



**CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y DE ESTUDIOS
AVANZADOS DEL INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL**

UNIDAD ZACATENCO

DEPARTAMENTO DE BIOTECNOLOGÍA Y BIOINGENIERÍA

***“Tratamiento secuencial de un agua residual
municipal en reactores airlift”***

T E S I S

Que presenta

Yoselin Sánchez Alavez

Para obtener el grado de

MAESTRA EN CIENCIAS

EN LA ESPECIALIDAD DE BIOTECNOLOGÍA

Directores de Tesis: **Dra. Refugio Rodríguez Vázquez**
Dr. Luis Gilberto Torres Bustillos

Ciudad de México

Mayo 2016

Comité tutorial

Dra. Refugio Rodríguez Vázquez	DBB - CINVESTAV
Dr. Luis Gilberto Torres Bustillos	UPIBI - IPN
Dr. Ricardo Aguilar López	DBB - CINVESTAV
Dr. Rodolfo Reyna Velarde	UMB - UNIDAD TULTITLÁN

Dedicatoria

Con amor a mis padres:

*Rosa María Alavez Barrera y Reyes Sánchez Martínez,
ustedes son mi ejemplo, mi sostén y mi fuerza,
gracias por todo su amor y apoyo en este camino de la vida.*

A mi hermano:

*Ernesto Sánchez Alavez, por su alegría, por ser mi amigo y
mi cómplice desde mi infancia.*

A Ivan:

Por su amor, compañía y ayuda siempre incondicional.

Agradecimientos

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca otorgada para la realización de mis estudios de maestría.

A la Dra. Refugio Rodríguez Vázquez por brindarme su confianza y apoyo para la realización de este proyecto y su terminación a tiempo.

A mi comité tutorial, el Dr. Rodolfo Reyna Velarde por su amabilidad y apoyo en todo momento, al Dr. Luis Gilberto Torres Bustillos y al Dr. Ricardo Aguilar López por su atención y sus valiosos comentarios.

A la M. en C. Denisse Fabiola González Ramírez, por su invaluable ayuda.

A todos mis compañeros de generación, por su apoyo y los buenos momentos compartidos.

A todas las personas que de forma directa e indirecta colaboraron en la realización de este proyecto.

Índice general

Índice general.....	iv
Índice de figuras.....	vii
Índice de tablas.....	ix
Simbología.....	xi
Abreviaturas.....	xii
Resumen.....	xiii
Abstract.....	xiv
CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO II ANTECEDENTES.....	3
2.1 Tratamiento de aguas residuales.....	3
2.1.1 Tratamientos biológicos.....	3
2.1.2 Clasificación del tratamiento biológico de aguas residuales.....	3
2.1.3 Microorganismos utilizados en los tratamientos biológicos de aguas residuales.....	4
2.1.4 Reactores de biopelícula.....	6
2.1.5 Reactores airlift de biopelícula.....	7
2.2.2.4 Concentración del medio de soporte.....	7
2.2 Reactores airlift.....	9
2.2.1 Configuraciones de los reactores airlift.....	9
2.2.2 Características hidrodinámicas y de transferencia de masa de los reactores airlift.....	9
2.2.2.4 Coeficiente volumétrico de transferencia de masa (k_La).....	10
2.3 Microalgas.....	11
2.3.1 Cultivo de microalgas.....	12
2.3.2 Tratamiento de aguas residuales con microalgas.....	12
2.4 Justificación.....	15
CAPÍTULO III OBJETIVOS Y ESTRATEGIAS DE LA INVESTIGACIÓN.....	16
3.1 Hipótesis.....	16

3.2 Objetivo general	16
3.3 Objetivos particulares.....	16
3.4 Estrategias de la investigación.....	17
CAPÍTULO IV MATERIALES Y MÉTODOS	18
4.1 Caracterización hidrodinámica y de transferencia de masa del reactor airlift.....	18
4.1.1 Tiempo de mezclado (t_m).....	18
4.1.2 Tiempo de circulación (t_c).....	18
4.1.3 Velocidad de circulación del líquido (v_L).....	18
4.1.4 Número de Reynolds (N_{Re})	19
4.1.5 Retención de gas (ϵ_g)	19
4.1.6 Coeficiente de transferencia de oxígeno (k_{La})	20
4.1.7 Tasa de transferencia de oxígeno (OTR)	20
4.2 Caracterización de los medios de soporte: GVC y PUF.....	21
4.2.1 Densidad.....	21
4.2.2 Tamaño del medio de soporte	21
4.2.3 Velocidad de sedimentación	21
4.3 Muestreo y caracterización del agua residual	21
4.3.1 Muestreo	21
4.3.2 Caracterización fisicoquímica y biológica.....	21
4.4 Tratamientos biológicos para la remoción de carga orgánica.....	22
4.4.1 Tratamientos con MGVC	23
4.4.2 Tratamientos con inóculos provenientes de PTAR	25
4.5 Tratamiento del efluente resultante del tratamiento biológico para la remoción de N_T y PO_4^{-3}	27
4.5.1 Cultivo de microalgas	27
4.5.2 Diseño experimental 2^2 para la remoción de N_T y PO_4^{-3}	28
4.5.3 Remoción de N_T y PO_4^{-3} del efluente resultante del tratamiento biológico	30
CAPÍTULO V RESULTADOS Y DISCUSIÓN	32

5.1 Caracterización hidrodinámica y de transferencia de masa del reactor airlift.....	32
5.1.1 Tiempo de mezclado (t_m) y Tiempo de circulación (t_c).....	32
5.1.2 Velocidad de circulación del líquido (v_L).....	33
5.1.3 Número de Reynolds (N_{Re})	34
5.1.4 Retención de gas (ϵ_g)	35
5.1.5 Coeficiente de transferencia de oxígeno (k_{La}) y Tasa de transferencia de oxígeno (OTR) ..	36
5.2 Muestreo y caracterización del agua residual	38
5.2.1 Muestreo	38
5.2.2 Caracterización fisicoquímica y biológica.....	39
5.3 Caracterización de los medios de soporte: GVC y PUF.....	40
5.3.1 Densidad y velocidad de sedimentación	40
5.3.2 Diámetro.....	41
5.4 Tratamientos biológicos para la remoción de carga orgánica.....	42
5.4.1 Tratamientos con MGVC	42
5.4.2 Tratamientos con inóculos provenientes de PTAR	47
5.5 Tratamiento del efluente resultante del tratamiento biológico para la remoción de N_T y PO_4^{-3} ..	54
5.5.1 Diseño experimental 2^2 para la remoción de N_T y PO_4^{-3}	54
5.5.2 Remoción de N_T y PO_4^{-3} del efluente resultante del tratamiento biológico E1.....	58
CAPÍTULO VI CONCLUSIONES.....	64
CAPÍTULO VII RECOMENDACIONES	65
CAPÍTULO VIII. REFERENCIAS	66

Índice de figuras

No. de figura.	Descripción	Pág.
Figura 3.1	Diagrama de las etapas del proyecto.....	17
Figura 4.1.	GVC húmedo, día 0.....	24
Figura 4.2	GVC colonizado, día 7.....	24
Figura 4.3	Reactor airlift, tratamiento E1 con inóculo de PTAR y PUF-AD como medio de soporte.....	27
Figura 4.4	Fotobiorreactor plano tipo airlift con doble zona ascendente.....	27
Figura 4.5	Tratamiento del efluente proveniente del tratamiento E1 en FBR airlift.....	30
Figura 5.1.	Valores de t_m (s) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) utilizando como medio agua potable.....	32
Figura 5.2.	Valores de t_c (s) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) utilizando como medio agua potable.....	33
Figura 5.3	Valores de v_L (m/s) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) utilizando como medio agua potable.....	34
Figura 5.4	Valores de N_{Re} en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) utilizando como medio agua potable.....	35
Figura 5.5	Valores de ε_g (%) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) y con medio, 1% GVC y 2.5% de GVC.....	35
Figura 5.6	Valores del k_{La} (h^{-1}) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) y con medio, 1% GVC y 2.5% de GVC.....	36
Figura 5.7	Valores de OTR ($mg\ O_2/L\ h$) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) y con medio, 1% GVC y 2.5% de GVC.....	37
Figura 5.8	DQO de las muestras colectadas a cuatro horas diferentes del día.....	39
Figura 5.9	DQO de las muestras colectadas durante una semana a las 17:00 hrs.....	39
Figura 5.10	Distribución del tamaño del GVC partido la mitad en cuatro.....	41
Figura 5.11	Porcentaje de remoción de DQO en el tratamiento A empleando como inóculo pellets de los MGVC y GVC como medio de soporte.....	42
Figura 5.12	Porcentaje de remoción de DQO en el tratamiento B empleando como inóculo GVC colonizado.....	43

Figura 5.13	Porcentaje de remoción de DQO en el tratamiento C empleando como inóculo pellets de los MGVC y PUF-AD como medio de soporte.....	44
Figura 5.14	Porcentaje de remoción de DQO en el tratamiento D empleando un inóculo de PTAR y GVC como medio de soporte.....	48
Figura 5.15	Porcentaje de remoción de DQO en los tratamientos E1 y E2 empleando un inóculo de la PTAR y PUF-AD como medio de soporte.	49
Figura 5.16	Porcentaje de remoción de N_T en los tratamientos E1 y E2, empleando un inóculo de PTAR y PUF-AD como medio de soporte.....	52
Figura 5.17	Porcentaje de remoción de PO_4^{-3} en los tratamientos E1 y E2, empleando un inóculo de PTAR y PUF-AD como medio de soporte.....	53
Figura 5.18	Observación del PUF-AD antes y después del tratamiento E1.....	54
Figura 5.19	Porcentajes de remoción de N_T a los días 0, 2, 4 y 7 de los tratamientos del diseño experimental 2 ²	55
Figura 5.20	Porcentajes de remoción de PO_4^{-3} a los días 0, 2, 4 y 7 de los tratamientos del diseño experimental 2 ²	55
Figura 5.21	Producción de biomasa (mg/L) a los días 0, 2, 4 y 7 de los tratamientos del diseño experimental 2 ²	57
Figura 5.22	Porcentajes de remoción de N_T de las réplicas del tratamiento del efluente resultante del tratamiento E1 en el FBR airlift.....	59
Figura 5.23	Porcentajes de remoción de PO_4^{-3} de las réplicas del tratamiento del efluente resultante del tratamiento E1 en el FBR airlift.....	59
Figura 5.24	Producción de biomasa durante del tratamiento del efluente resultante del tratamiento E1 en el FBR airlift.....	62

Índice de tablas

Número de tabla	Descripción	Pág.
Tabla 2.1	Reactores biológicos comunes para el tratamiento de aguas residuales (Grady <i>et al.</i> , 1999; WEF, 2011).....	4
Tabla 2.2	Descripción general de los microorganismos involucrados en el tratamiento de aguas residuales (Sizirici, 2012).....	5
Tabla 2.3	Concentración de soportes empleada en reactores airlift de biopelícula.....	8
Tabla 2.4.	Composición general de diferentes microalgas en porcentaje de peso seco (Razzak <i>et al.</i> , 2013)	12
Tabla 4.1	Composición del medio coalescente utilizado en las pruebas de ϵ_g y k_{La}	20
Tabla 4.2	Parámetros y métodos utilizados en la caracterización de la muestra de agua residual.....	22
Tabla 4.3	Tratamientos biológicos realizados para la remoción de carga orgánica del agua residual.....	23
Tabla 4.4	Condiciones de operación del reactor en continuo inoculado con pellets de los MGVC más 1 % v/v de GVC la mitad partida en cuatro.....	24
Tabla 4.5	Condiciones de operación del reactor en modo continuo inoculado con GVC colonizado.....	25
Tabla 4.6	Condiciones de operación del reactor en modo continuo inoculado con pellets de los MGVC y PUF-AD como medio de soporte.....	25
Tabla 4.7	Condiciones de operación del reactor con inóculo de PTAR y GVC como medio de soporte.....	26
Tabla 4.8	Condiciones de operación del reactor en modo continuo con inóculo de PTAR y PUF-AD como medio de soporte	26
Tabla 4.9	Variables del diseño factorial 2^2	28
Tabla 4.10	Tratamientos del diseño factorial 2^2	28
Tabla 5.1	Comparación de los resultados obtenidos de t_m , t_c y v_L con otros reactores airlift de circulación interna.....	33
Tabla 5.2	Comparación de los resultados obtenidos de ϵ_g y K_{La} con otros reactores airlift de circulación interna.....	37
Tabla 5.3	Comparación de los resultados obtenidos de k_{La} con otro tipo de reactores.....	38

Tabla 5.4	Resultados de la caracterización de la muestra compuesta de agua residual.....	40
Tabla 5.5	Densidad y v_s del GVC y PUF-AD.....	41
Tabla 5.6	Carga orgánica en el afluente y efluente y remoción promedio para el tratamiento A.....	43
Tabla 5.7	Carga orgánica en el afluente y efluente y remoción promedio para el tratamiento C.....	45
Tabla 5.8	Observación microscópica de los pellets de MGVC utilizados como inóculo en el tratamiento C.....	46
Tabla 5.9	Carga orgánica en el afluente y efluente y remoción promedio para el tratamiento D.....	48
Tabla 5.10	Carga orgánica en el afluente y efluente y remociones promedio de los tratamientos E1 y E2.....	50
Tabla 5.11	Comparación con otros reactores airlift de biopelícula.....	51
Tabla 5.12	Tabla 5.12 Carga de N_T y PO_4^{3-} en el afluente y efluente y remociones promedio de los tratamientos E1 y E2.....	53
Tabla 5.13	Condiciones iniciales de los tratamientos del diseño factorial 2^2	54
Tabla 5.14	Porcentajes de remoción y tasas de remoción de N_T y PO_4^{3-} en los tratamientos del diseño factorial 2^2	56
Tabla 5.15	Producción de biomasa, clorofila <i>a</i> y lípidos en los tratamientos del diseño factorial 2^2	57
Tabla 5.16	Condiciones iniciales de los tratamientos del efluente resultante del tratamiento E1 en el FBR airlift.....	58
Tabla 5.17	Porcentajes de remoción y tasas de remoción de N_T y PO_4^{3-} en los tratamientos del efluente del tratamiento E1 en el FBR airlift.....	60
Tabla 5.18	Comparación de los porcentajes de remoción y tasas de remoción de N_T y PO_4^{3-} para el tratamiento de AR por medio de microalgas a nivel reactor.....	61
Tabla 5.19	Producción de biomasa, clorofila y lípidos en los tratamientos del efluente del tratamiento E1 en el FBR airlift.....	62
Tabla 5.20	Comparación de las tasas de productividad de biomasa y lípidos en cultivos de microalgas.....	63

Simbología

A_R	Área superficial zona riser (m^2)
A_D	Área superficial zona downcomer (m^2)
C_s	Concentración de saturación de oxígeno en el líquido (mg/L)
C_L	Concentración de oxígeno en el líquido (mg/L)
ϵ_g	Retención de gas (%)
D	Diámetro (cm, m)
ρ	Densidad (g/cm^3 , kg/m^3)
d_1	Distancia de separación entre el difusor y el tubo de ascenso (m).
d_2	Altura del líquido en la parte superior del tubo de ascenso (m)
H_D	Altura del tubo de ascenso (m)
H_g	Altura del líquido gaseado (m)
H_L	Altura del líquido sin gasear (m)
$k_L a$	Coefficiente de transferencia de oxígeno (h^{-1})
N_{Re}	Número de Reynolds
N_T	Nitrógeno total (mg/L)
PO_4^{3-}	Ortofosfato (mg/L)
Q_g	Flujo de aire (L/min)
t_c	Tiempo de circulación del líquido (s)
t_D	Tiempo de circulación del líquido en el downcomer (s)
t_R	Tiempo de circulación del líquido en el riser (s)
t_m	Tiempo de mezclado (s)
U_g	Velocidad superficial del gas (m/s)
v_L	Velocidad de circulación del líquido (m/s)
v_{LD}	Velocidades de circulación del líquido en el downcomer (m/s)
v_{LR}	Velocidades de circulación del líquido en el riser (m/s)
v_s	Velocidad de sedimentación (m/s)
V	Volumen del reactor (L ó m^3)
H	Viscosidad dinámica del líquido ($kg/m\ s$)

Abreviaturas

AR	Agua residual
ARE	Agua residual estéril
ARF	Agua residual filtrada
ARM	Agua residual municipal
ARS	Agua residual sintética
CNA	Comisión Nacional del Agua
DBO	Demanda Bioquímica de Oxígeno
DQO	Demanda Química de Oxígeno
FBR	Fotobiorreactor
GVC	Grano Verde de Café
LMP	Límite Máximo Permisible
MGVC	Microorganismos del Grano verde del café
OTR	Tasa de transferencia de oxígeno
PCL	Policaprolactona
PHB	Polihidroxibutirato
PTAR	Planta de tratamiento de Aguas residuales
PUF	Espuma de poliuretano
PUF-AD	Espuma de poliuretano de alta densidad
SST	Sólidos Suspendidos Totales
SSV	Sólidos Suspendidos Volátiles
TRH	Tiempo de Residencia Hidráulico
UFC	Unidades Formadoras de Colonias
vvm	volumen de medio por minuto
WEF	Water Environment Federation
WWAP	World Water Assessment Programme

Resumen

Como parte de la gestión de los recursos hídricos, el tratamiento de las aguas residuales es una actividad clave para asegurar el acceso al agua y evitar el deterioro ambiental. Debido a las desventajas que presentan los tratamientos biológicos convencionales de aguas residuales, en el presente trabajo se desarrolló un tratamiento biológico secuencial en reactores airlift como propuesta para el tratamiento de aguas residuales municipales (ARM). Se realizó la caracterización hidrodinámica (t_m , t_c , v_L , N_{Re}) y de transferencia de masa (ϵ_g , k_{La} , OTR) del reactor airlift con el objetivo de seleccionar el flujo de aire óptimo para llevar a cabo los tratamientos biológicos en el reactor airlift de biopelícula. Para la remoción de carga orgánica se llevaron a cabo los tratamientos A, B y C basados en los microorganismos del grano verde del café (MGVC) y los tratamientos D y E1 empleando un inóculo de microorganismos provenientes de una planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR), todos los tratamientos se llevaron a cabo en un reactor airlift de 2 L, en un modo de operación en continuo y a un TRH de 6.7 h. Se encontró que el mejor tratamiento para la remoción de la carga orgánica fue el tratamiento E1 con su réplica E2. Para los tratamientos E1 y E2, los resultados muestran que al utilizar un inóculo proveniente de una PTAR y PUF-AD como medio de soporte, se puede alcanzar una eficiencia de remoción de la carga orgánica del 67.37 al 71.84% para cargas promedio de 0.643 a 1.765 kg DQO /m³ d a un tiempo de residencia hidráulico de 6.7 h. Los resultados para la remoción de N_T y PO_4^{3-} correspondientes a 11.21 y 17.20 % respectivamente en el tratamiento E1, indican que este sistema es más eficiente en la remoción de la carga orgánica y por lo tanto las concentraciones residuales de nitrógeno y fósforo en el efluente fueron tratadas en un fotobiorreactor (FBR) airlift de microalgas. Se realizó un diseño experimental 2² para identificar el flujo de aire y la densidad óptica del cultivo inicial óptimas para la remoción de N_T y PO_4^{3-} en el FBR airlift en un ARM, los cuales correspondieron a 1.5 L/min y 0.350 (680 nm), respectivamente. Con las condiciones seleccionadas se trató el efluente del tratamiento E1 en el FBR airlift de microalgas durante 7 días, logrando disminuir las concentraciones de N_T y PO_4^{3-} y alcanzado una calidad final del efluente de 70 mg DQO/L, de 32 mg N_T /L y de 1.6 mg PO_4^{3-} /L. El efluente final se encuentra dentro de los límites máximos permisibles establecidos por la normatividad nacional para un uso público urbano y para riego agrícola.

Abstract

Wastewater treatment is a key activity in water resources management to provide access to clean water and prevent environmental degradation. Because of the disadvantages of conventional biological wastewater treatment, in this paper a sequential biological treatment was developed in airlift reactors for municipal wastewater treatment. Hydrodynamic (t_m , t_c , v_L , N_{Re}) and mass transfer (ϵ_g , K_{La} OTR) characterization of the airlift reactor was performed in order to select the optimum airflow for the biological treatments on the biofilm airlift reactor. The organic load removal was carried out in treatments A, B and C, which were based on green coffee bean microorganisms and treatments D and E1 which were inoculated with concentrated activated sludge from a wastewater treatment plant (WWTP); all treatments were carried out in a 2 L airlift reactor, in continuous operation and the HRT was kept at 6.7 h. It was found that the best treatment for organic removal was E1, so this treatment was carried out twice in order to verify the removal efficiency. For E1 and E2 treatments, the results show that using an inoculum from a wastewater treatment plant and PUF-AD as support media, an organic removal efficiency of 67.37 to 71.84% can be achieved for average loads of 0.643 to 1.765 kg COD/m³d. The N_T and PO_4^{3-} removal was 11.21 and 17.20% respectively for treatment E1, this results show that the system is more efficient for organic than for nutrient removal, therefore the remaining N_T and PO_4^{3-} concentrations in the effluent were treated in an airlift photobioreactor (FBR). An experimental design 2² was performed with the objective of identify the optimal airflow and initial optical density for N_T and PO_4^{3-} removal in an airlift FBR using municipal wastewater, which corresponded to 1.5 L/min and 0.350 (680 nm) respectively. With the selected conditions the effluent from the treatment E1 was treated in a microalgae FBR airlift for 7 days, achieving lower concentrations of N_T and PO_4^{3-} and a final effluent quality of 70 mg COD /L, 32 mg N_T /L, and 1.6 mg PO_4^{3-} /L. The final effluent is within the standards set by national regulations for water reuse in urban public use and in agricultural irrigation.

CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN

El agua es ampliamente considerada como el recurso natural más esencial, único e insustituible. Es un recurso crucial para el bienestar, el desarrollo social y económico de la sociedad. Sin embargo, a nivel mundial se estima que 768 millones de personas no cuentan con acceso a una fuente de abastecimiento de este vital líquido e incluso algunas estimaciones indican que el número de personas cuyo derecho al agua no está satisfecho puede llegar a ser de hasta 3500 millones (WWAP, 2014).

En la actualidad el mundo se enfrenta a una crisis en la calidad del agua como resultado del crecimiento continuo de la población, la urbanización, la industrialización, la producción de alimentos, el aumento de los niveles de vida y las estrategias inadecuadas para el uso del agua y manejo de las aguas residuales. Particularmente la gestión de las aguas residuales, en cuanto a su saneamiento y disposición, tiene un impacto directo sobre la diversidad biológica de los ecosistemas acuáticos, de los cuales una amplia gama de sectores depende. Esta gestión debe considerar el manejo sostenible de las aguas residuales desde su fuente de origen hasta su re-ingreso en el ambiente, para lo cual es importante diseñar sistemas de recolección y tratamiento de aguas residuales que funcionen con y no contra los procesos naturales de los ecosistemas (UN-Water, 2015).

