilamina para la producción de nitratos. Se toma como positivo los tubos con una coloración azul.
  - Si los tubos incubados dan positivo solo para la prueba de nitritos se indica como positivo para la presencia de BOA y si solo da positivo para prueba de nitratos, también se da como positivo pero se indica que el proceso de nitrificación se completo.
5. Verificación del crecimiento de BON.
- Para verificar la oxidación de los nitritos, se realiza la prueba para la verificación de la presencia de nitritos. En un tubo de ensaye agregar una gota del tubo de prueba y adicionar una gota de ácido sulfanilico y N,N-1 dimetil-1naftilamina. Se toma como positivo si en 1 minuto se desarrolla un color rojo.
  - Para una verificación adicional, en un tubo de ensaye agregar una gota del medio de cultivo del tubo de prueba y una gota de difenilamina para la producción de nitratos. Se toma como positivo los tubos con una coloración azul.
  - Si los tubos dan positivo para la prueba de nitritos y negativos para la presencia de nitratos se indica como ausencia de BOA. Si da negativo para la prueba de nitritos y positivo para la prueba de nitratos, se toma como positivo para la presencia de BON
6. Después de realizar las pruebas anteriores, determinar el número de tubo positivos para cada dilución y determinar la serie de números en la tabla de NMP del método 9221 C del Standard Methods for Examination of Water and Wastewater.
7. Reportar los resultados como  $\text{NMP} \cdot \text{mL}^{-1}$ .

### ANEXO 3.

#### CUANTIFICACIÓN DE BACTERIAS DESNITRIFICANTES.

La técnica utilizada para la cuantificación de bacterias desnitrificantes se realizó de acuerdo al método B-0430-859245 del "Methods for collection and analysis of aquatic biological and microbiological samples". La cuantificación es a través del método de tubos múltiples. El método se basa en el crecimiento selectivo de bacterias desnitrificantes en los medios de cultivo especializados, seguido de pruebas in situ y el cálculo estadístico de la mayoría de los números de probable (NMP)

##### 1. Preparación de los reactivos y medios de cultivo.

- a) Reactivo para nitritos. Adicionar 100 mL de ácido fosfórico, 10 g de sulfanilamida en 750 mL de agua destilada agitar y calentar si es necesario para disolver los reactivos. Adicionar 0.5 g de N-1 naftiletildiamina dihidroclorada, disolver completamente y aforar 1L. Almacenar en frascos ámbar y refrigerar, l solución puede durar hasta 1 mes. Pesar 8 g de ácido sulfanilico y diluirlos en 1 L de ácido acético 5N (1 parte de ácido por 2.5 de agua).
- b) Mezcla de Zinc, cobre y dióxido de manganeso. Mezclar 1 g de metal de zinc en polvo, 1 g de dióxido de manganeso en polvo y 0.1 g de cobre en polvo.
- c) Agua de dilución. Pesar 34 g de fosfato dihidrogenado de potasio ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ) en 500 mL destilada y aforar a 1 L con agua destilada, ajustar el pH con hidróxido de sodio 1N ( $\text{Na OH}$ ). Esterilizar a  $121^\circ\text{C}$  y 15 psi durante 15 minutos. Posteriormente tomar 1.25 mL de la solución y disolver en 1 L de agua destilada con una concentración de 0.1 por ciento de peptona. Vaciar el agua en tubos de ensaye de 16x125 (9mL) y esterilizarlos a  $121^\circ\text{C}$  y 15 psi durante 15 minutos.
- d) Medio de cultivo para bacterias desnitrificantes. Usar caldo nutritivo y adicionar 0.1 por ciento de nitrato de potasio ( $\text{KNO}_3$ ).
- e) Una vez preparado el medio vaciar a tubos de ensaye de 16x125 (9 mL) y colocar una campana durham invertido y esterilizar a  $121^\circ\text{C}$  durante 15 minutos (Ver figura 1).