A nivel mundial únicamente el 20% de las aguas residuales recibe un tratamiento (UN-Water, 2015), en el caso de México alrededor del 37% de las aguas residuales generadas, tanto municipales como no municipales son tratadas (CNA, 2013). Por lo tanto, el desafío global es planificar, construir sistemas de tratamiento y dar mantenimiento a la infraestructura existente, para asegurar el acceso universal al agua y evitar el deterioro de los ecosistemas acuáticos. Este desafío implica dos retos distintos, pero relacionados: el desarrollo y ampliación de la infraestructura para que coincida con el crecimiento acelerado de la población y la restauración de la infraestructura existente que se ha deteriorado (Rouse, 2014).

Como parte de la infraestructura existente y la que continua siendo la más comúnmente desarrollada para el tratamiento de aguas residuales se encuentran los tratamientos convencionales, basados en el modelo de lodos activados; tan solo en México el 55.4 % de los procesos de tratamiento están basados en este modelo, el cual debido a sus altas necesidades de aireación, consumen cantidades considerables de energía procedente de combustibles fósiles, resultando en altos costos y considerables emisiones de gases de efecto invernadero. En este sentido, la actual dependencia en los procesos de lodos activados resulta ambiental y económicamente insostenible (Sheik *et al.*, 2014).

Como parte del desarrollo de procesos sustentables para el tratamiento de aguas residuales, se ha propuesto la integración de estos procesos a sistemas que aprovechen al máximo los subproductos derivados del tratamiento biológico de aguas residuales, los cuales pueden ser subproductos de valor agregado o que pueden ser empleados en operaciones subsecuentes para incrementar la eficiencia de los procesos de tratamiento. El agua residual por sí sola, puede ser utilizada como fuente de nutrientes para los microorganismos, y estos a su vez pueden ser empleados en la obtención de subproductos de valor agregado (Olguín, 2012; Cherubini, 2010).

CAPÍTULO II ANTECEDENTES

2.1 Tratamiento de aguas residuales

El objetivo de los sistemas de tratamiento de aguas residuales es efectuar un cambio en la calidad del agua, con el fin de que esta pueda ser reincorporada al ecosistema; este tratamiento se realiza en el contexto de un tren de tratamiento basado en un conjunto de procesos unitarios. Los procesos unitarios que forman parte del tren de tratamiento dependerán del tipo de agua residual y la calidad final que se quiera alcanzar en ésta como resultado del tratamiento. Por mencionar algunos, los procesos unitarios que comúnmente se encuentran en los sistemas de tratamiento de aguas residuales son: cribado, sedimentación, flotación, coagulación, filtración, adsorción, intercambio de iones, reacciones biológicas y desinfección (Hendriks, 2011).

2.1.1 Tratamientos biológicos

El principio en el que se basan los tratamientos biológicos de aguas residuales, es que parte de los compuestos orgánicos presentes en las aguas residuales sirven como sustrato que proporciona energía para el crecimiento de los microorganismos, transformando este sustrato orgánico en dióxido de carbono, agua y células nuevas. Los microorganismos pueden ser aerobios (necesitan oxígeno libre), anaerobios (no requieren oxígeno libre) o facultativos los cuales crecen con o sin oxígeno (Henry & Heinke, 1999).

2.1.2 Clasificación del tratamiento biológico de aguas residuales

El tratamiento biológico de aguas residuales se clasifica comúnmente de acuerdo a las características del reactor utilizado, debido a que las reacciones bioquímicas de transformación del sustrato a productos se ven altamente influenciadas por la configuración física del reactor en el cual están siendo llevadas a cabo. Los reactores para el tratamiento biológico de aguas residuales se dividen en dos grandes categorías las cuales se basan en la manera en que los microorganismos crecen en ellos: suspendidos en el líquido en tratamiento ó fijados a un soporte sólido. En la Tabla 2.1 se identifican algunos de los nombres de los reactores de estos dos grupos. Cuando se utiliza un reactor de crecimiento suspendido, se requiere del mezclado para mantener la biomasa en suspensión y de algunas operaciones físicas unitarias como, la sedimentación para remover la biomasa del efluente tratado antes de su descarga. En contraste, los reactores donde el crecimiento de los microorganismos se lleva a cabo fijados en un soporte sólido, éstos crecen como una biopelícula y el líquido que está siendo tratado fluye a través de ella, pero, debido a que lo microorganismos se pueden desprender del

soporte, una operación unitaria física es usualmente requerida antes de que el efluente tratado sea descargado (Grady *et al.*, 1999).

Tabla 2.1 Reactores biológicos comunes para el tratamiento de aguas residuales (Grady *et al.*, 1999; WEF, 2011)

Reactores de crecimiento suspendido	Reactores de crecimiento fijo
Lodos activados	Contactores biológicos rotativos
Lagunas aerobias	Filtros percoladores
Digestión aerobia	Filtros biológicamente activos
Reactor anaerobio de flujo ascendente	Reactor biológico de lecho móvil
	Reactor de biopelícula de lecho fluidizado
	Reactores de membrana
	Reactores de gránulos aerobios
	Reactores airlift de biopelícula
	Reactores de circulación interna

2.1.3 Microorganismos utilizados en los tratamientos biológicos de aguas residuales

En el tratamiento biológico de aguas residuales se hace uso de la capacidad de los microorganismos para metabolizar los compuestos orgánicos presentes. Las bacterias en forma de consorcios con otros microorganismos formando flóculos de un tamaño de entre 50 a 200 μm , han sido el tipo de microorganismos más empleados en el tratamiento de aguas residuales (Metcalf, 2003). A la fecha se han venido investigando tratamientos basados en otros tipos de microorganismos como, los hongos y las microalgas. En la Tabla 2.2 se presentan las características generales de los microorganismos que participan en los procesos de tratamiento de aguas residuales.

Tabla 2.2 Descripción general de los microorganismos involucrados en el tratamiento de aguas residuales (Sizirici, 2012)

Microorganismo	Descripción
Bacterias	Organismos procariontes unicelulares, que emplean la materia orgánica soluble como fuente de energía.
Protozoarios	Organismos eucariontes unicelulares, sin pared celular. En su mayoría son aerobios quimioheterótrofos. Los protozoarios por lo general son de mayor tamaño que las bacterias y con frecuencia las utilizan como fuente de energía. Por lo tanto, son útiles en la obtención de un efluente más puro, debido a que se alimentan de bacterias unicelulares y materia orgánica particulada
Hongos	Microorganismos eucariontes, multicelulares, quimioheterótrofos y no fotosintéticos. Requieren de una menor cantidad de nitrógeno y pueden crecer a valores de pH bajos.
Microalgas	Las microalgas son microorganismos fotosintéticos y unicelulares. La habilidad de las microalgas para producir oxígeno proporciona parte del requerido por las bacterias en la estabilización de la materia orgánica.
Rotíferos	Los rotíferos son eucariontes y heterótrofos. Son bastante efectivos en el consumo de bacterias y microalgas dispersas y floculadas y de pequeñas partículas de materiales orgánicos.

Durante los últimos años se ha llevado a cabo el tratamiento de una diversidad de aguas residuales industriales por medio de hongos, como es el caso de las aguas residuales provenientes de la industria del almidón, lácteos, farmacéutica, textil, papelera, de la manufactura del aceite, aguas residuales acidogénicas, resultantes de la destilación de etanol, etc. (Singh, 2006). En el caso de aguas residuales municipales son pocos los trabajos reportados que utilizan hongos para llevar a cabo su tratamiento, entre ellos se encuentran: Kshirsagar (2013), quien aisló las especies de hongos *Aspergillus terreus*, *Aspergillus niger*, *Rhizopus nigricans* y *Cunninghamella sp.* provenientes del río Mula y las utilizó para la remediación de agua residual doméstica a nivel matraz. En el trabajo se evaluó la remoción de la Demanda Química de Oxígeno (DQO), la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO), nitrato y fosfato a los 5, 10, 15 y 20 días. Los resultados muestran que *Aspergillus terreus* mostro la mejor remoción de nitrado (64.82%) y DBO (82.46%), mientras que *Aspergillus niger* mostró las remociones más altas de fosfato (52.57%) y DQO (85.88%), después de 15 días.

En el grupo de trabajo se ha llevado a cabo el tratamiento de agua residual municipal empleando un consorcio de microorganismos del grano verde del café (MGVC). Este consorcio se compone en su mayor parte de los géneros de hongos *Aspergillus*, *Penicilium*, *Cladosporium*, *Fusarium* y *Absidia* (Barragán-Huerta *et al.*, 2007).

Como parte de los trabajos realizados empleando este consorcio de microorganismos se encuentra el de Díaz-Sánchez (2011) quién colonizó una porción de paja con los MGVC y fue empleada como inóculo para tratar agua residual municipal en columnas de burbujeo de 800 mL, en un modo de operación en lote durante 7 días. Los resultados muestran que a los 5 días de tratamiento la remoción de DQO es equivalente a 73.47% y el control 43%.

Por su parte Aguilar-Melo (2013), utilizó el mismo consorcio de MGVC para colonizar cubos de espuma de poliuretano (PUF) de baja densidad. El PUF colonizado se adicionó a las columnas de burbujeo con 700 mL de agua residual, realizó el seguimiento de la remoción de DQO obteniendo que al día 6 la remoción era equivalente al 82.8%, mientras que para el control fue de 83.1%.

Sarabia-Rodríguez (2013) elaboró una suspensión de esporas obtenida a partir de la colonización de 1 g de GVC molido a un tamaño de partícula de 0.86 – 2 mm. Esta suspensión fue utilizada para inocular el afluente de un reactor airlift de 2 L. Como medio de soporte utilizó basalto a una concentración del 1%v/v. Los resultados mostraron una variación diaria de la remoción de la DQO, obteniendo en promedio una remoción equivalente al 42%, durante los 35 días de operación del reactor en continuo a un tiempo de residencia hidráulico (TRH) de 2 h.

2.1.4 Reactores de biopelícula

Una biopelícula es una comunidad celular inmovilizada en donde ninguna de las especies individuales de la biopelícula puede ser capaz de degradar completamente el afluente a tratar. La degradación completa implica una compleja serie de interacciones entre las especies residentes. Por lo tanto, los reactores de biopelícula son recomendables en los procesos de tratamiento biológico, ya que un elevado número de microorganismos se puede mantener en el reactor de tratamiento. El elevado número implica que la transformación del sustrato es rápida y el agua residual, altamente concentrada o en grandes volúmenes se puede tratar en reactores que ocupan un menor espacio (Liu & Tay, 2001). Los reactores de biopelícula además presentan otras ventajas como lo son: menores costos de operación y de suministro de energía, menor volumen del reactor, un menor requerimiento de capacidad de sedimentación y una operación simplificada (WEF, 2011).

2.1.5 Reactores airlift de biopelícula

Los reactores airlift de biopelícula, conocidos como BAS (Biofilm Airlift Suspension-reactor) por sus siglas en inglés fueron desarrollados en los Países Bajos a finales de los años 80's para el tratamiento aerobio de agua residual, incluyendo la oxidación de la DQO, sulfuro y amoníaco (WEF, 2011).

Algunos trabajos reportados que involucran el uso de este tipo de reactores son los realizados por Walters *et al.*, (2009) quienes emplearon medios de soporte biodegradables compuestos de polihidroxibutirato (PHB) y policaprolactona (PCL) para el crecimiento de la biopelícula en un reactor airlift. Realizaron el tratamiento del agua proveniente del proceso de deshidratación de lodos con una concentración media de amonio de 1150 mg L^{-1} en un sistema de dos etapas, logrando la eliminación del 75% del nitrógeno. A su vez, Qiu *et al.*, (2015) utilizó carbón activado granular como medio de soporte en un reactor airlift de 70 m^3 para el crecimiento de la biopelícula. Llevaron a cabo la purificación de aguas residuales con una alta concentración de amoníaco proveniente de la producción de bioetanol. Obtuvieron una tasa de eliminación promedio del 89.0% para la DQO y 98.6% para el NH_4^+ a un tiempo de retención hidráulico de 10 h. Zhang *et al.*, (2006) realizaron un experimento a escala laboratorio en un reactor airlift de biopelícula para la remoción de nitrógeno y fósforo. El volumen de operación del reactor fue de 17 L y emplearon medios de soporte fibrosos con un área superficial de $1236 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$. Después de operar el reactor periódicamente durante 234 días con agua residual sintética, se establecieron las condiciones de funcionamiento óptimas para obtener tasas de remoción estables de DQO, NH_4^+ , y PO_4^{3-} , las cuales fueron 95.3%, 94.6% y 73.1%, respectivamente. Zhou *et al.* (2003) llevaron a cabo el tratamiento de agua residual municipal en un BAS, utilizando como medio de soporte un material cerámico con un diámetro de 0.25-0.5 mm. Encontraron que la remoción de DQO para un TRH de 1 h, era equivalente al 88.9%, mientras que la remoción de NH_4^+ correspondió al 52.2%.

2.2.2.4 Concentración del medio de soporte

En un reactor airlift de biopelícula, una alta superficie volumétrica de biopelícula se obtiene por el crecimiento de esta en las pequeñas partículas de soporte suspendidas. El reactor airlift proporciona un buen mezclado de las partículas con el agua residual, combinado con una aireación eficiente. Se ha encontrado que el desprendimiento de la biopelícula depende fuertemente de la concentración de partículas, una alta concentración de partículas ocasiona un mayor desprendimiento (van Benthum *et al.*, 1996; Zhou *et al.*, 2003)

El diámetro de los soportes también es un factor a considerar para su selección, los soportes con un mayor diámetro tienden a producir un número de Reynolds elevado, que causa una mayor turbulencia de gas y líquido. Altos números de Reynolds resultan en una colisión violenta, desgaste entre los soportes y la formación de la biopelícula en la superficie del soporte se ve afectada negativamente. Por

otro lado, los soportes de diámetro pequeño producen una turbulencia menos intensa y proporcionan una mayor área superficial para la formación de la biopelícula (Zhou *et al.*, 2003). En la Tabla 2.3 se presentan una variedad de soportes utilizados en reactores airlift de biopelícula, las concentraciones y diámetros utilizados.

Tabla 2.3 Concentración de soportes empleada en reactores airlift de biopelícula

SopORTE	Concentración de soporte (kg/m ³)	Características	Capacidad de carga (kg DQO/m ³ día)	Capacidad de remoción (kg DQO/m ³ día)	TRH (h)	Referencia
PHB-PCL	7.3 (8.5 %v/v)	ϕ : 3.5 mm ρ : 94.9 kg/m ³ V: 0.0065 m ³ Área superficial: 1700 m ² /m ³	3.2–7	5	4.1	Hille <i>et al.</i> , (2009)
Basalto	48 (1%v/v)	ϕ : 0.091-0.42 mm ρ : 2800 kg/m ³ V: 0.002 m ³	4.29 ± 2.90	2.21 ± 2.44	2	Sarabia-Rodriguez (2013)
Arena	100 (5%v/v)	ϕ : 0.26-0.36 mm V: 0.005 m ³	11.1	10.54	1.5	Lin <i>et al.</i> , (2004)
Basalto	140 (10%v/v)	ϕ : 0.2 mm V: 284 m ³	24.28	8	2	Heijnen <i>et al.</i> , (1993)
Carbón activado	142.8 (13% v/v)	ϕ : 1.0 – 1.5 mm ρ : 1100 kg/m ³ V: 70 m ³ Area superficial: 5500 m ² /m ³	1.6	1.42	10	Qiu <i>et al.</i> , (2015)
Esferas de cerámica	50 (2.5% v/v) 100 (5%v/v)	ϕ : 0.25 – 0.5 mm ρ : 1980 kg/m ³ V: 0.017 m ³	5.208	4.632	1	Zhou <i>et al.</i> , (2003)

2.2 Reactores airlift

Los reactores airlift son reactores agitados neumáticamente los cuales aprovechan la inyección de una corriente gaseosa, por lo general aire, para proporcionar el mezclado del líquido y la transferencia de sustancias gaseosas tales como O₂ y CO₂. Los reactores airlift se caracterizan por su diseño, el cual permite que el líquido en el reactor circule entre dos zonas interconectadas conocidas como zona de ascenso y zona de descenso. Las zonas de ascenso y de descenso se encuentran conectadas por la base del reactor permitiendo la circulación de líquido y por un separador gas-líquido en la parte superior. De manera general, el aire es inyectado por debajo de la zona ascendente y la subsecuente eliminación de gas en el separador genera un gradiente de densidad entre la zona ascendente y descendente que causa la circulación del líquido (Guieysse *et al.*, 2011).

En los reactores clásicos la introducción directa de energía para el mezclado del líquido genera grandes gradientes de corte, que causan que las células experimenten estrés mecánico en las zonas de alta turbulencia y condiciones no óptimas de concentración de sustratos y temperatura en las zonas de baja turbulencia. Por el contrario, en los reactores airlift debido a que la circulación del líquido es causada por un gradiente de densidad, las fuerzas de corte son homogéneas dentro de cada zona, causando un menor estrés celular, además proporcionan una mayor tasa de transferencia de masa por unidad de energía suministrada al sistema, por lo cual emplearlos en el tratamiento biológico de aguas residuales es recomendable debido a su uso eficiente de energía (Guieysse *et al.*, 2011).

2.2.1 Configuraciones de los reactores airlift

Los reactores airlift se clasifican comúnmente de acuerdo a su estructura física. Los reactores airlift de circulación externa se construyen utilizando compartimentos de ascenso y descenso separados conectados por conductos horizontales cerca de las secciones superior e inferior. En los reactores airlift de circulación interna los compartimentos de ascenso y descenso se encuentran físicamente localizados en el mismo recipiente y separados por un deflector de división o un tubo concéntrico (Guieysse *et al.*, 2011).

2.2.2 Características hidrodinámicas y de transferencia de masa de los reactores airlift

Los principales factores que afectan el desempeño de los reactores airlift son: las características del gas (velocidad superficial y tamaño de las burbujas), las propiedades del líquido y los sólidos (densidad, concentración y viscosidad), las variables de operación (flujo de gas, altura de dispersión, volumen del separador gas-líquido y volumen de trabajo del líquido) y las modificaciones geométricas. Los factores hidrodinámicos tales como, la retención de gas (ϵ_g), los regímenes de flujo, la velocidad de circulación

del líquido (v_L) y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa (K_La) son parámetros importantes utilizados en el diseño, operación y evaluación de los reactores airlift (Jin *et al.*, 2006).

2.2.2.1 Retención de gas (ϵ_g)

La retención de gas representa la fracción volumétrica de gas presente en el volumen total de la dispersión gas-sólido-líquido. Su importancia radica en que es un indicador del potencial de transferencia de masa, ya que para un sistema dado una retención de gas grande indica una zona interfacial gas-líquido grande. Además, la diferencia en la retención de gas entre la zona riser y downcomer genera la fuerza de conducción para la circulación del líquido. Por otra parte, es ampliamente reconocido que la retención de gas es función de la velocidad superficial del gas y que este afecta la velocidad de circulación del líquido y el comportamiento del mezclado (Jin *et al.*, 2006; Merchuk & Gluz, 1999; Luo *et al.*, 2011).

2.2.2.2 Tiempo de mezclado (t_m)

El tiempo de mezclado (t_m) es un parámetro frecuentemente utilizado para representar el mezclado en reactores. Su desventaja es que es un parámetro específico del diseño y escala del reactor, pero a su vez es fácil de determinar y comprender. El tiempo de mezclado se define básicamente como el tiempo requerido para alcanzar un grado determinado de homogeneidad (usualmente del 90 – 95%) después de la inyección de un pulso trazador inerte en el reactor (Merchuk & Gluz, 1999).

2.2.2.3 Velocidad de circulación del líquido (v_L)

En los reactores airlift, el burbujeo del gas en la zona de ascenso genera una diferencia en las densidades de los fluidos entre la zona ascenso y la zona de descenso, que impulsa la circulación del líquido a lo largo de un camino definido (flujo ascendente en la zona riser y flujo descendente en la zona de downcomer). La velocidad de circulación del líquido está por lo tanto gobernada por la geometría del reactor, las propiedades del fluido y la velocidad del gas. Es una variable operativa clave que determina la retención parcial del gas en el medio de cultivo y por lo tanto las tasas de transferencia de masa, el grado de mezcla, el esfuerzo de corte y los regímenes de flujo de las fases sólida y gaseosa (Guieysse *et al.*, 2011).

2.2.2.4 Coeficiente volumétrico de transferencia de masa (k_La)

Muchos procesos biológicos están limitados, especialmente a gran escala, por la transferencia de sustratos poco solubles en agua de la fase gaseosa a la fase líquida. La transferencia de masa puede ser evaluada por medio del coeficiente volumétrico de transferencia de masa (K_La), determinación útil en el diseño y optimización.

El $K_L a$ es función de la resistencia de las fases líquida y gaseosa, y su uso se debe a la imposibilidad práctica de determinar el valor de $K \frac{A_i}{V}$, por tanto, puede considerarse una conductancia global, esto es, el inverso de la resistencia global, por lo cual cuando la resistencia a la transferencia de oxígeno es grande, el valor de $K_L a$ es pequeño y si la resistencia es pequeña el valor de $K_L a$ es grande.

Usualmente la tasa másica de transferencia de oxígeno está gobernada por la fase líquida, debido a que tiene una difusividad inferior; además la movilidad de las moléculas en la fase gaseosa es mucho mayor que la movilidad de las moléculas en la fase líquida, lo cual hace que el espesor de la película gaseosa sea mucho más pequeño que el de la película líquida.

Para gases de solubilidad alta en la fase líquida, la resistencia mayor a la absorción la ofrece la película gaseosa. En el caso contrario, para gases con solubilidad baja en la fase líquida como el oxígeno (O_2), nitrógeno (N_2), dióxido de carbono (CO_2) y metano (CH_4), la mayor resistencia se localiza en la película líquida (Corbitt, 2003).

2.3 Microalgas

En ficología aplicada el término microalga se refiere a las algas microscópicas y las bacterias fotosintéticas oxigénicas como las cianobacterias. Las microalgas pueden estar presentes como células individuales o colonias y se clasifican a su vez de acuerdo a características como: pigmentación, naturaleza química de los productos de almacenamiento de fotosíntesis y la organización de las membranas fotosintéticas. Los cuatro grupos más importantes en términos de abundancia son las algas verdes (*Chlorophyceae*), diatomeas (*Bacillariophyceae*), algas verde-azules (*Cyanophyceae*) y algas doradas (*Chrysophyceae*) (Tomaselli, 2004; Rajkumar & Yaakob, 2013).

Las microalgas no requieren un sistema vascular para el transporte de nutrientes y dado que cada célula es fotoautótrofa, pueden absorber directamente los nutrientes disueltos. Además, las microalgas pueden captar el dióxido de carbono y emplearlo para su crecimiento. La biomasa microalgal puede ser utilizada como materia prima para la producción de biocombustibles y productos de valor agregado como: carotenoides, pigmentos, antioxidantes, lípidos, ficobiliproteínas, biofertilizantes, etc. (Naidoo *et al.*, 2013). Las microalgas tienen la habilidad de crecer rápidamente y pueden sintetizar y acumular altas cantidades de lípidos, proteínas y carbohidratos (20 -50% de peso seco), la cantidad dependerá de la especie de microalga, como se observa en la Tabla 2.4. Son diversas las aplicaciones de las microalgas, destacando su potencial aplicación para el tratamiento de aguas residuales donde a su vez se obtendrían subproductos de valor agregado como biomasa, lípidos y pigmentos.

Tabla 2.4 Composición general de diferentes microalgas en porcentaje de peso seco (Razzak *et al.*, 2013)

Especies de microalgas	Proteínas	Carbohidratos	Lípidos
<i>Anabaena cylindrica</i>	43–56	25–30	4–7
<i>Chlamydomonas reinhardtii</i>	48	17	21
<i>Chlorella pyrenoidosa</i>	57	26	2
<i>Chlorella vulgaris</i>	51–58	12–17	14–22
<i>Dunaliella salina</i>	57	32	6
<i>Scenedesmus obliquus</i>	50–56	10–17	12–14
<i>Spirogyra</i> sp.	6–20	33–64	11–21
<i>Spirulina platensis</i>	46–63	8–14	4–9

2.3.1 Cultivo de microalgas

Las estrategias de cultivo de microalgas juegan un papel importante en la fijación de CO₂ y la acumulación de biomasa. Algunas investigaciones se han enfocado en el cultivo heterotrófico para mayores productividades de biomasa, sin embargo, en los cultivos heterotróficos las microalgas consumen carbono orgánico, nitrógeno y liberan CO₂, debido a lo anterior los costos son altos debido al suministro de carbono, nutrientes y energía. Por lo tanto, la estrategia de cultivo autotrófico es utilizada a gran escala en los sistemas comerciales de cultivo de biomasa microalgal.

Las dos clases de sistemas de crecimiento de microalgas son: estanques y fotobiorreactores. Los estanques de gran área son relativamente baratos de construir y fáciles de operar, pero presentan problemas de contención, dificultad para mantener condiciones de cultivo constantes, especialmente temperatura, bajas densidades celulares y costos sustanciales en la cosecha. Debido a estas desventajas, se ha puesto especial atención en los fotobiorreactores particularmente para la producción de biomasa (Zeng *et al.*, 2011). Para su crecimiento las microalgas requieren dióxido de carbono, agua, nutrientes y luz. Las aguas residuales contienen cantidades considerables de nutrientes como carbono, nitrógeno, fósforo y otros minerales, los cuales pueden ser aprovechados por las microalgas para su crecimiento (Razzak *et al.*, 2013).

2.3.2 Tratamiento de aguas residuales con microalgas

Los tratamientos convencionales de aguas residuales liberan al ambiente altas concentraciones de una gran variedad de compuestos que no son capaces de remover. Debido a la presencia en el efluente de estos componentes, entre los cuales destacan el fósforo, nitrógeno y metales, el agua residual continúa siendo una fuente de contaminación que no puede ser reincorporada al ecosistema. El fósforo y nitrógeno son los componentes directos responsables de la eutrofización de los cuerpos de agua,

proceso que acelera el deterioro y escasez de los cuerpos de agua a escala global; por lo cual la remoción de estos componentes es indispensable (Zeng *et al.*, 2015). Diversos estudios han reportado que las microalgas tienen un potencial importante para la remoción de nitrógeno y fósforo de las aguas residuales. Las células microalgales pueden incorporar nitrógeno y fósforo como nutrientes para sus actividades metabólicas y de síntesis de biomasa. Las células distribuyen y almacenan el nitrógeno y fósforo para la síntesis de proteínas, lípidos, adenosín trifosfato y otras formas de biomoléculas. Con el incremento en la eutrofización de diversos cuerpos de agua (ríos, lagos, estuarios, etc.) causada principalmente por las altas concentraciones de nitrógeno y fósforo, las especies de microalgas como *Chlorella*, *Scenedesmus*, *Spirulina*, *Nannochloris*, *Botryococcus* han demostrado tener un importante potencial para la remoción de altas concentraciones de estos nutrientes (Abdel-Raouf *et al.*, 2012; Zeng *et al.*, 2015).

La remoción de nutrientes por medio de las microalgas se lleva a cabo a través de dos mecanismos. La remediación directa es el mecanismo más común y se logra a través de rutas bioquímicas interconectadas para la absorción de los nutrientes, o su asimilación en ácidos nucleicos y proteínas para el crecimiento de la biomasa microalgal. El nitrógeno inorgánico (nitrito (NO_2^-), nitrato (NO_3^-) y amonio (NH_4^+)) es translocado a través de la membrana celular en un orden de preferencia de $\text{NH}_4^+ > \text{NO}_3^- > \text{N-org}$. Estas especies oxidadas de nitrógeno se reducen posteriormente a NH_4^+ y son asimilados en aminoácidos para la formación de proteínas. En consecuencia, las microalgas pueden ser utilizadas para la eliminación de nitrógeno total (nitrificación y desnitrificación), con la asimilación de NO_3^- llevada a cabo después del agotamiento casi total de NH_4^+ de las aguas residuales (Whitton *et al.*, 2015).

El fosfato, en la forma preferida de H_2PO_4^- y HPO_4^{2-} , es transportado a través de la membrana celular en la ruta de transporte de energía y asimilado en nucleótidos tras su fosforilación, para la síntesis de RNA ribosomal. Por lo tanto, se requiere de una fuente de nitrógeno en la síntesis de proteínas para permitir la asimilación de fósforo, con la limitación de cualquier nutriente se tiene como resultado un bajo contenido de proteína celular y la reducción del crecimiento de la biomasa. Por otra parte, en entornos altos en fosfato, las microalgas pueden consumir un exceso de fosfato a través de la adopción de una vía para el almacenamiento de polifosfato ácido insoluble como gránulo, para su futuro uso en momentos en que la concentración externa de fosfato puede llegar a ser limitante (Whitton *et al.*, 2015).

El principal reto en el cultivo de microalgas en aguas residuales es la presencia de otros microorganismos que pueden afectar la productividad de biomasa. Aunque, las microalgas son organismos fotosintéticos, el crecimiento heterótrofo también se ha llevado a cabo en la práctica para

probar que las algas pueden crecer independiente de la luz, sin embargo, los resultados muestran tasas de crecimiento lento en comparación con el modo autótrofo. Comparado con el tratamiento biológico convencional, la ventaja de utilizar microalgas en aguas residuales es que a su vez actúan como floculantes lo cual mejora la velocidad de sedimentación (Abinandan & Shanthakumar, 2015).

Las microalgas se adaptan bastante bien a las aguas residuales municipales y por tanto pueden sobrevivir en el tratamiento de aguas residuales industriales. Además, en el tratamiento de aguas residuales industriales con el suministro de corrientes de gas industrial se favorece la fijación de CO₂ con lo que se tiene una ventaja doble: el tratamiento de aguas residuales y gases industriales en un solo sistema de aplicación. La principal aplicación del cultivo de microalgas es para la producción de biomasa, que favorece a su vez la generación de compuestos de valor agregado, los cuales depende de la composición bioquímica de las microalgas. Por tanto, la selección de las microalgas basada en su composición bioquímica para la producción eficiente de biomasa en el tratamiento de aguas residuales jugaría un papel vital para su aplicación a nivel comercial (Abinandan & Shanthakumar, 2015).

2.4 Justificación

Los tratamientos biológicos convencionales de aguas residuales presentan diversas desventajas como: altos requerimientos de superficie, alta producción de lodos, altas necesidades de aireación que se traducen en un consumo considerable de energía procedente de combustibles fósiles. Por estas desventajas, los reactores airlift de biopelícula representan una opción para el tratamiento de aguas residuales debido a que por su configuración causan un menor estrés celular a los microorganismos y proporcionan una mayor tasa de transferencia de masa por unidad de energía suministrada al sistema, con lo cual el consumo energético disminuye. Por otra parte, los sistemas de biopelícula se caracterizan por una menor generación de lodos, no dependen de la sedimentación de la biomasa en suspensión y por tanto no existen problemas de *bulking*, la biopelícula ofrece una mejor protección contra los picos de carga orgánica que se pueden presentar en el afluente y se pueden emplear para el tratamiento de aguas residuales con altas cargas de DQO. En estos sistemas las bacterias en consorcio con otro tipo de microorganismos se han caracterizado por poder realizar la remoción de la DBO con eficiencias superiores al 80% en sistemas aerobios en continuo a tiempos de residencia de 6 a 12 h, sin embargo, la eficiencia de remoción de nitrógeno y fósforo continúa siendo deficiente en este tipo de sistemas. Por su parte los hongos han sido utilizados en diversas investigaciones para el tratamiento de aguas residuales provenientes de diversas industrias, destacando por llevar a cabo la remoción de diversos compuestos orgánicos; pero son pocos los trabajos realizados para el tratamiento de aguas residuales municipales. Dado que los tratamientos biológicos convencionales a su vez se ven limitados para llevar a cabo la remoción de nutrientes, otras alternativas como el uso de microalgas se han estudiado recientemente para llevar a cabo la remoción del nitrógeno y fósforo de las aguas residuales.

Por lo mencionado anteriormente, se plateó llevar a cabo el tratamiento de un agua residual municipal en dos etapas: un primer tratamiento biológico enfocado a la remoción de carga orgánica presente en el agua residual en un reactor airlift de biopelícula y un tratamiento subsecuente complementario, donde el objetivo fue llevar a cabo la remoción de nitrógeno y fósforo en un fotobiorreactor airlift de microalgas, esta última etapa representa una opción interesante, debido al potencial uso de estos microorganismos como fuente de materias primas. Este acoplamiento de sistemas representaría una propuesta sustentable para el tratamiento de aguas residuales, en la cual la calidad alcanzada en el efluente final aseguraría su reincorporación en el ambiente sin causar efectos adversos.

CAPÍTULO III OBJETIVOS Y ESTRATEGIAS DE LA INVESTIGACIÓN

3.1 Hipótesis

El tratamiento biológico primario de un agua residual municipal en un reactor airlift de biopelícula logrará reducir su carga orgánica, pero se mantendrán concentraciones significativas de nitrógeno y fósforo residuales, cuya remoción se logrará en un fotobiorreactor airlift.

3.2 Objetivo general

Realizar el tratamiento secuencial de un agua residual municipal en reactores airlift para la remoción de carga orgánica, nitrógeno y fósforo.

3.3 Objetivos particulares

- Caracterizar el comportamiento hidrodinámico y de transferencia de masa del reactor airlift
- Evaluar diferentes tratamientos biológicos para la remoción de carga orgánica de un agua residual municipal
- Investigar el balance de la carga orgánica, nitrógeno y fósforo durante el tratamiento de un agua residual en un reactor airlift de biopelícula.
- Evaluar las condiciones óptimas para la remoción de nitrógeno y fósforo de un agua residual municipal en un fotobiorreactor airlift.
- Evaluar la remoción de nitrógeno y fósforo del efluente del tratamiento biológico en un fotobiorreactor airlift.

3.4 Estrategias de la investigación

Las etapas de desarrollo del proyecto, así como las principales pruebas que se realizaron en cada una de ellas se muestran en el siguiente diagrama de bloques en la figura 3.1.

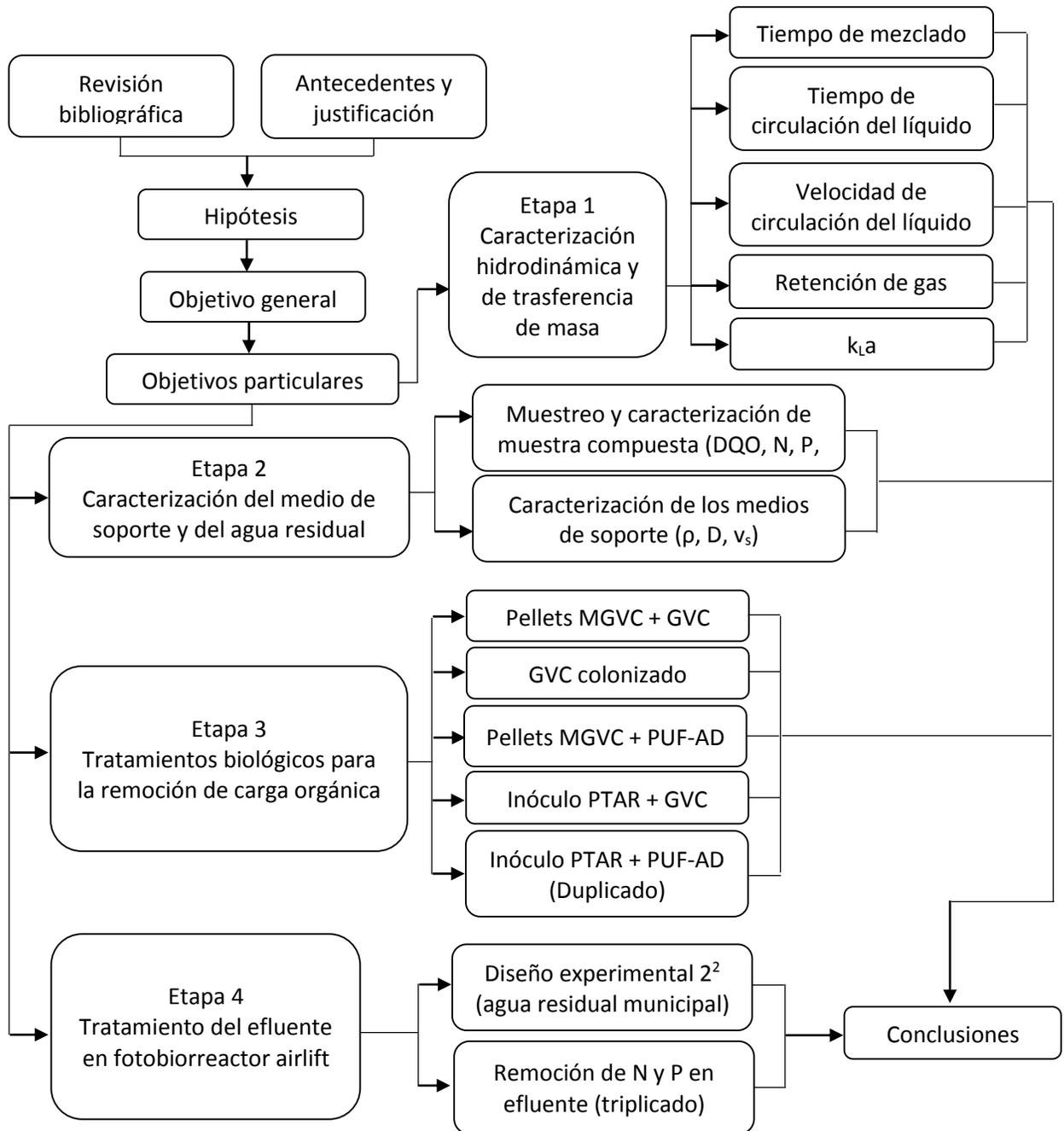


Figura 3.1 Diagrama de las etapas del proyecto.

CAPÍTULO IV MATERIALES Y MÉTODOS

4.1 Caracterización hidrodinámica y de transferencia de masa del reactor airlift

4.1.1 Tiempo de mezclado (t_m)

El tiempo de mezclado se determinó mediante la medición de cambios de pH al inyectar 2.5 mL de una solución de NaOH 5 N en el reactor airlift con 2 L de agua potable. Se registró el incremento en el valor de pH cada segundo con un medidor multiparámetro HANNA instruments HI 9828, hasta que se alcanzó un valor de pH estable en el volumen de agua. El tiempo transcurrido entre la inyección de la solución de NaOH y cuando se alcanza un pH estable se consideró como el tiempo de mezclado. Las determinaciones se realizaron por triplicado a los flujos de aire de 0.5 vvm, 0.65 vvm, 1 vvm, 1.25 vvm y 1.5 vvm (Sánchez-Miron *et al.*, 2004).

4.1.2 Tiempo de circulación (t_c)

El tiempo de circulación del líquido en la zona riser y downcomer se determinó utilizando una esfera de hidrogel como partícula marcadora. En el reactor airlift con 2 litros de agua potable se agregó la esfera de hidrogel y se midió el tiempo que le tomó desplazarse por la zona riser (t_r) y el tiempo que duró su recorrido por la zona downcomer (t_d), la suma de estos dos tiempos es el tiempo de circulación del líquido (t_c) (López-Hernández, 2015).

4.1.3 Velocidad de circulación del líquido (v_L)

La velocidad de circulación del líquido en la zona riser (v_{LR}) y downcomer (v_{LD}) se determinó por medio de los tiempos de circulación y aplicando las ecuaciones 1 y 2. A partir de esas velocidades y aplicando la expresión 3 se obtuvo la velocidad promedio del líquido en el reactor (Gouveia *et al.*, 2003).

$$v_{LR} = \frac{H_D + d_1/2 + d_2/2}{t_R} \quad (1)$$

$$v_{LD} = \frac{H_D + d_1/2 + d_2/2}{t_D} \quad (2)$$

$$v_L = \frac{2 v_{LR} v_{LD}}{v_{LR} + v_{LD}} \quad (3)$$

Donde:

t_R = tiempo de circulación en el *riser* (s).

t_D = tiempo en la zona *downcomer* (s).

d_1 =distancia de separación entre el difusor y el tubo de ascenso (m).

d_2 = altura del líquido en la parte superior del tubo de ascenso (m)

H_D = altura del tubo de ascenso, riser, (m).

v_{LR} = velocidad del líquido en el riser (m/s).

v_{LD} = velocidad del líquido en el downcomer (s).

v_L = velocidad promedio del líquido (s).

4.1.4 Número de Reynolds (N_{Re})

El N_{Re} del líquido en el reactor se estimó por medio de la ecuación 4, empleando la velocidad del líquido en la zona riser a los diferentes flujos volumétricos de aire, la densidad del líquido, la viscosidad cinemática del líquido, así como el diámetro del tubo concéntrico (Lizardi-Jiménez & Gutiérrez-Rojas, 2011).

$$N_{Re} = \frac{v_L \rho D}{\eta} \quad (4)$$

Donde:

v_L = velocidad del líquido (m/s)

D = diámetro del riser (m)

η = viscosidad dinámica del líquido (kg/m s)

ρ = densidad del líquido (kg/m³)

4.1.5 Retención de gas (ϵ_g)

El gas retenido dentro del líquido se determinó por el método de expansión volumétrica (Gouveia, *et. al.*, 2003). Este método consiste en medir la diferencia de alturas del líquido sin gasear y el líquido gaseado. Por medio de la ecuación 5, se obtuvo el porcentaje de gas retenido. La retención de gas se determinó para los cinco flujos de aire correspondientes a 0.5, 0.65, 1, 1.25 y 1.5 vvm y a tres condiciones diferentes: con medio coalescente, medio más 1% GVC partida la mitad en cuatro y medio más 2.5% de GVC partida la mitad en cuatro. La composición del medio coalescente utilizado se presenta en la tabla 4.1 el cual tenía una relación de nutrientes: 100/5/1/2.5 (C/N/P/Mg).

$$\epsilon_g = \frac{H_G - H_L}{H_G} \times 100 \quad (5)$$

Donde:

ϵ_g : Retención de gas (%)

H_G : Altura del líquido gaseado (cm)

H_L : Altura del líquido sin gasear (cm)

Tabla 4.1 Composición del medio coalescente utilizado en las pruebas de ϵ_g y k_La

Compuesto	Concentración (g/L)
Glucosa	9.5
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	0.8962
KH_2PO_4	0.1670
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0.9634
Extracto de levadura (10% peso de glucosa)	0.95

4.1.6 Coeficiente de transferencia de oxígeno (k_La)

Se determinó el coeficiente de transferencia de oxígeno (k_La) a cinco flujos de aire y a tres condiciones diferentes: en medio coalescente, medio más 1% GVC la mitad partida en cuatro y medio más 2.5% GVC la mitad partida en cuatro. Se utilizó el método de *gassing in* en el cual se elimina el oxígeno del medio realizando la inyección de nitrógeno gaseoso, posteriormente se inicia la inyección del flujo de aire registrando el incremento de la concentración de oxígeno disuelto con respecto al tiempo. Se utilizó un medidor multiparamétrico que realizaba el registro de la concentración de oxígeno disuelto cada segundo. Las determinaciones se realizaron por triplicado. El k_La se obtuvo al graficar el $\ln(C_s - C_L)$ vs t (horas) como se muestra en la ecuación 6 (Chisti & Jauregui-Haza, 2002; Martínez-Delgado, 1999)

$$\ln(C_s - C_L) = -k_La * t + cte \quad (6)$$

4.1.7 Tasa de transferencia de oxígeno (OTR)

La tasa de transferencia de oxígeno (oxygen transfer rate, OTR) depende del k_La y del gradiente entre la concentración de equilibrio y la concentración actual en el líquido. Se utilizó la ecuación 7 para obtener el OTR de cada una de las pruebas de k_La realizadas.

$$OTR = k_La (C_s - C_L) \quad (7)$$

Donde:

OTR: Tasa de transferencia de oxígeno ($\text{mg O}_2 / \text{L h}$)

k_La : Coeficiente de transferencia de oxígeno (h^{-1})

C_s : Concentración de saturación de oxígeno en el líquido (mg/L)

C_L : Concentración de oxígeno en el líquido (mg/L)

4.2 Caracterización de los medios de soporte: GVC y PUF

4.2.1 Densidad

La densidad se obtuvo al adicionar una muestra del soporte en una probeta volumétrica y dividir el peso de la muestra entre el volumen ocupado por el soporte el cual se determinó considerando los espacios vacíos entre estos al adicionar volúmenes conocidos de agua hasta que el soporte quedara totalmente sumergido.

4.2.2 Tamaño del medio de soporte

Por medio de un vernier digital calibrado se midió el diámetro de 384 granos verdes del café partidos la mitad en cuatro, número se soportes con la cual se asegura una $p < 0.95$. Se realizó un histograma en el cual se presenta la frecuencia de los intervalos de diámetro medidos.

En cuanto a la espuma de poliuretano de alta densidad (PUF-AD), se recortaron cubos a un tamaño de 0.5 cm x 0.5cm x 0.5 cm aproximadamente.

4.2.3 Velocidad de sedimentación

La velocidad de sedimentación se determinó por el método empleado por Zhou *et al.*, (2003), en una probeta con 1000 mL de agua se colocó en la superficie un soporte y se midió con un cronometro el tiempo que tardo en sedimentar. La velocidad de sedimentación se obtuvo de la relación entre la distancia recorrida y el tiempo que tardo el soporte en llegar al fondo de la probeta. El PUF-AD cuya densidad es menor a la del agua, al ser adicionado en la columna de agua se mantiene en la superficie y no sedimenta.

4.3 Muestreo y caracterización del agua residual

4.3.1 Muestreo

Se realizó un muestreo de agua residual en el ramal 1 del CINVESTAV a lo largo de un día colectando cada tres horas una muestra de 1000 mL. Se determinó la DQO de cada muestra con el fin de identificar la hora del día a la cual se presenta el pico de carga orgánica. Se identificó que el pico de carga orgánica se presenta a las 17:00 hrs, por tanto, se procedió a coleccionar una muestra de 1000 mL a esa misma hora por cinco 5 días. Al final de ese periodo se mezclaron las 5 muestras simples para obtener una muestra compuesta y llevar a cabo su caracterización.