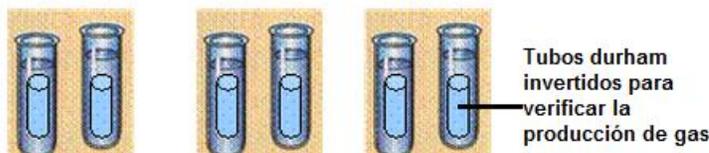


Figura 1. Tubos durham invertidos

2. Toma de la muestra y preparación de las diluciones. Tomar 1g (peso húmedo) de la biopelícula formada en el soporte y agregarlos a tubo de ensaye agitar vigorosamente durante 1 minuto, continuar con las diluciones necesarias según se requiera. Tomando 1 mL de la solución principal y pasarlo a otro tubo y así sucesivamente.
3. Inoculación de los medios de cultivo. De un tubo de una de las diluciones realizadas tomar 1 mL y transferirlos a un tubo de ensaye con medio de cultivo, realizar esto 5 veces o mínimo 3 para cada dilución (Ver figura 2). Posteriormente incubar a  $28 \pm 1$  °C por 14 días.

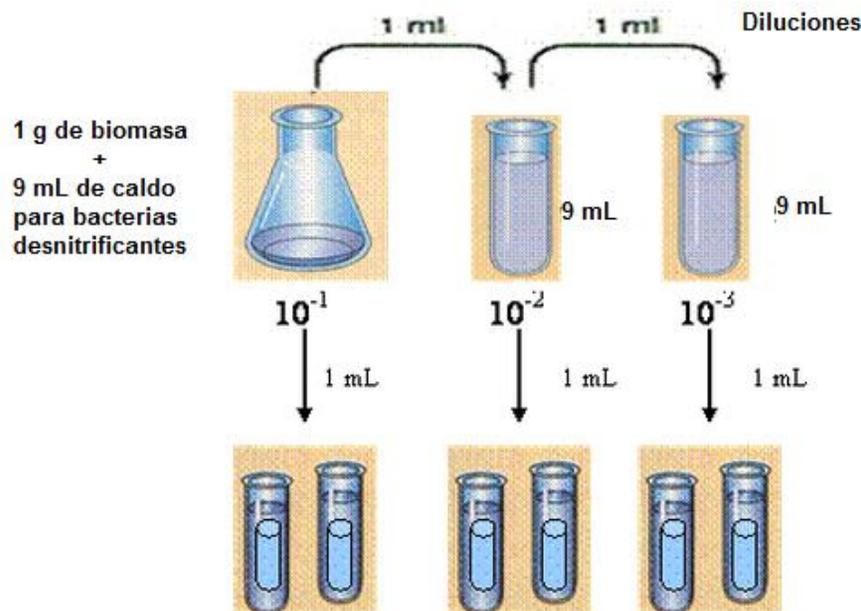


Figura 2. Técnica del NMP para la cuantificación de bacterias Desnitrificantes.

4. Verificación del crecimiento de Bacterias Desnitrificantes.
  - Verificar la producción de burbujas en los tubos durham.
  - Agregar 0.5 mL del reactivo de nitritos a cada uno de los tubos, si se observa un color rosado o rojo se toma como positivo para la presencia de nitritos. Lo cual indica que el proceso de desnitrificación no se completo. Si no hay una coloración se toma como negativo para la presencia de nitritos y es posible que el proceso de desnitrificación se halla llevado a cabo hasta otros intermediarios o que no se halla realizado, por lo que se realiza la siguiente prueba para determinar la presencia de nitratos.

- A los tubos antes probados agregar 50 mg de la mezcla de zinc, cobre y dióxido de manganeso. Esta mezcla reduce a los nitratos a nitritos, por lo que si se desarrolla un color rojo después de 5 minutos se toma como positivo para a presencia de nitratos y se dice que no hay bacterias desnitrificantes. Si no hay coloración se toma como negativo para la presencia de nitratos y se indica como positivo para la presencia de bacterias desnitrificantes.
5. Después de realizar las pruebas anteriores, determinar el número de tubo positivos para cada dilución y determinar la serie de números en la tabla de NMP del método 9221 C del Standard Methods for Examination of Water and Wastewater.
  6. Reportar los resultados como NMP.