4.3.2 Caracterización fisicoquímica y biológica

Se realizó la caracterización fisicoquímica y biológica de la muestra compuesta de agua residual, para lo cual se implementaron las técnicas analíticas que se muestran en la tabla 4.2.

Tabla 4.2 Parámetros y métodos utilizados en la caracterización de la muestra de agua residual

Parámetro	Método/Principio	Equipo	Referencia
pH	Potenciómetro	Multiparamétrico HANNA HI 9828	NMX-AA-008-SCFI-2000 (SCFI, 2000a)
Conductividad	Conductímetro	Multiparamétrico HANNA HI 9828	NMX-AA-093-SCFI-2000 (SCFI, 2000b)
DQO	Reflujo cerrado	Espectrofotómetro HACH 2800	APHA (1989) Método 5220 D
SST	Diferencia de peso, secado a 105°C	Balanza analítica Horno Felisa	APHA (1989) Método 2540 D
SSV	Diferencia de peso, secado a 105°C	Balanza analítica Horno Felisa	APHA (1989) Método 2540 E
Nitrógeno total	Digestión con persulfato	Espectrofotómetro HACH 2800	HACH Método 10072
Fósforo total	Método vanadomolibdofosfórico	Espectrofotómetro Shimadzu	APHA (1989) Método 4500-P C
Cuenta bacteriana (24 h)	Cuenta en placa	Incubadora estática	APHA (1989) Método 9215
Cuenta fúngica (24 h)	Cuenta en placa	Incubadora estática	APHA (1989) Método 9215

4.4 Tratamientos biológicos para la remoción de carga orgánica

Uno de los objetivos en el presente trabajo fue llevar a cabo en una primera etapa la remoción de carga orgánica de un agua residual municipal, para lograr tal objetivo se probaron diferentes tratamientos los cuales se listan en la tabla 4.3. De los tratamientos probados se seleccionó el que presentó una remoción mayor y estable de la carga orgánica medida como DQO en el agua residual, el efluente de tal tratamiento fue colectado para ser tratado posteriormente para la remoción de nitrógeno y fósforo. Todos los tratamientos se realizaron en el reactor airlift en un modo de operación en continuo.

Tabla 4.3 Tratamientos biológicos realizados para la remoción de carga orgánica del agua residual

Tratamiento	Inóculo y medio de soporte
A	Pellets de los MGVC y adicionando como medio de soporte GVC la mitad partida en cuatro.
B	GVC colonizado, la mitad partida en cuatro.
C	Pellets de los MGVC y adicionando como medio de soporte cubos de PUF de alta densidad.
D	Inóculo proveniente de planta de tratamiento de aguas residuales adicionando GVC la mitad partida en cuatro como medio de soporte.
E1	Inóculo proveniente de planta de tratamiento de aguas residuales adicionando como medio de soporte cubos de PUF-AD.
E2	Inóculo proveniente de planta de tratamiento de aguas residuales adicionando como medio de soporte cubos de PUF-AD.

4.4.1 Tratamientos con MGVC

4.4.1.1 Tratamiento A: Pellets de los MGVC y adicionando como medio de soporte GVC

El inóculo de pellets se preparó a partir de 1 g de GVC molido a un tamaño de partícula de 0.86-2.00 mm el cual se humedeció al 20% de su capacidad de retención de agua (0.8 mL de agua destilada estéril) y se incubó a 28°C durante 1 semana. Posteriormente el GVC ya colonizado se vertió en un tubo de ensaye con 8 mL de solución Tween 80 al 0.1% v/v estéril, el tubo se agitó con un vortex a una velocidad de 2200 rpm durante un minuto. El sobrenadante se vertió en un matraz Erlenmeyer de 1 L con 800 mL de medio de crecimiento estéril (3.8 g C₆H₁₂O₆, 0.3584 g (NH₄)₂SO₄, 0.0668 g KH₂PO₄, 0.3850 g MgSO₄ 7H₂O y 0.38 g de extracto de levadura) y se incubó a 28°C y 125 rpm durante 5 días (Sarabia-Rodríguez, 2013; Díaz-Sánchez, 2011). Al quinto día de incubación ya se presentaba la formación de pellets en el matraz y por tanto se procedió a inocular el reactor airlift a un 20% v/v del cultivo de pellets y se adicionó 1% v/v (22 g) de GVC la mitad partida en cuatro, el cual se había remojado previamente con 2 litros de agua potable durante una 1 h y con agitación. Una vez inoculado el reactor se inició la operación en continuo bajo las condiciones que se presentan en la tabla 4.4. En este tratamiento se realizó el seguimiento del porcentaje de remoción de DQO en el agua residual.

Tabla 4.4 Condiciones de operación del reactor en continuo inoculado con pellets de los MGVC más 1 % v/v de GVC la mitad partida en cuatro

Variable	Condición
Inóculo y soporte	20% v/v de cultivo de pellets (400 mL) y 22 g GVC la mitad partida en cuatro
Control de pH	5.5 (HCl 0.1 N)
Alimentación	Día 0 a 4: agua residual esterilizada Día 4 a 13: agua residual
TRH	6.7 h
Flujo de aire	1 vvm

4.4.1.2 Tratamiento B: GVC colonizado

En este tratamiento se llevó a cabo la colonización del GVC la mitad partida en cuatro, para lo cual 11 gramos de GVC se humedecieron con 15 mL de agua destilada estéril en una caja Petri, las cajas Petri se colocaron en bolsas ziploc semiabiertas y se dejaron a la intemperie durante 7 días (Figura 4.1). Después de 7 días el GVC ya se encontraba colonizado y 1 % v/v de GVC (22 g) colonizado se inocularon al reactor airlift para llevar a cabo el tratamiento (Figura 4.2). Una vez adicionado el GVC colonizado en el reactor se inició la operación en continuo y bajo las condiciones que se presentan en la tabla 4.5. Se realizó la recirculación de 200 mL efluente con esporas los 2 primeros días del tratamiento. En este tratamiento se realizó el seguimiento del porcentaje de remoción de DQO₅ en el agua residual, para esto la muestra fue filtrada a través de un filtro de fibra de vidrio de 0.7 µm con el fin de separar las esporas del líquido.



Figura 4.1. GVC húmedo, día 0.



Figura 4.2 GVC colonizado, día 7.

Tabla 4.5 Condiciones de operación del reactor en modo continuo inoculado con GVC colonizado

Variable	Condición
Inóculo	22 g GVC colonizado durante 7 días
Control de pH	5.5 (HCl 0.1 N)
Alimentación	Agua residual
TRH	6.7 h
Flujo de aire	1 vvm

4.4.1.3 Tratamiento C: Pellets de los MGVC adicionando como medio de soporte PUF de alta densidad

Se realizó nuevamente la producción de pellets a partir de los MGVC descrita anteriormente. El cultivo de pellets se adicionó en el reactor airlift a un 50% v/v y como medio de soporte 15% v/v de PUF-AD. Las condiciones de operación se presentan en la tabla 4.6. En este tratamiento se realizó el seguimiento del porcentaje de remoción de DQO en el agua residual.

Tabla 4.6 Condiciones de operación del reactor en modo continuo inoculado con pellets de los MGVC y PUF-AD como medio de soporte

Variable	Condición
Inóculo y soporte	50% v/v Pellets MGVC y 15% v/v de PUF-AD
Control de pH	5.5 (HCl 0.1 N)
Alimentación	Fase de adaptación:
	Día 0: 100% ARE
	Día 1: 75% ARE 25%AR
	Día 2: 50% ARE 50% AR
	Día 3: 25% ARE 75% AR
	Fase de operación: Día 1 a 7: 100%AR
TRH	6.7 h
Flujo de aire	0.65 vvm

4.4.2 Tratamientos con inóculos provenientes de PTAR

4.2.1 Tratamiento D: Inóculo proveniente de PTAR adicionando GVC como medio de soporte

Se empleó GVC la mitad partida en cuatro como medio de soporte a un porcentaje de 2.5% v/v y se adicionó al reactor airlift 40% v/v de un inóculo de lodos de retorno proveniente de la PTAR Aguas de

Vallejo. Las condiciones de operación del reactor en este tratamiento se presentan en la tabla 4.7. En este tratamiento se realizó el seguimiento del porcentaje de remoción de DQO en el agua residual.

Tabla 4.7 Condiciones de operación del reactor con inóculo de PTAR y GVC como medio de soporte

Variable	Condición
Inóculo y soporte	40% v/v de lodos de retorno y 2.5% v/v de GVC la mitad partida en cuatro
pH	Sin control
Alimentación	Agua residual
TRH	6.7 h
Flujo de aire	1 vvm

4.4.2.2 Tratamiento E1y E2: Inóculo proveniente de PTAR adicionando PUF de alta densidad como medio de soporte

Se utilizó un inóculo de lodos de la Planta de tratamiento de aguas residuales Tlalnepantla Numero 1. El PUF-AD se colonizó inicialmente en el reactor airlift, para esto se adiciono 15% v/v (24 g) de PUF y dos litros del inóculo de lodos en el reactor y se dejó en aireación durante 48 h. Después de este tiempo se inició la operación en continuo con la espuma ya colonizada y adicionando 50% v/v del inóculo de lodos. Este montaje se realizó por duplicado (tratamientos E1 y E2) y se realizó el seguimiento del porcentaje de remoción de DQO, N_T y PO_4^{3-} en el agua residual. Las condiciones de operación en estos tratamientos se presentan en la tabla 4.8 y el montaje del reactor para el tratamiento E1 se presenta en la figura 4.3.

Tabla 4.8 Condiciones de operación del reactor en modo continuo con inóculo de PTAR y PUF-AD como medio de soporte

Variable	Condición
Inóculo y soporte	50% v/v de lodos y 15% v/v de PUF-AD
pH	Sin control de pH
Alimentación	Agua residual
Tiempo de residencia hidráulico	6.7 h
Flujo de aire	0.65 vvm



Figura 4.3 Reactor airlift, tratamiento E1 con inóculo de PTAR y PUF-AD como medio de soporte.

4.5 Tratamiento del efluente resultante del tratamiento biológico para la remoción de N_T y PO_4^{3-} .

4.5.1 Cultivo de microalgas

El inóculo utilizado para los tratamientos en el fotobiorreactor airlift fue el cosechado de un cultivo de microalgas presente en un FBR plano tipo airlift de 6 L (Acosta-Ramírez *et al.*, 2013), en medio BG-11, 1 vvm de aireación, ciclos de luz/oscuridad de 12 h y ciclos de cosecha de 7 días, figura 4.4. La cepa original fue proporcionada por el Dr. Rodolfo Reyna Velarde (Universidad Mexiquense del Bicentenario) y se conformaba principalmente de las especies *Chlorella spp.*, *Scenedesmus spp.* y *Diatomeas*. Después de 6 meses de mantenimiento en el FBR plano tipo airlift por observación microscópica se identificó que la especie *Chlorella spp.* era la que predominaba en el cultivo.



Figura 4.4 Fotobiorreactor plano tipo airlift con doble zona ascendente

4.5.2 Diseño experimental 2² para la remoción de N_T y PO₄³⁻

Con el fin de evaluar el efecto del flujo del aire y la concentración del inóculo en el proceso de remoción de nitrógeno y ortofosfato de aguas residuales se realizó un diseño factorial 2² cuyas variables se presentan en la tabla 4.9. El diseño consta de 4 tratamientos los cuales se llevaron a cabo en el reactor airlift, cada tratamiento tuvo una duración de 7 días, el reactor fue iluminado con luz artificial por medio de dos lámparas fluorescentes colocadas a los costados del reactor cuya intensidad de luz incidente promedio en el fotobiorreactor equivalía a 60 $\mu\text{mol m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$, la cual fue medida con el equipo PAR Quantum sensor Skye y los ciclos de luz/oscuridad correspondieron a 12 h. Las variables de respuesta monitoreadas fueron la producción de clorofila *a* y lípidos, la concentración de N_T y PO₄³⁻, estos últimos parámetros se determinaron en el filtrado obtenido al hacer pasar un volumen del cultivo a través de un filtro de jeringa de un diámetro de poro de 0.45 μm marca Thermo Scientific. Las determinaciones de N_T y PO₄³⁻ se realizaron los días 0, 2, 4 y 7 del tratamiento. Diariamente se midió la densidad óptica del cultivo y se monitoreo con el medidor multiparamétrico HANNA HI 9828.

Tabla 4.9 Variables del diseño factorial 2²

Variable	Niveles	
	-1	1
Flujo de aire	1.5 L/min	2.5 L/min
Concentración del inóculo	D.O. 0.315	D.O. 0.735

El diseño experimental consta de cuatro tratamientos que se litan en la tabla 4.10.

Tabla 4.10 Tratamientos del diseño factorial 2²

Tratamiento	Flujo de aire	D.O del inóculo
1	1	1
2	-1	-1
3	1	-1
4	-1	1

4.6.2.1 Determinación de la biomasa microalgal

La biomasa microalgal se determinó por peso seco, se filtró un volumen del cultivo a través de un filtro de membrana de 0.45 μm previamente pesado. Este filtro se llevó a sequedad en la estufa durante 24 horas a 60°C. Se relacionó la biomasa obtenida con la densidad óptica del cultivo a 680 nm con el fin

de realizar una curva tipo que permitiera estimar la biomasa del cultivo con respecto a la densidad óptica.

4.6.2.2 Determinación de Nitrógeno Total (Método HACH 10072)

La determinación de nitrógeno total se realizó por el método HACH 10072. Antes de procesar las muestras se encendió el reactor digital HACH DRB 200 y se ajustó la temperatura a 105°C. Al tubo de ensaye que contiene hidróxido se le agrego el reactivo de persulfato y 0.5 mL de la muestra previamente filtrada, en el caso del blanco se utilizó 0.5 mL de agua desionizada (incluida en el kit), los tubos se taparon y agitaron vigorosamente por 30 segundos, posteriormente se colocaron en el reactor a 105°C por 30 minutos. Pasado este tiempo los tubos se sacaron y enfriaron a temperatura ambiente, a cada tubo se le adiciono el reactivo A, se agito por 30 segundos y se dejó reaccionar por 3 minutos, después se adicionó el reactivo B se agito por 15 segundos y se dejó reaccionar por 2 minutos. De los tubos tratados anteriormente 2 mL se depositaron en los tubos que contenían la solución acida, se invirtieron 10 veces, se dejaron reposar por 5 minutos y se midió la absorbancia en el espectrofotómetro DR 2800 utilizando el programa 394 N.

4.4.6.3 Determinación de Ortofosfato (Método HACH 8114)

La determinación de ortofosfato se realizó por el método HACH 8114, para lo cual se empleó tubos de ensayo de 13 mL a los que se les adiciono 10 mL de muestra previamente filtrada y para el blanco 10 mL de agua destilada. Posteriormente se adiciono 0.5 mL de reactivo vanadomolibdico, se homogenizo y se dejó reaccionar por 7 minutos, pasado este tiempo se midió la absorbancia en el espectrofotómetro DR 2800 utilizando el programa 480 P React. Mo.

4.4.6.4 Determinación del contenido de clorofila a

Se colecto 10 mL del cultivo de microalgas y se centrifugo a 3600 rpm por 15 minutos, se descartó el sobrenadante y se adiciono 5 mL de metanol al 90%, posteriormente se agitaron los tubos con el vortex a una velocidad de 2200 rpm para resuspender el pellet y se llevaron a baño maría a 70°C por 10 minutos, las muestras se dejaron enfriar a temperatura ambiente y luego se refrigeraron a 4°C por 24 horas. Se realizó la lectura de cada una de las muestras a una densidad óptica de 665 y 750 nm empleando como blanco metanol al 90%. Este análisis se realizó por triplicado para cada muestra. La concentración de clorofila *a* se calculó con la ecuación 8.

$$\text{Clorofila } a \text{ (mg/L)} = 13.9 * (\text{D.O}_{665} - \text{D.O}_{750}) \quad (8)$$

Donde:

D.O₆₆₅: densidad óptica a 665 nm

D.O₇₅₀: densidad óptica a 750 nm

4.4.6.5 Determinación del contenido de lípidos

Para la determinación del contenido de lípidos se centrifugo 30 mL de cultivo a 4500 rpm durante 10 minutos, se descartó el sobrenadante, luego se secó el pellet en el horno a 60°C durante 24 h. Al pellet seco se le adicionó 3 mL de una solución de cloroformo: metanol (1:2), se resuspendió la pastilla por medio de un vortex, se sónico durante 30 minutos y posteriormente se refrigeró a 4°C por 24 horas protegidos de la luz. Pasado este tiempo se volvió a sonicar durante 30 minutos y se centrifugo a 4500 rpm durante 15 minutos. Con ayuda de una pipeta Pasteur se colectó sobrenadante y se transfirió a tubos de vidrio previamente pesados. Los tubos se llevaron a la cámara de flujo laminar para su evaporación. La determinación de lípidos se realizó gravimétricamente (Arredondo-Vega & Voltolina, 2007).

4.5.3 Remoción de N_T y PO_4^{3-} del efluente resultante del tratamiento biológico

De acuerdo con el diseño experimental 2² se seleccionaron las condiciones óptimas para llevar a cabo la remoción de N_T y PO_4^{3-} del efluente proveniente del tratamiento biológico. En el montaje se seleccionó un nivel bajo de aireación y un nivel bajo de inóculo, para lo cual se adicionaron en el reactor airlift 400 ml del cultivo de microalgas con una D.O. de 0.720 las cuales fueron cosechados del FBR plano tipo airlift y se adicionó 2.1 L del efluente, con lo cual se obtuvo una D.O. en el fotobiorreactor de 0.350, en la figura 4.5 se presenta el FBR airlift.

El tratamiento se realizó por triplicado, realizando el seguimiento de la biomasa, la remoción de N_T , PO_4^{3-} y DQO diariamente. Se determinó la producción de clorofila total y lípidos al final del tratamiento. También se monitoreo diariamente el cultivo con el medidor multiparamétrico.



Figura 4.5 Tratamiento del efluente proveniente del tratamiento E1 en FBR airlift.

4.5.3.1 Determinación de clorofila total

Se colectó 15 mL del cultivo de microalgas y se centrifugó a 3600 rpm por 15 minutos, se descartó el sobrenadante y se adicionó 5 mL de metanol al 90%, posteriormente se agitaron los tubos con el vortex a una velocidad de 2200 rpm para resuspender el pellet y se llevaron a baño maría a 70°C por 10 minutos, las muestras se dejaron enfriar a temperatura ambiente y luego se realizó la lectura de cada una de las muestras a una densidad óptica de 665 y 650 nm empleando como blanco metanol al 90%. Este análisis se realizó por triplicado para cada muestra. La concentración de clorofila total se calculó por medio de las siguientes ecuaciones:

$$\text{Clorofila } a \text{ (mg/L)} = (16.5 * D.O_{665}) - (8.3 * D.O_{650}) \quad (9)$$

$$\text{Clorofila } b \text{ (mg/L)} = (33.8 * D.O_{650}) - (12.5 * D.O_{665}) \quad (10)$$

$$\text{Clorofila } a + b \text{ (mg/L)} = (4.0 * D.O_{665}) + (25.5 * D.O_{650}) \quad (11)$$

Donde:

D.O₆₆₅: densidad óptica a 665 nm

D.O₆₅₀: densidad óptica a 650 nm

CAPÍTULO V RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1 Caracterización hidrodinámica y de transferencia de masa del reactor airlift

5.1.1 Tiempo de mezclado (t_m) y Tiempo de circulación (t_c)

El tiempo de mezclado mostró tener una dependencia a la variación del flujo de aire, no obstante, a las velocidades superficiales del gas más altas la diferencia entre los tiempos de mezclado resultó no ser significativa, alcanzando un porcentaje de homogeneización del 99.8%, como se muestra en la figura 5.1. Al realizar una comparación de las figuras 5.1 y 5.2 se observa que el mezclado en el reactor mejora si la circulación del fluido en el reactor incrementa, es decir t_c disminuye, esto es debido a que un tiempo circulación menor indica rápidos ciclos de circulación del líquido en el reactor lo cual favorece un buen mezclado. Dado que el tiempo de circulación del líquido en el reactor es un factor altamente sensible a las variables geométricas de los reactores airlift, se puede decir que el tiempo de mezclado es un factor que depende directamente de la geometría del reactor (Sánchez-Mirón *et al.*, 2004).

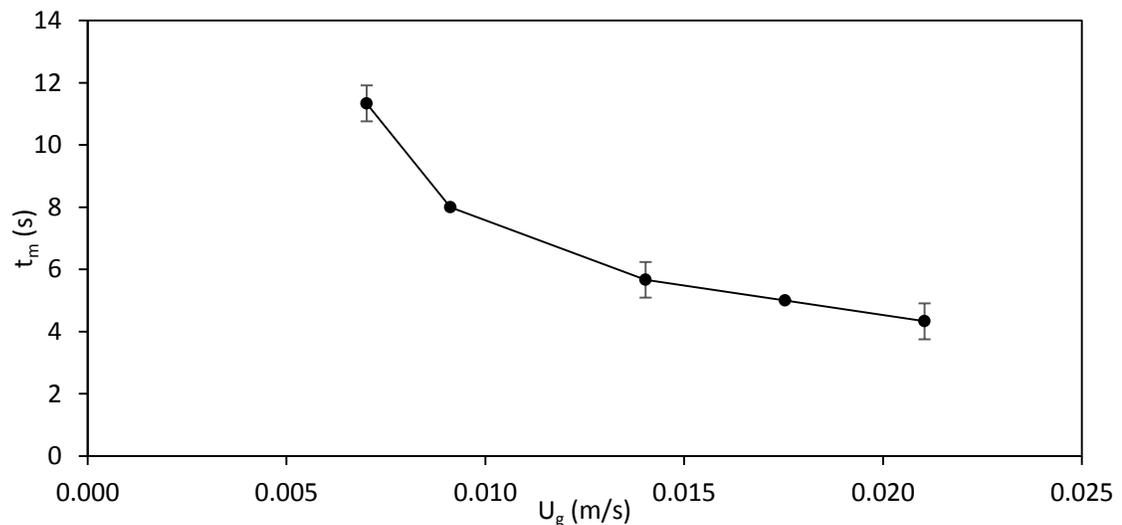


Figura 5.1. Valores de t_m (s) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) utilizando como medio agua potable

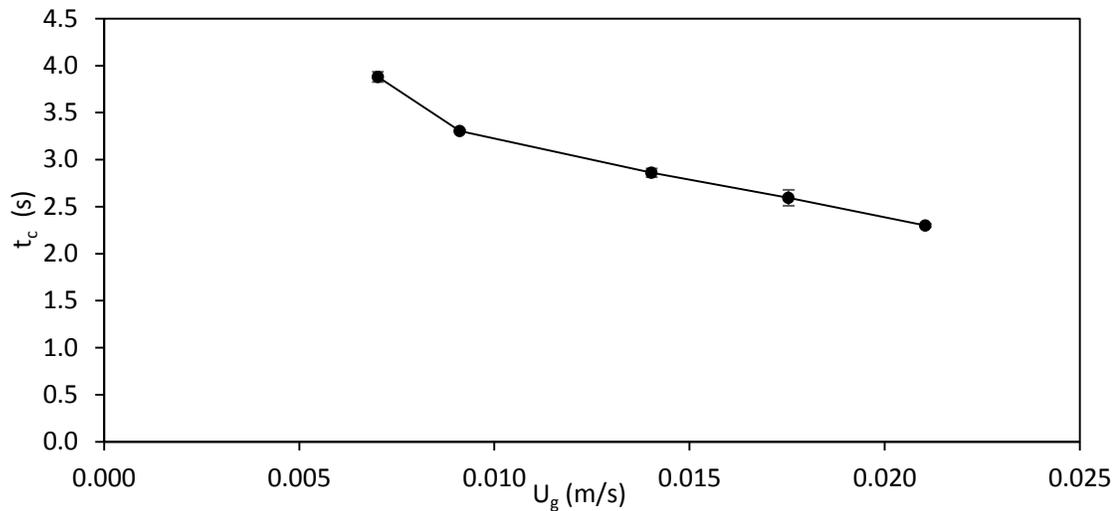


Figura 5.2. Valores de t_c (s) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) utilizando como medio agua potable

En la tabla 5.1 se presentan los valores de t_m y t_c para otros reactores airlift de circulación interna, donde efectivamente se identifica que entre mayor sea el tiempo de circulación del líquido mayor será el tiempo de mezclado. Por otra parte, se observa que el t_m obtenido en este trabajo a una U_g de 0.02 m/s corresponde a 4.3 s, el cual es menor comparado con el t_m de 100, 12, 20 y 32 s obtenido por Sánchez-Mirón *et al.* (2004), Lu *et al.* (2000), Merchuck *et al.* (1996) y Chisti & Haza (2002) respectivamente, a velocidades superficiales de gas que van de los 0.09 a 0.25 m/s.

Tabla 5.1 Comparación de los resultados obtenidos de t_m , t_c y v_L con otros reactores airlift de circulación interna

V (L)	A_r/A_d	U_g (m/s)	vvm	t_m (s)	t_c (s)	v_L (m/s)	Referencia
60	1.26	0.002-0.09	0.03-1.46	235-100	45-28	0.078-0.13	Sánchez-Mirón <i>et al.</i> (2004)
55.5	1.38	0.031-0.16	0.60-3.00	35-12	7-2.2	0.16-0.49	Lu <i>et al.</i> (2000)
30	0.39	0.004-0.16	0.04-1.77	75-20	22-10	0.28-0.95	Merchuck <i>et al.</i> (1996)
1100	1.27	0.036-0.25	0.38-2.69	48-32	11-7.9	0.18-0.26	Chisti & Haza (2002)
2	0.9	0.007-0.02	0.50-1.50	11-4.3	4-2.3	0.161-0.27	Este trabajo

5.1.2 Velocidad de circulación del líquido (v_L)

La velocidad de circulación del líquido es una variable hidrodinámica obtenida a partir de los tiempos de circulación en la zona riser y downcomer. Por lo tanto, esta variable está directamente relacionada con el tiempo de circulación, por lo que se verá igualmente afectada por la configuración del reactor,

las propiedades del líquido y la velocidad superficial del gas. Como se observa en la figura 5.3, al incrementar la velocidad superficial del gas, la velocidad de circulación del líquido incrementa de igual forma. Es un parámetro importante en el diseño de reactores airlift, ya que afecta la retención de gas en el riser, y downcomer, el tiempo de mezclado, el tiempo de residencia media de la fase gaseosa, y el coeficiente de transferencia de masa (Merchuck & Gluz, 1999).

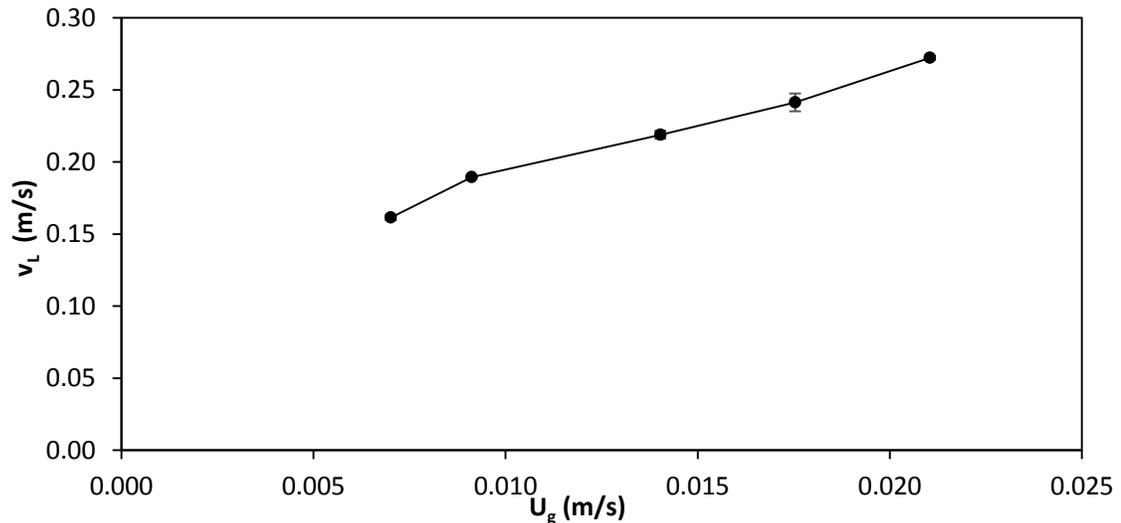


Figura 5.3 Valores de v_L (m/s) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) utilizando como medio agua potable

5.1.3 Número de Reynolds (N_{Re})

Se determinó el régimen de flujo del líquido en la zona riser del reactor airlift, encontrado valores de N_{Re} de los 5200 a los 12800 como se muestra en la figura 5.4, los cuales pertenecen al régimen de flujo turbulento. Sin embargo, de manera visual al menor flujo de aire se observaba poca presencia de burbujas en la zona riser, por el contrario, a la velocidad superficial más alta probada, la presencia de burbujas en la zona del riser era considerablemente abundante. De acuerdo con Espinoza-Ortiz *et al.*, (2016), los regímenes laminar y transición son los preferidos en su aplicación para sistemas de pellets, pero, es importante tomar en cuenta que la velocidad de circulación del líquido, de la cual depende el régimen del flujo, debe de ser a un nivel al cual se asegure la suspensión del medio de soporte en el reactor.

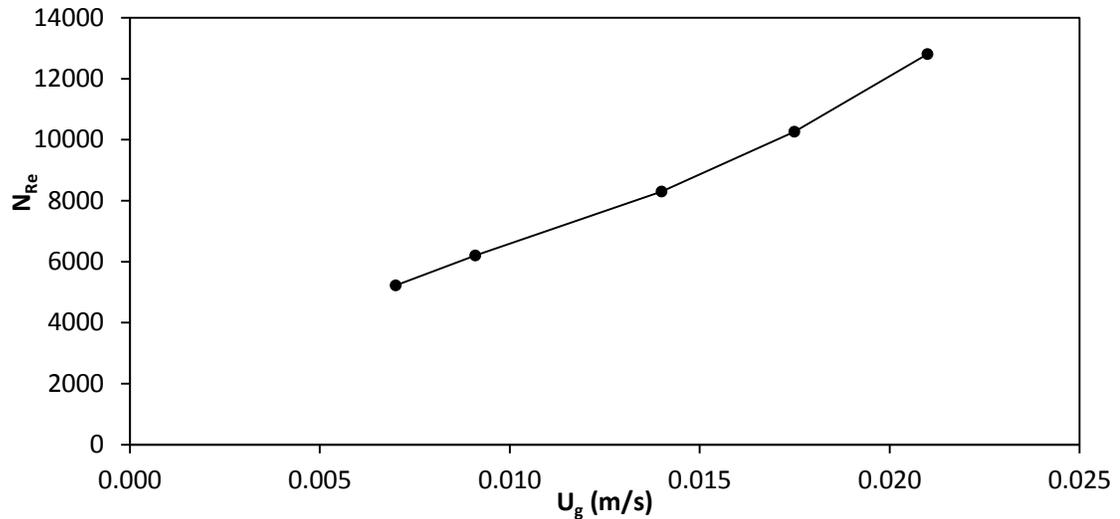


Figura 5.4 Valores de N_{Re} en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) utilizando como medio agua potable

5.1.4 Retención de gas (ϵ_g)

El porcentaje de retención de gas en el reactor permite estimar el tiempo de residencia media de este en el líquido. Dado que la presencia de la fase gaseosa es esencial para el suministro de oxígeno a los microorganismos y de CO_2 en el caso de las microalgas, se determinó ϵ_g en un medio coalescente a diferentes velocidades superficiales de gas y adicionando dos porcentajes diferentes del medio de soporte. En la figura 5.5 se observa que al flujo de aire más alto se identifica un notable incremento de ϵ_g al adicionar 2.5% del medio de soporte. Para los demás flujos de aire la diferencia en ϵ_g al adicionar el soporte también es significativa, lo cual nos indica que la presencia del medio de soporte favorece la retención del gas en el líquido. De igual manera la dependencia de ϵ_g con respecto al incremento de la velocidad superficial del gas es evidente en la figura 5.5.

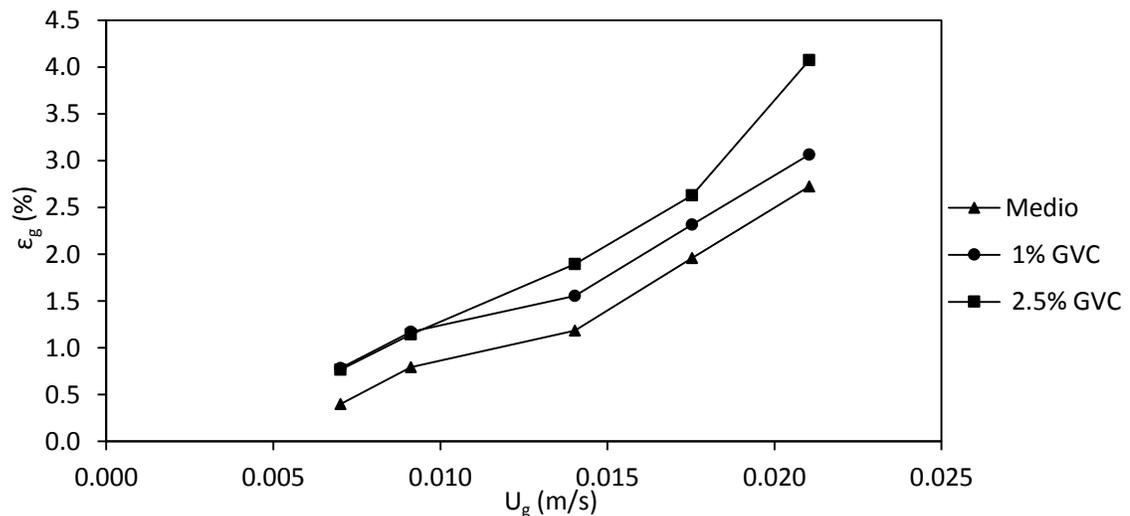


Figura 5.5 Valores de ϵ_g (%) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) y con medio, 1% GVC y 2.5% de GVC

5.1.5 Coeficiente de transferencia de oxígeno (k_{La}) y Tasa de transferencia de oxígeno (OTR)

El k_{La} , al igual que la retención de gas, fue estimado a dos porcentajes del medio de soporte. En la figura 5.6 se presentan los valores de k_{La} , identificando para todos los flujos de aire que la presencia o ausencia del medio de soporte no influye significativamente en el valor de k_{La} .

Ha sido reportado que la transferencia de masa está determinada principalmente por el diámetro de las burbujas en la columna, este diámetro a su vez depende de diversos factores como las propiedades coalescentes de líquido, el tipo de difusor y la altura del reactor. A su vez en la figura 5.6 se observa que para los últimas tres velocidades superficiales de gas la diferencia en el valor de k_{La} tiende a no ser significativa (Nicolella *et al.*, 1998)

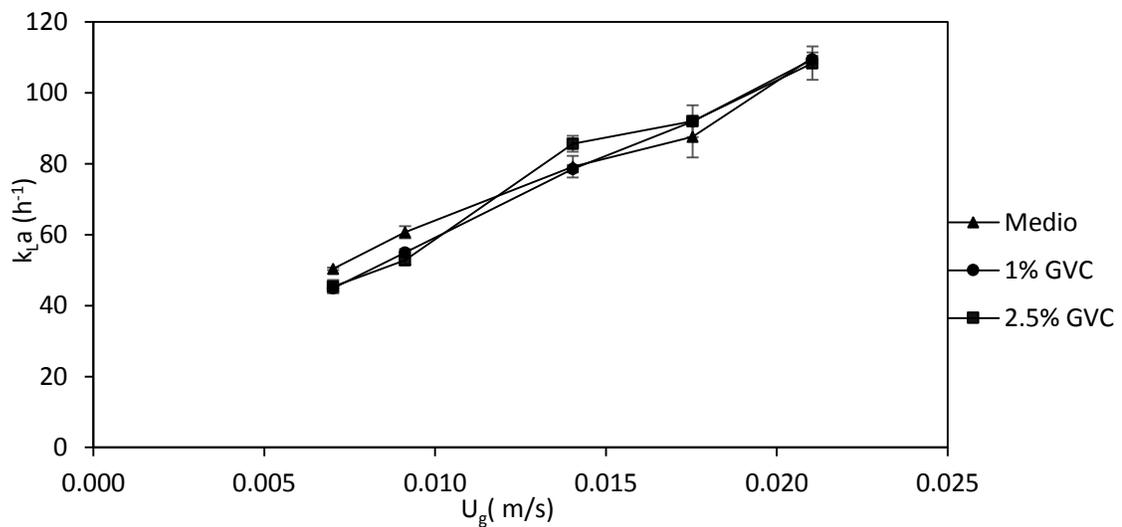


Figura 5.6 Valores del k_{La} (h^{-1}) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) y con medio, 1% GVC y 2.5% de GVC.

En la tabla 5.2 se presenta la comparación de los valores de k_{La} y ϵ_g en otros reactores airlift de circulación interna, donde se observa que, en este trabajo a una U_g de 0.021 m/s se alcanzó un valor de k_{La} de 110 h^{-1} el cual es similar al reportado Lu *et al.* (2000) de 100.8 h^{-1} a una velocidad superficial del gas de 0.157 m/s la cual es considerablemente mayor. De igual manera el valor de k_{La} obtenido en este trabajo es significativamente mayor al reportado por Chisti & Haza (2002) de 30.6 h^{-1} a una U_g de 0.251 m/s la cual es mucho mayor a la utilizada en este trabajo.

Tabla 5.2 Comparación de los resultados obtenidos de ϵ_g y K_{La} con otros reactores airlift de circulación interna

V (L)	A_r/A_d	U_g (m/s)	vvm	ϵ_g (%)	k_{La} (h^{-1})	Referencia
65.37	0.06	0.012-0.046	0.04-0.16	0.35-1.05	2.88 - 8.28	Luo <i>et al.</i> (2011)
55.52	1.38	0.031-0.157	0.6- 1.5	2.5-10.5	18 – 100.8	Lu <i>et al.</i> (2000)
1100	1.27	0.036-0.251	0.381-2.7	0.013- 0.058	5.4 - 30.6	Chisti & Haza (2002)
2	0.90	0.007-0.021	0.5- 1.5	0.398-2.724	50.4 - 110	Este trabajo

El OTR es un parámetro que nos indica los miligramos de oxígeno por litro que estarán disponibles en el medio para el consumo de los microorganismos en un lapso de una hora. Dado que el tratamiento biológico que se propuso en este trabajo consistía de microorganismos aerobios, fue importante la determinación de este factor, obteniendo que para un flujo de aire equivalente a 1.5 vvm el OTR alcanzado correspondía a 702.41 mg O_2 / L h. Los valores de OTR para los diferentes flujos de aire se presentan en la figura 5.7.

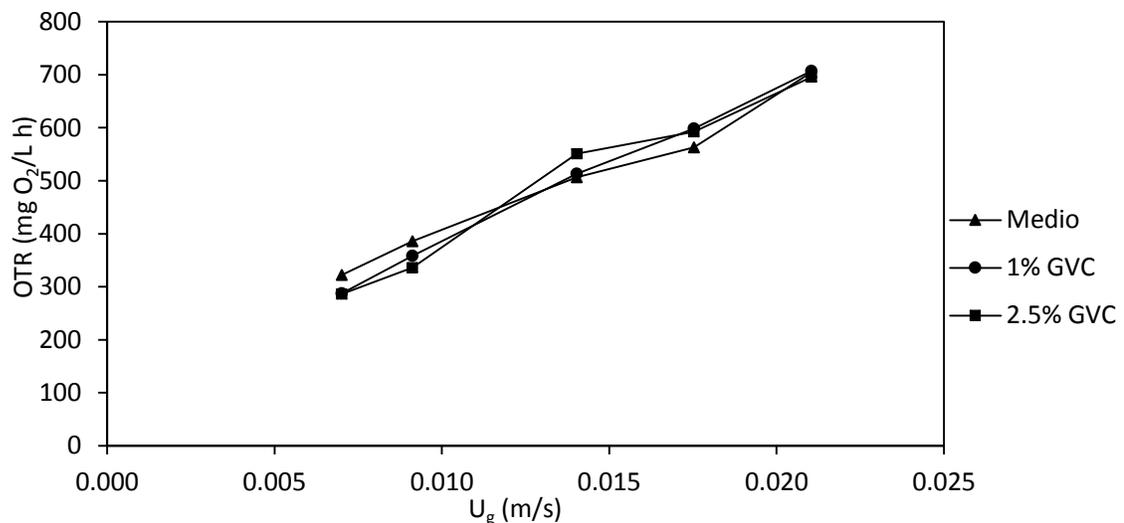


Figura 5.7 Valores de OTR (mg O_2 /L h) en el reactor airlift a diferentes velocidades superficiales de gas (U_g) y con medio, 1% GVC y 2.5% de GVC.

En la tabla 5.3 se presentan los valores de k_{La} para otros tipos de reactores, se observa que el valor de k_{La} obtenido en este trabajo correspondiente a $79.2 h^{-1}$ a 1 vvm de aireación es considerablemente mayor a los valores de k_{La} de 20.34 y $57.6 h^{-1}$ obtenidos por Reyna-Velarde *et al.* (2010) y Nayak & Das (2013) a un flujo de aire en vvm similar al utilizado en este trabajo, en un reactor airlift de cara plana y una columna de burbujeo respectivamente. Esto resulta ser un indicador de la factibilidad de utilizar un reactor airlift para llevar a cabo el tratamiento de un agua residual municipal en un sistema biológico aerobio ya que nos permite asegurar un mayor suministro de oxígeno para los microorganismos a un flujo de aire igual o menor al empleado en otros tipos de reactores.

Tabla 5.3 Comparación de los resultados obtenidos de k_{La} con otro tipo de reactores

Tipo reactor	V (L)	U_g (m/s)	Q_g (L/min)	vvm	k_{La} (h^{-1})	Referencia
Airlift de cara plana	50	0.0084	50.652	1.013	20.34	Reyna-Velarde <i>et al.</i> (2010)
Columna de burbujeo	3.54	0.013	4	1.130	57.6	Nayak & Das (2013)
Reactor airlift cuadrado	60	0.03	49.97	0.9	90	Lu <i>et al.</i> (2000)
Reactor Airlift	2	0.014	2	1	79.2	Este trabajo

Como resultado de la caracterización hidrodinámica y de transferencia de masa se seleccionó el flujo de aire con el cual se llevaron a cabo los tratamientos de remoción de carga orgánica en el reactor airlift. Dado que la diferencia en los valores de t_m y k_{La} a los tres flujos de aire más altos resultó ser no significativa, se seleccionó el menor de estos tres flujos de aire correspondiente a 1 vvm (2 L/min) para llevar a cabo la operación del reactor airlift en los tratamientos biológicos. Sin embargo, dado que para los pellets las condiciones turbulentas afectan su desarrollo y estructura morfológica y a un flujo de aire de 1 vvm se presentan todavía condiciones significativamente turbulentas se optó por utilizar un flujo de aire equivalente a 0.65 vvm para estos tratamientos. El utilizar este flujo de aire no tendría un efecto significativo en la disponibilidad de oxígeno para los microorganismos ya que los hongos presentan un menor consumo de oxígeno para su desarrollo en comparación con las bacterias.

5.2 Muestreo y caracterización del agua residual

5.2.1 Muestreo

Se realizó un muestreo de agua residual en el ramal 1 del CINVESTAV colectando 4 muestras a diferentes horas del día con el objetivo de identificar el horario al cual se presentaba el pico de carga orgánica en el ramal. Como se observa en la figura 5.8 a las 8:00 horas se tiene la menor carga de DQO en el ramal, por el contrario, a las 17:00 horas se presenta la mayor concentración de DQO en el sitio, por lo cual esta hora se seleccionó para coleccionar las muestras de agua residual.

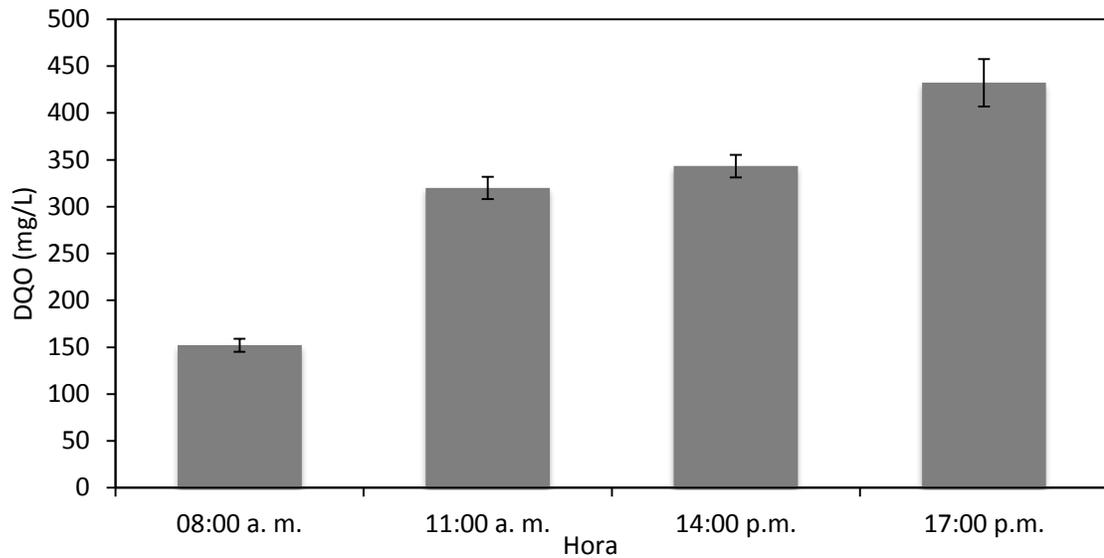


Figura 5.8 DQO de las muestras colectadas a cuatro horas diferentes del día.

Posteriormente se colectaron cinco muestras simples a las 17:00 horas durante 5 días como se presenta en la figura 5.9, verificando que la carga orgánica se encontraba entre los 350 a los 490 mg de DQO/L, con excepción del día viernes.

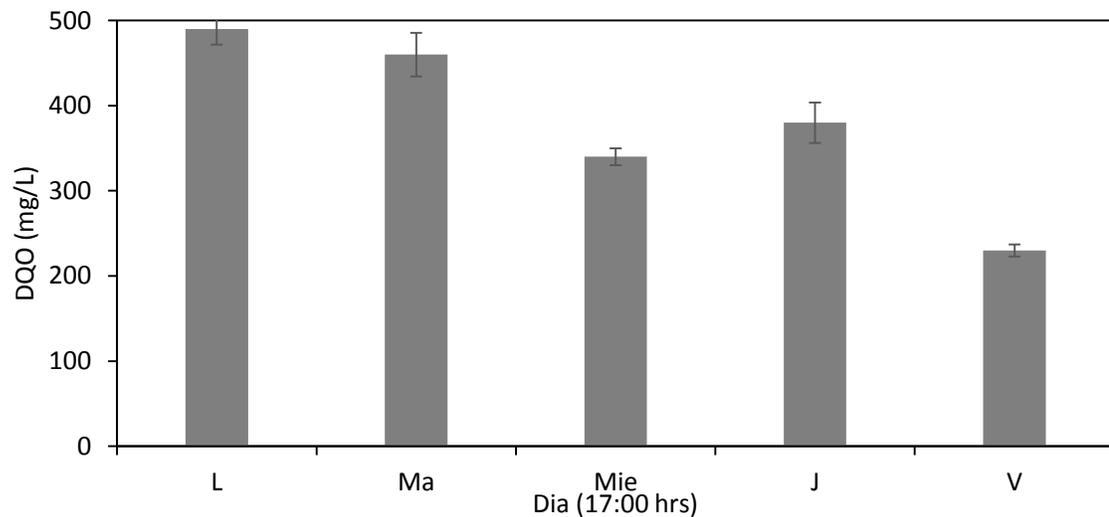


Figura 5.9 DQO de las muestras colectadas durante una semana a las 17:00 hrs.

5.2.2 Caracterización fisicoquímica y biológica

Las 5 muestras simples se mezclaron para formar una muestra compuesta cuya caracterización se presenta en la tabla 5.4

Tabla 5.4 Resultados de la caracterización de la muestra compuesta de agua residual

Parámetro	Valor
DQO _{Total}	343.33 ± 8.82 mg/L
DQO _{Soluble}	280 ± 17.64 mg/L
Fósforo Total	9.60 ± 0.83 mg/L
Nitrógeno Total	95.33 ± 4.04 mg/L
Sólidos Sedimentables	0.2 mL/L
Sólidos Totales	1146.67 ± 38.97 mg/L
Sólidos Totales Volátiles	264.17 ± 22.17 mg/L
Sólidos Suspendidos Totales	70.92 ± 3.44 mg/L
Sólidos Suspendidos Volátiles	56.00 ± 5.42 mg/L
pH	7.5
Conductividad eléctrica	1.658 ± 0.206 mS/cm
Cuenta Bacteriana (24 h)	6.3 x10 ⁵ UFC/mL
Cuenta Fúngica (24 h)	1.5 x10 ⁵ UFC/mL

Como se observa, los valores para DQO, nitrógeno y fósforo se encuentran en el rango de los característicos para un agua residual municipal (Metcalf & Eddy, 1991).

5.3 Caracterización de los medios de soporte: GVC y PUF

Dado que en el trabajo se planteó llevar a cabo el tratamiento biológico de remoción de carga orgánica en un reactor airlift de biopelícula, se contempló utilizar el GVC como medio de soporte, ya que, al ser un sustrato orgánico, podía funcionar como soporte y como fuente alternativa de carbono para los microorganismos. Además, era económicamente viable al ser un residuo agroindustrial. El PUF de alta densidad (PUF-AD) se seleccionó como un medio de soporte alternativo ya que ha sido utilizado en otros trabajos para el tratamiento de aguas residuales, el PUF-AD se caracteriza por tener un área superficial mayor comparado con el PUF normal, además al ser colonizado fluidiza adecuadamente en el reactor airlift sin requerir un alto suministro de aireación.

5.3.1 Densidad y velocidad de sedimentación

En la tabla 5.5 se presenta la densidad de los dos medios de soportes y la v_s del GVC. El GVC resulto tener una densidad de 1.056 g/cm³ cercana a la del agua y una velocidad de sedimentación de 7.59 cm/s, factores importantes ya que nos indican que tan fácilmente se mantendrá en suspensión el medio

de soporte. El PUF-AD es mucho menos denso que el agua por lo que al introducirse en el líquido se mantendrá en la parte superior de la columna de agua, sin embargo, una vez colonizado por los microorganismos, fluidiza en el reactor siguiendo la circulación del líquido.

Tabla 5.5 Densidad y v_s del GVC y PUF-AD

Soporte	Densidad (g/cm^3)	$v_s(\text{cm/s})$
GVC	1.0560	7.59
PUF-AD	0.1197	-

5.3.2 Diámetro

Por medio de un vernier digital calibrado se midió el diámetro de 384 granos verdes del café partidos la mitad en cuatro, este número de soportes asegura una $p < 0.95$. En la figura 5.10 se presenta un histograma de la frecuencia de los intervalos de diámetro medidos, donde se observa que alrededor del 75% de la muestra de GVC presenta un diámetro de entre 6 a 8 mm.

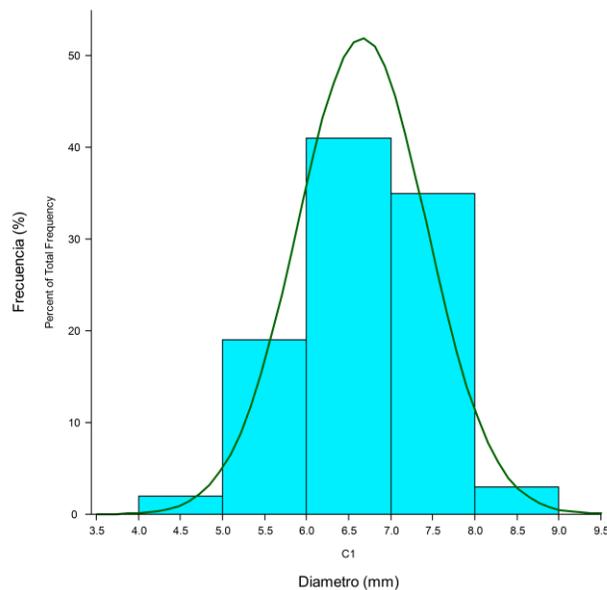


Figura 5.10 Distribución del tamaño del GVC partido la mitad en cuatro.

En el caso del PUF de alta densidad, se recortaron cubos de un tamaño aproximado de 0.5cm x 0.5cm x 0.5cm. En los tratamientos en los que se utilizó este soporte se adicionaron 24 g de cubos de PUF lo cual equivalía a una concentración de 15 %v/v.

5.4 Tratamientos biológicos para la remoción de carga orgánica

5.4.1 Tratamientos con MGVC

Los MGVC han sido estudiados previamente en el grupo de trabajo para el tratamiento de aguas residuales municipales, encontrándose porcentajes de remoción de la carga orgánica que van del 45% al 86% (Sarabia-Rodríguez, 2013; Aguilar-Melo, 2013; Díaz-Sánchez, 2011). A continuación, se presentan los resultados obtenidos de los diferentes tratamientos realizados empleando los MGVC.

5.4.1.1 Tratamiento A: Pellets de los MGVC y adicionando como medio de soporte GVC

En el tratamiento A se formaron pellets de los MGVC y se adicionó GVC la mitad partida en cuatro como medio de soporte previamente enjuagado. Se observó una respuesta positiva por parte de los microorganismos para la remoción de DQO durante los primeros cuatro días de tratamiento, lo cual coincidía con la alimentación de ARE al reactor durante los primeros cuatro días del tratamiento, con el objetivo de permitir la adaptación de los microorganismos al AR. Sin embargo, en el día 4 se inició la alimentación de un afluente de agua residual cruda no esterilizada, lo cual condujo a una caída en el porcentaje de remoción de la carga orgánica los días posteriores hasta el día 13 donde no se observó una mejora en el porcentaje de remoción, como se aprecia en la figura 5.15. A su vez se observó que la morfología de los pellets se veía modificada con el paso de los días, identificado una disminución en su tamaño y abundancia.

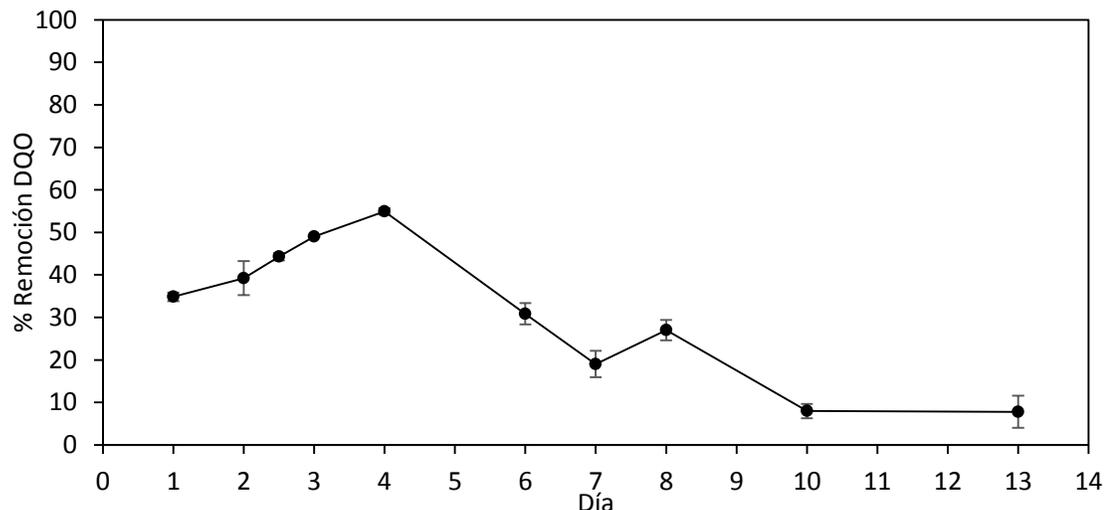


Figura 5.11 Porcentaje de remoción de DQO en el tratamiento A empleando como inóculo pellets de los MGVC y GVC como medio de soporte

En la tabla 5.6 se presentan las cargas orgánicas en el afluente y efluente del reactor y el porcentaje de remoción promedio obtenido en el tratamiento A el cual fue de 31.13%, considerando los días en que la alimentación del reactor consistía en agua residual estéril.

Tabla 5.6 Carga orgánica en el afluente y efluente y remoción promedio para el tratamiento A

Afluente		Efluente		% Remoción
mg DQO /L	kg DQO /m ³ d	mg DQO/L	kg DQO/m ³ d	
247.33±109.30	0.037 ±0.02	155.56 ±50.02	0.023 ±0.01	31.13 ±17.20

5.4.1.2 Tratamiento B: GVC colonizado

Dado que los pellets mostraron verse afectados al estar en presencia de un afluente de agua residual no esterilizada, se optó por investigar la respuesta de los microorganismos al ser incorporados como esporas en el reactor. Para ello se colonizó 22 g de GVC la mitad partida en cuatro, el cual al día 7 se observaba totalmente colonizado, notando una abundancia del hongo *A. niger*, junto con *Penicillium spp.* Este GVC colonizado se adicionó al reactor y se inició la alimentación en continuo de agua residual, sin embargo, no se observó una respuesta favorable en la remoción de carga orgánica. El GVC desprendió una alta cantidad de compuestos que condujeron al incremento de la carga orgánica en el reactor y a porcentajes de remoción negativos. No se observó una recuperación en la remoción del sistema durante los 7 días que se mantuvo el tratamiento, como se observa en la figura 5.12.

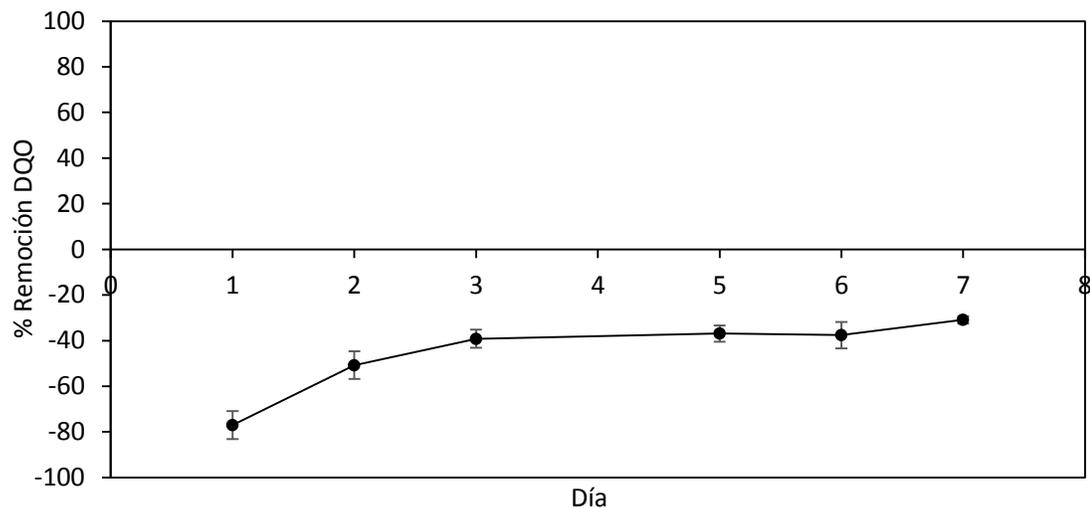


Figura 5.12 Porcentaje de remoción de DQO en el tratamiento B empleando como inóculo GVC colonizado

La composición del GVC consiste de carbohidratos, quinonas, proteínas, ácidos clorogénicos entre otros compuestos (Barragán-Huerta, 2007; Wei & Tanokura, 2015). Estos componentes en primera instancia, se puede suponer su función como una fuente alternativa de carbono para los microorganismos, sin embargo, al estar en un medio líquido ocurre la disolución de estos componentes en el medio lo cual puede provocar un efecto inhibitorio en el desarrollo de los microorganismos. Cabe mencionar que, si bien la mayor parte del medio de soporte se mantenía fluidizado siguiendo el patrón de flujo del líquido

en el reactor, se observó que algunos GVC después de un periodo de tiempo permanecían en el espacio entre el tubo riser y la pared de reactor, y específicamente en estos granos se observó un crecimiento de micelio.

5.4.1.3 Tratamiento C: Pellets de los MGVC adicionando como medio de soporte PUF de alta densidad

Dado que el mejor de los tratamientos con MGVC resultó ser el tratamiento A, se decidió cambiar el medio de soporte, ya que el GVC liberó una alta cantidad de compuestos que podían haber afectado la actividad de los microorganismos. En este tratamiento se optó por disminuir el flujo de aire de 1vvm a 0.65 vvm con el fin de disminuir la turbulencia en el reactor y favorecer el crecimiento del pellet. Se utilizó PUF-AD como medio de soporte y al iniciar se adaptaron los pellets paulatinamente con agua residual esterilizada y no esterilizada. En la figura 5.13 se muestra el porcentaje de remoción de DQO en la etapa donde la totalidad del afluente consistía de agua residual no estéril. Se identificó al igual que en el Tratamiento A, que los pellets al estar presentes en agua residual estéril mostraban una respuesta positiva hacia la remoción de la carga orgánica, pero, en este tratamiento también se observó una caída en la remoción de DQO al encontrarse el sistema con una alimentación de agua residual no estéril. Pese a tener un control de pH ácido para favorecer la actividad de los hongos del GVC, se observa que la carga de bacterias presentes en el agua residual municipal inhibe su actividad, e incluso según lo reportado por Sarabia-Rodríguez (2013) los microorganismos nativos del agua residual pueden llegar a colonizar las hifas de los hongos y lograr desplazarlos después de varios días de operación del reactor.

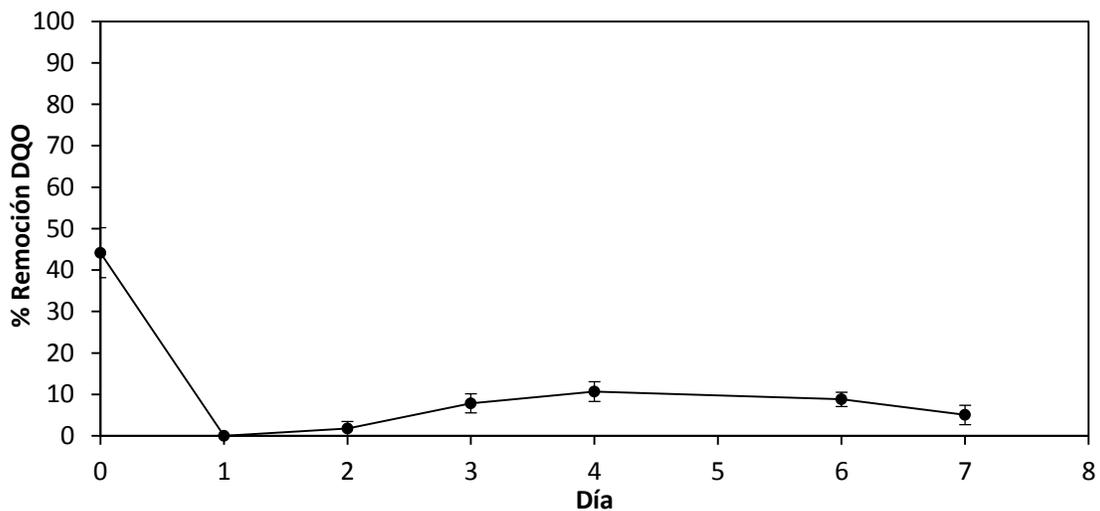


Figura 5.13 Porcentaje de remoción de DQO en el tratamiento C empleando como inóculo pellets de los MGVC y PUF-AD como medio de soporte.

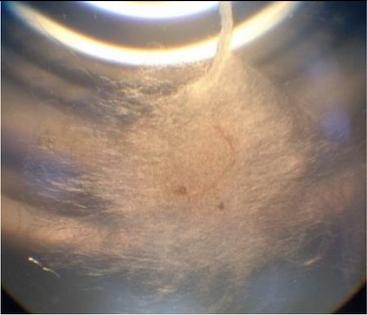
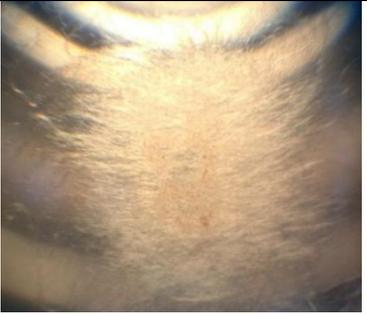
En la tabla 5.7 se presenta la carga orgánica en el afluente y efluente del reactor y el porcentaje de remoción promedio obtenido en el tratamiento C, en la etapa de operación del reactor con un afluente de agua residual sin esterilizar. La remoción de DQO alcanzada equivalente al 13.05% se encuentra muy por debajo de las remociones características de los tratamientos biológicos convencionales de aguas residuales los cuales pueden llegar a alcanzar remociones de la carga orgánica medida como DBO superiores al 80 %.

Tabla 5.7 Carga orgánica en el afluente y efluente y remoción promedio para el tratamiento C

Afluente		Efluente		% Remoción
mg DQO /L	kg DQO /m ³ d	mg DQO/L	kg DQO/m ³ d	
191.30±36.20	0.029±0.01	167.22±47.37	0.025±0.01	13.05±15.57

Los resultados de este tratamiento nos indican la dificultad que enfrentan los MGVC para encontrar una fuente de carbono que les permita crecer y mantenerse en el agua residual. En la tabla 5.8 se observa de la morfología de los pellets durante el tratamiento. En la etapa de adaptación se muestra que la morfología no sufrió modificaciones importantes con respecto al inóculo inicial, por el contrario, en el día 2 después de 48 h de que el reactor se encontraba con la alimentación de agua residual totalmente no estéril se observa una disminución importante en la densidad de las hifas que conforman el pellet. En el día 3 ya no se encontró ningún pellet, pero se alcanzó a observar todavía la presencia de algunas hifas al objetivo 40x. Al día 6 ya no se logró identificar la presencia de hifas y se observó la presencia de otros microorganismos.

Tabla 5.8 Observación microscópica de los pellets de MGVC utilizados como inóculo en el tratamiento C

Observación microscópica		
Inóculo	Adaptación	Día 0
		
Lupa	Lupa	Lupa
Día 2	Día 3	Día 6
		
Lupa	40x	40x

Los resultados de los tratamientos A, B y C se observa que los MGVC presentan complicaciones para desarrollarse en un medio como el agua residual municipal. Sus principales limitaciones parecen ser la dificultad para encontrar una fuente de carbono con la cual desarrollarse y mantenerse en el agua residual y la presencia de una alta concentración de bacterias y otros microorganismos nativos del agua residual. Además, al trabajar en un sistema en continuo a su vez parece limitar el desarrollo de los MGVC; el TRH utilizado fue de 6 h que corresponde a una tasa de dilución de 0.166 h^{-1} ; de acuerdo a Sarabia-Rodríguez (2013) la $\mu_{\text{máx}}$ para los MGVC corresponde a 0.099 h^{-1} . Si bien diversos autores indican que en sistemas en continuo de tratamiento de aguas residuales se recomienda operar bajo una tasa de dilución mayor a $\mu_{\text{máx}}$ para asegurar la disponibilidad de la fuente de carbono para los microorganismos (Heijnen *et al.*, 1993), se podría inferir que la tasa de dilución utilizada fue aún alta. Se encuentra poco reportado el uso de hongos como los presentes en los MGVC para el tratamiento de aguas residuales municipales, sin embargo, si se han empleado para la remoción de diversos contaminantes específicos. En el caso de *A. niger*, el cual es el que se encuentra en mayor proporción en el GVC, hay reportes sobre su uso en el tratamiento de aguas de la industria del aceite de oliva, con eficiencias de remoción de fenoles del 76% después de 116 horas de tratamiento en lote (García *et al.*,

2000), o bien inmovilizado en PUF *Aspergillus niger* alcanzo remociones del 67% de fenol en un sistema en lote después de 8 días (Vassilev *et al.*, 1997). También se ha reportado un 69% de remoción de la DQO en aguas residuales de melazas utilizando este hongo (Miranda *et al.*, 1996). En otro trabajo A. *niger* presentó un 100% de adsorción del colorante Poli R-478 en un medio con dextrosa después de 17 días (Wunch *et al.*, 1997) y una capacidad de remoción superior al 50% para los metales Pb, Cd, Cu, Ni cuando se inmovilizó en una matriz de polisulfona (Kapoor & Viraraghavan, 1998).

Lo anterior nos hace suponer el uso potencial de estos microorganismos en la remoción de contaminantes específicos, empleando mecanismos de adsorción y en condiciones donde la concentración de otros microorganismos como las bacterias no sea alta, ya que diversos trabajos han coincidido en que la eficiencia de remoción de los tratamientos fúngicos tiende a ser alta en condiciones estériles (Espinosa-Ortiz *et al.*, 2016). Adicionalmente, de acuerdo con lo observado en el tratamiento B, el desarrollo de hifas en soportes inmovilizados también puede ser una alternativa a la utilización de un reactor de lecho fluidizado, debido a que, en un sistema de lecho empacado los hongos recibirían un menor estrés celular y podrían desarrollarse y adherirse mejor en el medio de soporte.

5.4.2 Tratamientos con inóculos provenientes de PTAR

5.4.2.1 Tratamiento D: Inóculo proveniente de PTAR adicionando GVC como medio de soporte

El tratamiento D consistió en utilizar un inóculo de microorganismos proveniente de una PTAR para llevar a cabo el tratamiento. Se utilizó el GVC previamente enjuagado para evitar la liberación de sus componentes. En este caso pese a que se realizó el lavado del GVC como en el tratamiento A, se observó una liberación continua y mayor de sus componentes. Pese a ello los microorganismos lograron realizar la remoción de la carga orgánica como se observa en la figura 5.14, pero el efluente seguía teniendo una coloración verde debido al GVC. Además, se observó una caída en la remoción de la carga orgánica lo cual puede ser un indicador de que los microorganismos no se adaptaron a la presencia de los compuestos liberados por el GVC.

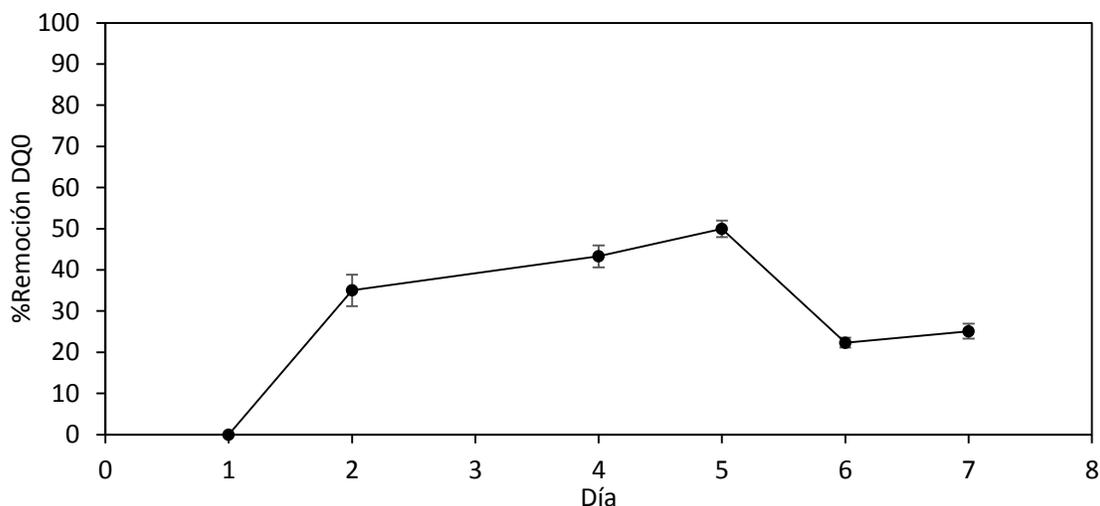


Figura 5.14 Porcentaje de remoción de DQO en el tratamiento D empleando un inóculo de PTAR y GVC como medio de soporte.

En la tabla 5.9 se presenta la carga orgánica en el afluente y efluente del reactor y el porcentaje de remoción promedio obtenido en el tratamiento D. La remoción promedio de DQO alcanzada equivalente al 35.15% fue mayor a la alcanzada en los tratamientos donde se emplearon los MGVC, no obstante, se encuentra aún por debajo de las remociones características de los tratamientos biológicos convencionales de agua residual, aunque, esto podría atribuirse al posible efecto inhibitorio de los componentes liberados por el GVC.

Tabla 5.9 Carga orgánica en el afluente y efluente y remoción promedio para el tratamiento D

Afluente		Efluente		% Remoción
mg DQO /L	kg DQO /m ³ d	mg DQO/L	kg DQO/m ³ d	
174.47 ±55.90	0.026 ±0.01	111.87 ±37.03	0.017 ±0.01	35.16 ±11.74

5.4.2.2 Tratamiento E1y E2: Inóculo proveniente de PTAR adicionando PUF de alta densidad como medio de soporte

Dado que se observó que los pellets de los MGVC no lograban desarrollarse y mantenerse en el agua residual no estéril y el GVC como medio de soporte liberaba una alta cantidad de compuestos que podían afectar el desarrollo de los microorganismos, se decidió llevar a cabo un tratamiento con un inóculo proveniente de la PTAR Tlalnepantla Número Uno y utilizando PUF-AD como medio de soporte, este tratamiento fue denominado “E1”.

En el tratamiento E1 la concentración de DQO en el afluente se encontró entre los 136.67 a los 228.89 mg/L, se observó un incremento paulatino en la remoción de la carga orgánica los primeros tres días

del tratamiento y se mantuvo entre 59.37 al 84.78% el resto del tratamiento, como se observa en la figura 5.15. Debido a la respuesta positiva de este primer tratamiento en la remoción de la carga orgánica, se procedió subsecuentemente a realizar una réplica de este tratamiento. Cabe mencionar que para esta replica E2 el agua residual contenía con una mayor carga orgánica, situándose entre 351.11 a 761.11 mg/L de DQO en el afluente, de la figura 5.9 se puede identificar que a una misma hora la concentración de carga orgánica en el agua residual puede variar al muestrearse en diferentes días, estas variaciones afectaron ligeramente las remociones de DQO, las cuales se presentan en la figura 5.15. Como se puede ver en la figura 5.15, las remociones no presentan fluctuaciones significativas para ambos tratamientos después del día 5 de operación, lo cual nos indica una estabilidad del sistema característica de los sistemas de biopelícula.

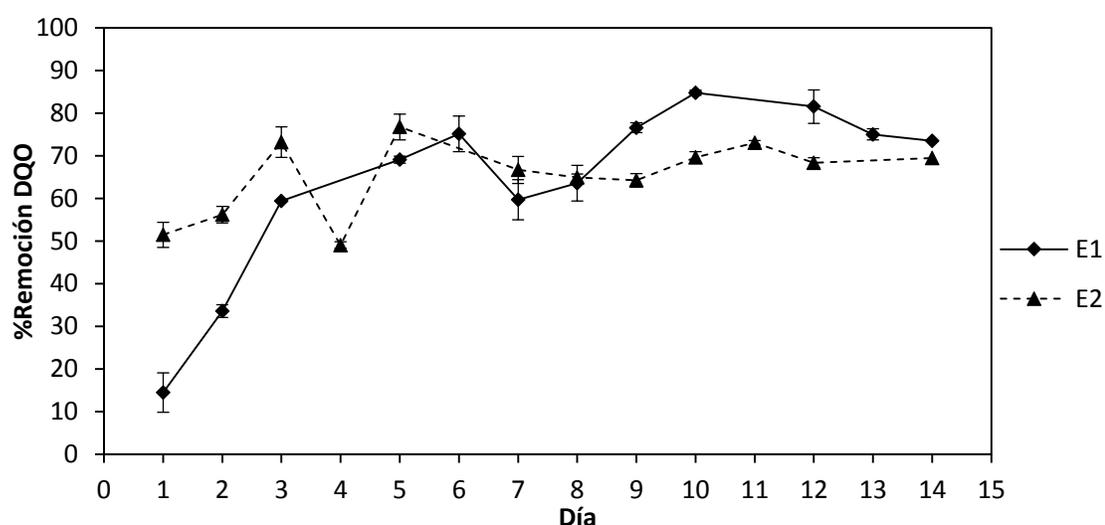


Figura 5.15 Porcentaje de remoción de DQO en los tratamientos E1 y E2 empleando un inóculo de la PTAR y PUF-AD como medio de soporte.

En la tabla 5.10 se presentan los valores promedio de carga orgánica en el afluente y efluente y el porcentaje promedio de remoción para los tratamientos E1 y E2. Los resultados muestran que al utilizar un inóculo proveniente de una PTAR y PUF-AD como medio de soporte en un reactor airlift, se puede alcanzar una eficiencia de remoción de la carga orgánica del 67.37 al 71.84% para cargas promedio de 0.643 a 1.765 kg DQO /m³d para un tiempo de residencia hidráulico de 6.7 h.

En los tratamientos E1 y E2 en los cuales se trabajó con un flujo de aire de 0.65 vvm (0.009 m/s), al ingresar el afluente de agua residual el tiempo de mezclado del material carbonado es de aproximadamente 8 s de acuerdo al t_m determinado para ese flujo de aire como resultado de la caracterización hidrodinámica del reactor airlift; este tiempo es lo suficientemente bajo para que el caudal de entrada de agua residual al reactor equivalente a 5 mL/min se distribuya homogéneamente.

Por otra parte, a la velocidad superficial del gas de 0.0091 m/s el patrón de flujo del líquido en el reactor se encuentra en el régimen turbulento con un N_{re} equivalente a 6205. En cuanto al $k_L a$ determinado en el reactor airlift a ese flujo de aire, se obtuvo un valor de 60.72 h^{-1} con una tasa de transferencia de oxígeno de 358.34 mg/L h disponible para las actividades metabólicas de los microorganismos aerobios. La capacidad de remoción de carga orgánica obtenida en el tratamiento E2 correspondiente a $1.151 \text{ kg DQO/m}^3 \text{ día}$ es similar a la obtenida por Qiu *et al.* (2015) de 1.417 kg DQO/m^3 donde la velocidad superficial del gas empleada fue de 0.202 m/s la cual es significativamente mayor a la empleada para el tratamiento E2. De igual manera Zhou *et al.* (2003) emplearon una velocidad superficial de 0.017 m/s , mayor a la empleada en este trabajo, para llevar a cabo el tratamiento de agua residual municipal, encontrando una capacidad de remoción de 4.488 kg DQO/m^3 .

Tabla 5.10 Carga orgánica en el afluente y efluente y remociones promedio de los tratamientos E1 y E2

Tratamiento	Carga hidráulica ($\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ d}$)	Afluente		Efluente		% Remoción
		mg DQO /L	kg DQO / $\text{m}^3 \text{ d}$	mg DQO/L	kg DQO/ $\text{m}^3 \text{ d}$	
E1	1.432	178.61 ± 62.3	0.643 ± 0.22	58.43 ± 24.85	0.210 ± 0.09	71.84 ± 8.7
E2	1.432	490.51 ± 119.9	1.765 ± 0.033	170.65 ± 43.72	0.614 ± 0.16	67.37 ± 7.6

En la tabla 5.11 se presentan los resultados de otros trabajos donde se llevó a cabo el tratamiento de agua residual en un reactor airlift de biopelícula, se puede identificar que en varios trabajos se utilizó agua residual sintética para la operación el reactor como es el caso de Zhang *et al.* (2006), Lin *et al.*, (2004) y Hille *et al.*, (2009), no obstante, en los tratamientos E1 y E2 realizados en este trabajo se utilizó agua residual real, lo cual nos permite conocer el desempeño del reactor bajo condiciones reales e incluso se tiene que la capacidad de remoción de carga orgánica obtenida en este trabajo es similar o mayor que en Zhang *et al.*, (2006) en donde utilizaron un medio sintético para la operación del reactor o Qiu *et al.*, (2015) quienes utilizaron agua residual tratada previamente y un TRH mayor al empleado en este trabajo.

Tabla 5.11 Comparación con otros reactores airlift de biopelícula

Parámetro	Este trabajo	Zhang <i>et al.</i> (2006)	Zhou <i>et al.</i> (2003)	Lin <i>et al.</i> (2004)	Hille <i>et al.</i> (2009)	Qiu <i>et al.</i> (2015)
Medio de soporte (%v/v, kg/m³)	PUF de alta densidad (15, 12)	Medio de soporte fibroso (30%)	Esferas de cerámica (5, 100)	Arena (5, 100)	PHB y PCL (8.5, 7.3)	Carbón activado (13, 142.8)
Volumen (L)	2	17.5	17	5.4	6.5	70000
Medio	ARM	ARS	ARM	ARS	ARS	AR pre-tratada
TRH (h)	6.7	24	1	1.5	1.56	10
Carga hidráulica (m³/m² d)	1.432	0.233	23.088	-	-	27.284
Carga orgánica (kg DQO /m³ d)	0.643 - 1.765	0.309	5.208	11.1	5.9	1.592
Remoción (%)	67.37 - 71.84	95.4	88.9	70	42.37	89.0
Capacidad de remoción (kg DQO/m³ día)	0.433- 1.151	0.295	4.488	10.56	2.5	1.417

Al igual que la DQO las concentraciones de N_T en el afluente para el tratamiento E1 fueron menores que en el tratamiento E2. Para el primer tratamiento la concentración de nitrógeno total en el afluente se situó entre 23.5 y 82 mg/L y las remociones correspondieron a 5.2 y 23.7%. En el tratamiento E2, las concentraciones mínima y máxima de N_T fueron 70.0 y 121.0 mg/L y las remociones de 5.45 y 23.67%. En la figura 5.16 se muestran las remociones de N_T para los tratamientos E1 y E2 durante los 14 días de tratamiento, se puede observar que para ningún tratamiento se supera el 30% de remoción de N_T bajo las condiciones de operación del reactor.

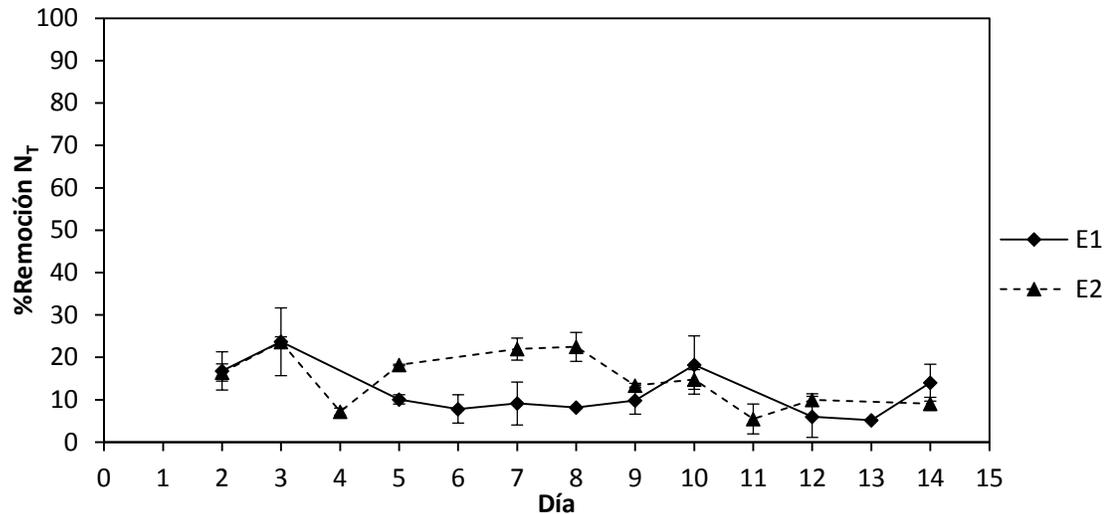


Figura 5.16 Porcentaje de remoción de N_T en los tratamientos E1 y E2, empleando un inóculo de PTAR y PUF-AD como medio de soporte.

En cuanto a la remoción de PO₄⁻³ en el tratamiento E1 las concentraciones de afluente abarcaron el rango de los 9.3 a los 29.67 mg/L con remociones de 2.56 a 48.20%. En el caso del tratamiento E2 las concentraciones se encontraron entre 25.67 a 43.67 mg/L y las remociones entre 23.33 a 60.56 %. En la figura 5.17 se presentan los porcentajes de remoción para ambos tratamientos, si bien en ningún tratamiento se supera el 65% de remoción de PO₄⁻³, se observan fluctuaciones significativas en los porcentajes de remoción, sobre todo para el tratamiento E1, esto se puede atribuir principalmente a la variación en las concentraciones de DQO, N_T y PO₄⁻³ que presentaba el agua residual. Específicamente en el día 10 de operación para el tratamiento E1 se observa la mayor remoción de PO₄⁻³, lo cual coincide con la mayor remoción de DQO y N_T, además en ese día se presentó el mayor pico de carga de DQO, lo cual indica que, al haber una mayor disponibilidad de compuestos orgánicos, los microorganismos incorporan a su vez una mayor cantidad del nitrógeno y fósforo disponibles para llevar a cabo la remoción.

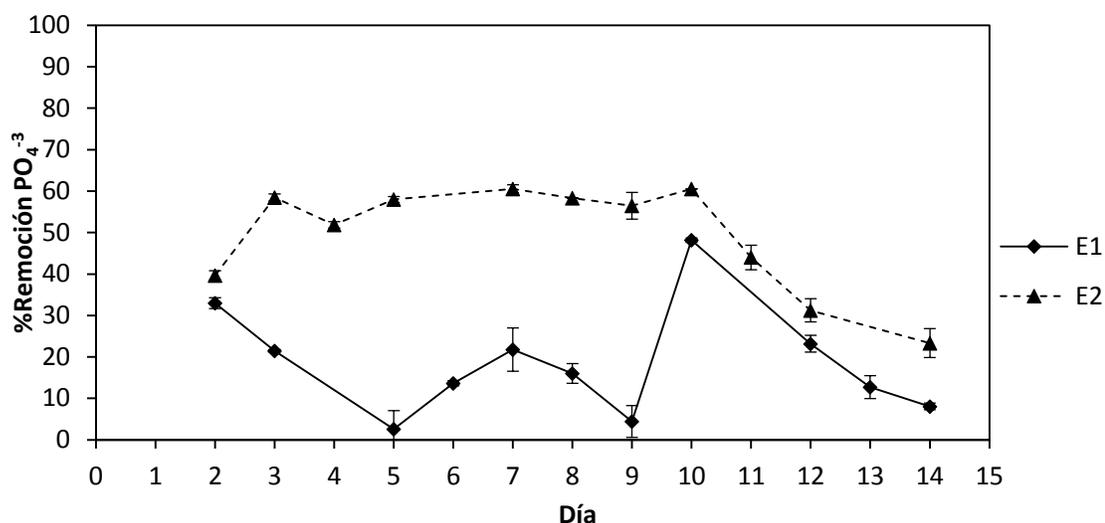


Figura 5.17 Porcentaje de remoción de PO_4^{3-} en los tratamientos E1 y E2, empleando un inóculo de PTAR y PUF-AD como medio de soporte

En la Tabla 5.12 se presentan los valores promedio de carga de N_T y PO_4^{3-} en el afluente y efluente para los tratamientos E1 y E2, así como también los porcentajes de remoción. Los resultados para la remoción de N_T y PO_4^{3-} indican que este sistema es más eficiente en la remoción de carga orgánica, por lo cual las concentraciones residuales de nitrógeno y fósforo necesitan ser removidas por medio de un segundo tratamiento ya que éstas son todavía altas y exceden el límite máximo permisible establecido en la normatividad nacional.

Tabla 5.12 Carga de N_T y PO_4^{3-} en el afluente y efluente y remociones promedio de los tratamientos E1 y E2

Parámetro	Tratamiento	Afluente		Efluente		%Remoción
		mg/L	kg/m ³ d	mg/L	kg/m ³ d	
N_T	E1	58.59 ± 17.54	0.211 ± 0.06	51.96 ± 16.62	0.187 ± 0.06	11.21 ± 5.82
	E2	95.35 ± 17.94	0.343 ± 0.06	80.67 ± 13.48	0.290 ± 0.05	14.61 ± 6.70
PO_4^{3-}	E1	18.29 ± 5.98	0.066 ± 0.02	14.58 ± 4.10	0.052 ± 0.01	17.20 ± 13.04
	E2	34.48 ± 5.45	0.124 ± 0.02	17.00 ± 3.08	0.061 ± 0.01	50.28 ± 13.21

En la figura 5.18 se observa el PUF-AD al inicio y final del tratamiento E1.



Figura 5.18 Observación del PUF-AD antes y después del tratamiento E1

5.5 Tratamiento del efluente resultante del tratamiento biológico para la remoción de N_T y PO_4^{-3} .

5.5.1 Diseño experimental 2² para la remoción de N_T y PO_4^{-3}

Puesto que el efluente resultante del reactor airlift de biopelícula presentaba concentraciones todavía considerables de N_T y PO_4^{-3} , se propuso un tratamiento de fitorremediación para disminuir la concentración de estos componentes en el líquido, adicionalmente, este tipo de tratamiento presenta la ventaja de que la biomasa microalgal ha sido estudiada por ser una fuente de subproductos de interés como pigmentos, nutracéuticos o bien como biofertilizante. Como primera parte se realizó un diseño experimental 2² para evaluar si el flujo de aire y la concentración del inóculo de microalgas mostraban tener un efecto en el crecimiento del cultivo y en la remoción de N_T y PO_4^{-3} del agua residual municipal. En la tabla 5.13 se presentan las concentraciones iniciales de N_T y PO_4^{-3} en cada tratamiento, así como la relación N/P. La relación N/P inicial vario de 5.39 a 13.64 en los tratamientos debido a que las concentraciones iniciales de N_T en el agua residual municipal utilizada variaron significativamente.

Tabla 5.13 Condiciones iniciales de los tratamientos del diseño factorial 2².

Tratamientos	N_T (mg/L)	PO_4^{-3} (mg/L)	N/P
1	105	7.70	13.64
2	50.5	5.60	9.02
3	52	5.50	9.45
4	44.5	8.25	5.39

En la Figura 5.19 se observa que la remoción de N_T al día 7 del cultivo es menor en los tratamientos 1 y 4 con 62.9 y 79.8% respectivamente, mientras que para el tratamiento 3 la remoción de PO_4^{-3} resultó ser la menor con 71.5%, como se aprecia en la figura 5.20. El tratamiento 2 coincide en presentar la

remoción de N_T y PO_4^{3-} más altas y rápidas con un 99.1% de remoción de N_T al día 4 del cultivo y un 83.1% de remoción de PO_4^{3-} igualmente a día 4.

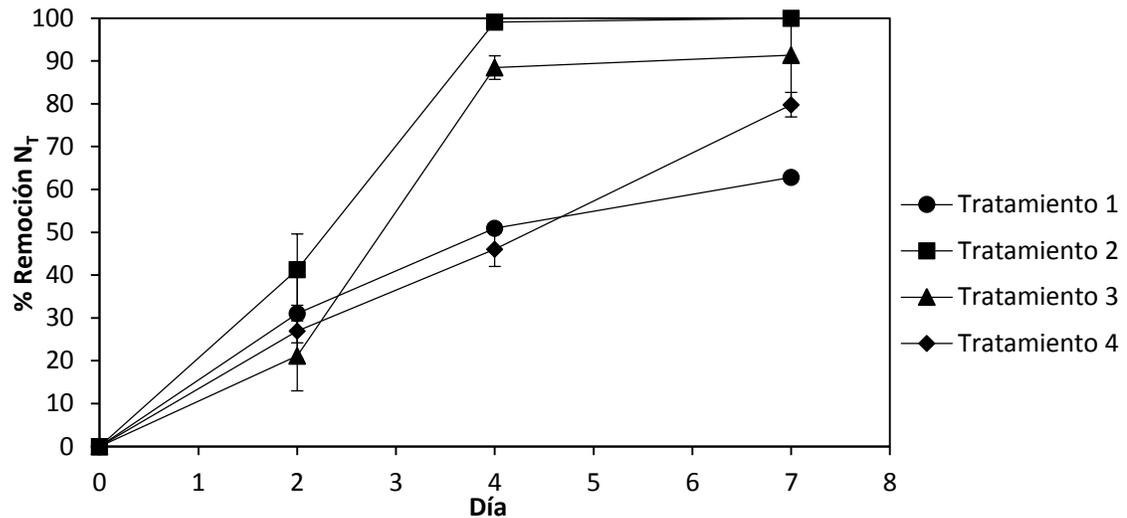


Figura 5.19 Porcentajes de remoción de N_T a los días 0, 2, 4 y 7 de los tratamientos del diseño experimental 2^2 .

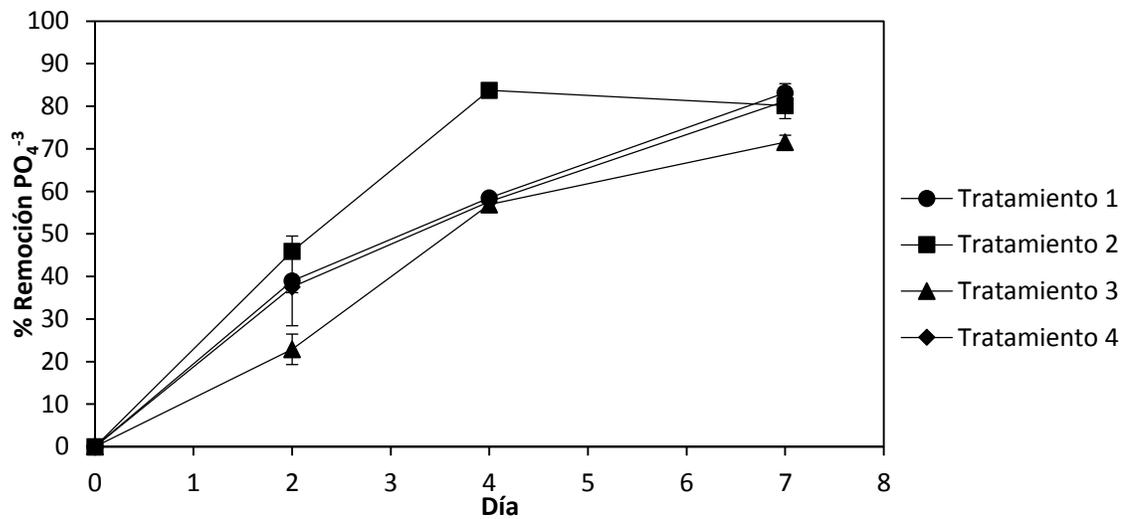


Figura 5.20 Porcentajes de remoción de PO_4^{3-} a los días 0, 2, 4 y 7 de los tratamientos del diseño experimental 2^2 .

En la tabla 5.14 se presentan los porcentajes y tasas de remoción de N_T y PO_4^{3-} para los cuatro tratamientos. Se identifica que en el tratamiento 2, el cual corresponde a los niveles -1 del diseño factorial 2^2 , se presenta el porcentaje de remoción más alto de N_T correspondiente al 99.06% y las tasas más altas de remoción de N_T y PO_4^{3-} equivalentes a 12.50 y 1.16 mg/L d respectivamente. Además, en cuanto a la remoción de PO_4^{3-} también se presentó que en los tratamientos 2 y 4 que corresponden a los niveles de flujo de aire -1 se tiene los mayores porcentajes y tasas de remoción de este componente.

Tabla 5.14 Porcentajes de remoción y tasas de remoción de N_T y PO_4^{3-} en los tratamientos del diseño factorial 2^2 .

Tratamiento	PO_4^{3-} (%Remoción)	PO_4^{3-} (mg/L d)	N_T (%Remoción)	N_T (mg/L d)
1	83.1	0.914	62.85	9.429
2	83.64	1.16	99.1	12.50
3	71.5	0.557	91.35	6.786
4	84.1	0.957	79.80	5.071

En diversos trabajos se ha reportado la remoción de nitrógeno en aguas residuales por medio de microalgas como es el caso de Zhang & Hong (2014) quienes reportaron una remoción del 89.7% de nitrógeno utilizando la microalga *Chlorella sp.* en condiciones no estériles. Por su parte Wang *et al.* (2009) encontraron un porcentaje de remoción del 68.4% de nitrógeno utilizando de igual manera la microalga *Chlorella sp.* en un agua residual sin tratar. En el trabajo de Choi & Lee (2014) se obtuvo un porcentaje de remoción de 78.46% de nitrógeno en un agua residual municipal por medio de *Chlorella vulgaris* creciendo en un fotobiorreactor de panel óptico, mientras que Min *et al.* (2011) obtuvieron un menor porcentaje de remoción equivalente al 34.8% de nitrógeno tratando agua residual municipal en un fotobiorreactor de tanque agitado. Los porcentajes de remoción mencionados son similares a los obtenidos en el tratamiento de agua residual municipal llevado a cabo en este trabajo donde el porcentaje más alto de remoción de nitrógeno obtenido fue de 99.1%, por lo tanto, es evidente que las microalgas pueden desarrollarse y llevar a cabo la remoción de nitrógeno de las aguas residuales.

En cuanto a la remoción de fósforo, Wang *et al.* (2009) encontraron remociones de fósforo del 83.2% para *Chlorella sp.* utilizando como medio de crecimiento agua residual, mientras que Sacristan de Alva *et al.* (2013) obtuvo una remoción del 66.2% de fósforo en agua residual sin tratar utilizando la especie de microalga *Scenedesmus acutus*. Choi & Lee (2014) por su parte obtuvieron la remoción de fósforo de agua residual municipal a un porcentaje del 59.59% con *Chlorella vulgaris*. Mientras que en el trabajo de Min *et al.* (2011) la remoción de fósforo ascendió al 58.11% con *Chlorella spp.* En los tratamientos del diseño experimental realizado en este trabajo se obtuvo una máxima remoción de fósforo de 84.1% de la microalga *Chlorella sp.* creciendo en agua residual municipal, por lo cual de igual manera resulta ser viable la utilización de microalgas para la remoción de fósforo de aguas residuales municipales.

En la figura 5.21 se presenta el aumento en la concentración de biomasa durante los 7 días de duración del cultivo. Se puede identificar que en los tratamientos 2 y 4 se presentan las mayores concentraciones de biomasa al final de cada lote correspondientes a 0.4480 y 0.4027 g/L respectivamente. Además, se observa la rápida adaptación de las microalgas al ser cultivadas en un medio como el agua residual

municipal, ya que se observa que en todos los tratamientos, las microalgas entran en una etapa de crecimiento exponencial en un periodo de máximo de 1 día de iniciado el cultivo.

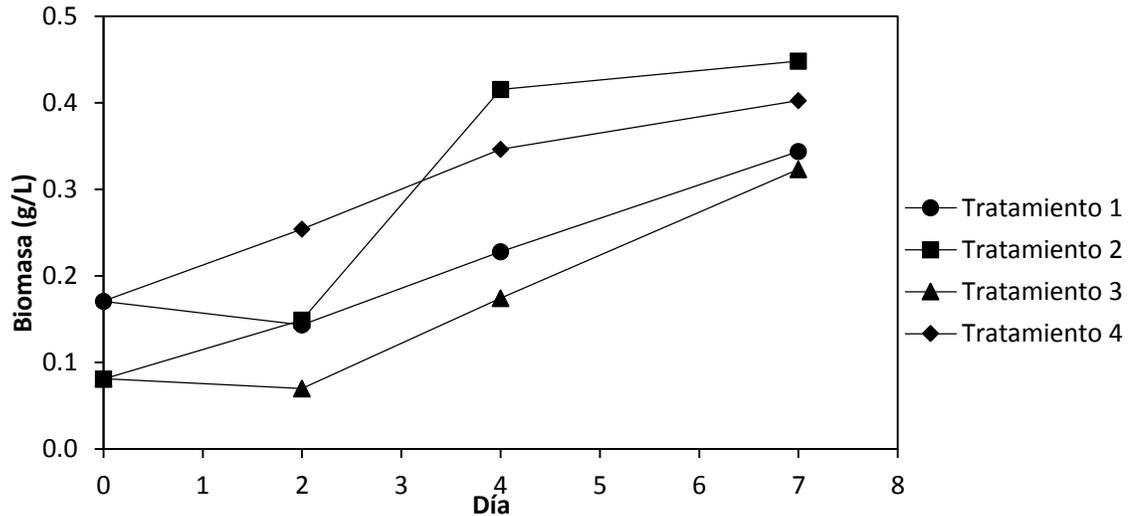


Figura 5.21 Producción de biomasa (mg/L) a los días 0, 2, 4 y 7 de los tratamientos del diseño experimental 2².

En la tabla 5.15 se presentan las concentraciones finales de biomasa, lípidos y clorofila *a* al final de cada tratamiento, así como las productividades de biomasa y lípidos.

Tabla 5.15 Producción de biomasa, clorofila *a* y lípidos en los tratamientos del diseño factorial 2²

Tratamiento	Biomasa (g/L)	Lípidos (mg/L)	Clorofila <i>a</i> (mg/L)	P _x (mg/Ld)	P _L (mg/Ld)
1	0.3436	250.00	11.71	24.93	22.86
2	0.4480	106.66	12.32	52.37	6.67
3	0.3230	154.44	6.89	34.30	12.06
4	0.4027	224.44	11.45	33.01	12.06

De la tabla 5.15 se identifica que en el tratamiento 2 se alcanzó la mayor concentración de biomasa al final del tratamiento equivalente a 0.448 g/L. Diversos trabajos han reportado las concentraciones máximas de biomasa microalgal creciendo en agua residual, entre ellos se encuentra el trabajo de Mostafa *et al.* (2012) quienes reportaron concentraciones de biomasa de entre 0.053 y 0.572 g/L para las microalgas *Oscillatoria sp.* y *Nostoc bunifusum*, respectivamente. Por otra parte, Dominguez *et al.* (2013) reportaron concentraciones máximas de biomasa de 0.41 y 0.42 g/L para *Chlorella vulgaris* y *Butyrococcus terriblis* creciendo en aguas residuales, mientras que Sacristan de Alva *et al.* (2013) obtuvieron concentraciones máximas de biomasa microalgal de 1.1 y 0.75 g/L para la microalga *Scenedesmus acutus* después de 17 días.

En este trabajo se obtuvo una concentración máxima final de lípidos de 250 mg/L en el tratamiento 1, concentración similar a la reportada en el trabajo de Sacristan de Alva (2013) donde la concentración de lípidos después del tratamiento correspondió a 280.5 mg/L mientras que Zhang & Hong (2014) reportaron una concentración máxima de lípidos del 15 mg/L.

En la tabla 5.15 se obtuvo que para el tratamiento 2 se alcanzó la mayor concentración de clorofila *a* al final del tratamiento, correspondiente a 12.32 mg/L, resultado que es considerablemente mayor a las concentraciones de clorofila *a* obtenidas por Mostafa *et al.* (2012) que correspondieron a 0.31 y 1.12 mg/L para las cepas de microalga *Oscillatoria sp.* y *Anabaena orizae*.

Los resultados de los cuatro tratamientos mostraron que el tratamiento 2 presentó las mejores condiciones para la remoción de N_T y PO_4^{3-} así como para la producción de biomasa y clorofila *a*. Un flujo de aire equivalente a 0.75 vvm muestra tener un efecto positivo en el desempeño de las microalgas.

5.5.2 Remoción de N_T y PO_4^{3-} del efluente resultante del tratamiento biológico E1

Como resultado del diseño experimental, en el cual se utilizó agua residual municipal para el crecimiento de las microalgas, se seleccionó un flujo de aire de 0.75 vvm (1.5 L/min) y un inóculo con densidad óptica de 0.3 como las condiciones óptimas para llevar a cabo el tratamiento del efluente de reactor airlift de biopelícula resultante del tratamiento E1. La principal diferencia en los tratamientos del diseño experimental y el tratamiento del efluente resultante del tratamiento E1 fue el contenido de materia orgánica presente en el agua, lo cual puede traer consigo variaciones en el desempeño de las microalgas.

El efluente se obtuvo de coleccionar y mezclar 2 L del efluente los días 7, 11, 13 y 13 de operación del tratamiento E1. En la tabla 5.16 se presentan las concentraciones iniciales de N_T y PO_4^{3-} en cada tratamiento en el fotobiorreactor airlift, así como la relación N/P. Debido a que el efluente utilizado en las réplicas fue el que se había coleccionado, homogeneizado y mantenido en refrigeración previamente, las concentraciones iniciales de N_T y PO_4^{3-} para cada replica son muy cercanas, así como también la relación N/P.

Tabla 5.16 Condiciones iniciales de los tratamientos del efluente resultante del tratamiento E1 en el FBR airlift

Tratamiento	N_T (mg/L)	PO_4^{3-} (mg/L)	N/P
Réplica 1	76.0	14.73	5.16
Réplica 2	78.7	13.90	5.66
Réplica 3	80.0	13.70	5.84

En la figura 5.22 se observa que el porcentaje de remoción de N_T durante los 7 días que se operó el tratamiento para las tres replicas realizadas. Se observan diferencias no significativas en la remoción de N_T para las tres replicas, teniendo que para las tres replicas no se supera en 60% de remoción de N_T . En la figura 5.23 se presentan los porcentajes de remoción de PO_4^{3-} teniendo ligeras diferencias en la remoción final de PO_4^{3-} para las tres replicas.

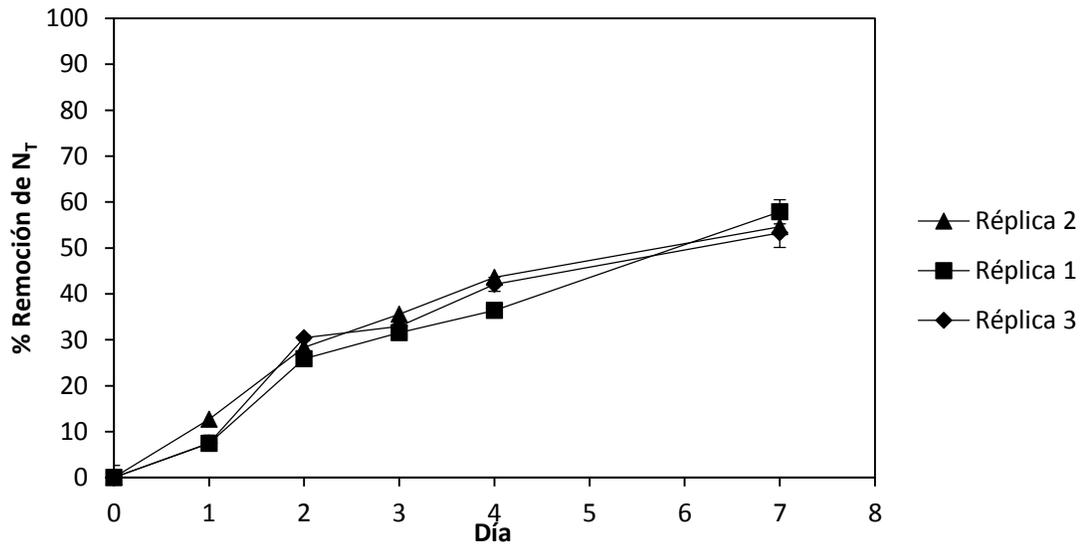


Figura 5.22 Porcentajes de remoción de N_T de las réplicas del tratamiento del efluente resultante del tratamiento E1 en el FBR airlift.

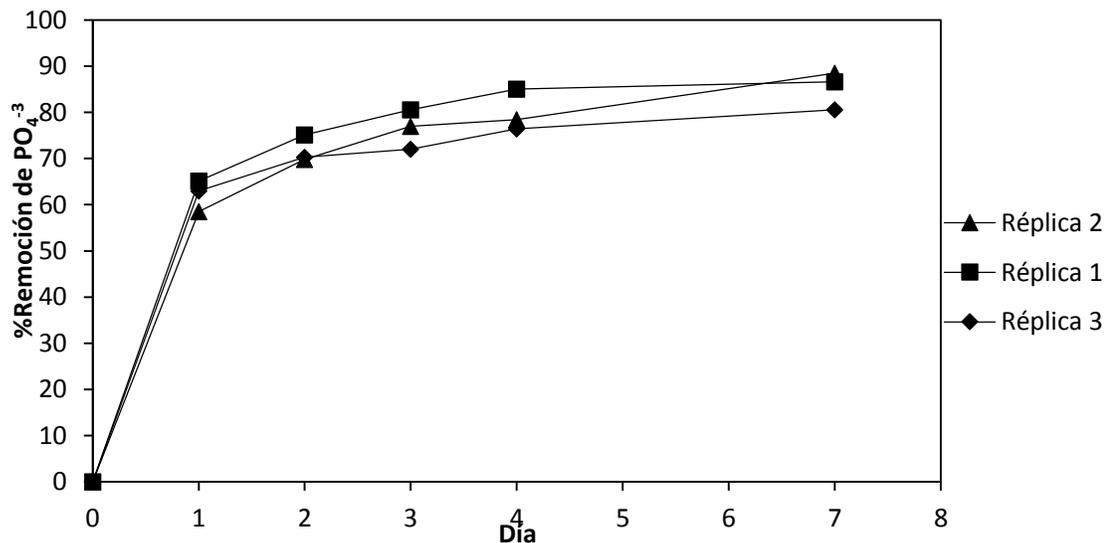


Figura 5.23 Porcentajes de remoción de PO_4^{3-} de las réplicas del tratamiento del efluente resultante del tratamiento E1 en el FBR airlift.

En la Tabla 5.17 se presentan los porcentajes y tasas de remoción de N_T y PO_4^{3-} para las tres réplicas realizadas. Se tiene que el mayor porcentaje de remoción de PO_4^{3-} correspondiente a 88.49%, es similar

al alcanzado en las pruebas del diseño experimental con ARM que fue de 84.1%, sin embargo, la remoción de N_T fue de 57.89% considerablemente menor al 99.01% alcanzado en el agua residual municipal. En cuanto a las tasas de remoción de PO_4^{3-} , con el efluente se obtuvo una tasa de 1.82 mg/L d la cual es mayor a los 1.16 mg/L d obtenida en el ARM. La tasa de remoción de N_T equivalente a 6.29 mg/L d representa la mitad de la obtenida con ARM correspondiente a 12.50 mg/L d. Se podría suponer que la tasa de remoción de nitrógeno disminuyó debido a que el efluente tratado tenía una menor concentración de materia orgánica y de microorganismos nativos del agua residual, comparada con la presente en el ARM, esto hace suponer un fenómeno de sinergia en la relación microalga-bacteria, donde al verse disminuida la concentración de bacterias, la tasa remoción de nitrógeno también disminuye.

Tabla 5.17 Porcentajes de remoción y tasas de remoción de N_T y PO_4^{3-} en los tratamientos del efluente del tratamiento E1 en el FBR airlift.

Tratamiento	PO_4^{3-} (%Remoción)	PO_4^{3-} (mg/L d)	N_T (%Remoción)	N_T (mg/L d)
Réplica 1	86.65	1.82	57.89	6.29
Réplica 2	88.49	1.76	54.66	6.14
Réplica 3	80.54	1.58	53.33	6.10

En la tabla 5.18 se presentan los porcentajes y tasas de remoción de nitrógeno y fósforo alcanzados en otros trabajos realizados para el tratamiento de aguas residuales con microalgas a nivel reactor. Este trabajo presentó uno de los mayores porcentajes de remoción de PO_4^{3-} y la tasa de remoción de PO_4^{3-} también es mayor a la reportada por Choi & Lee (2014), Tighiri & Erkurt (2015) y Aravinthan *et al.* (2013) quienes también utilizaron un cultivo de *Chlorella*. En cuanto a la remoción de nitrógeno, la obtenida en este trabajo es menor a la alcanzada en otros trabajos, sin embargo, en los trabajos realizados por Lee & Lee (2002), Qin *et al.*, (2016) y Tighiri & Erkurt (2015) utilizaron agua residual sintética, esterilizada o filtrada a diferencia de este trabajo que se empleó tanto ARM como el efluente del tratamiento E1 los cuales representan condiciones más reales. Además, la tasa de remoción de N_T alcanzada en este trabajo es mayor a la alcanzada por Aravinthan *et al.* (2013) pese a que realizaron un filtrado del agua residual o bien también es mayor Choi & Lee (2014) quienes si utilizaron un agua residual municipal. Ténganse en cuenta que gran parte de los trabajos reportados para la remoción de nutrientes de aguas residuales utilizando microalgas son realizados a nivel matraz y son escasos los que han empleado reactores airlift.

Tabla 5.18 Comparación de los porcentajes de remoción y tasas de remoción de N_T y PO_4^{3-} para el tratamiento de AR por medio de microalgas a nivel reactor.

Especie de microalga	Tipo de reactor (L)	Medio	P (%Remoción)	P (mg/L d)	N (%Remoción)	N (mg/L d)	Referencia
	Columna						
<i>Chlorella kessleri</i>	de burbujeo (0.625)	ARS	-	-	98 (NO ₃)	12.446	Lee & Lee (2002)
<i>Chlorella vulgaris</i>	Panel óptico (37)	ARM	59.59	0.6972	78.46	4.485	Choi & Lee (2014)
<i>Chlorella spp.</i>	Columna de burbujeo (0.4)	ARE	48	2.09	80	20.11	Qin <i>et al.</i> , (2016)
<i>Chlorella spp.</i>	Tanque agitado (1500)	ARM	58.1	16.15	34.8	10	Min <i>et al.</i> , (2011)
Cultivo de microalgas	Frascos (1)	ARF (0.2 μ m)	83.09	1.11	98.25	26.01	Tighiri & Erkurt (2015)
<i>Chlorella vulgaris</i>	Reactor de agitación mecánica (3.5)	ARF (0.45 μ m)	43.67	0.43	17.69	1.59	Aravinthan <i>et al.</i> , (2013)
<i>Chlorella spp.</i>	Airlift (2)	ARM	80.54	1.58	53.33	6.10	Este trabajo

En la figura 5.24 se presenta la concentración de biomasa microalgal en el reactor durante los 7 días de tratamiento del efluente. Se observa un incremento en la producción de biomasa en comparación con los tratamientos realizados utilizando ARM, en el tratamiento del efluente la biomasa máxima obtenida fue de 0.7750 g/L mientras que en los tratamientos con ARM correspondió a 0.4480 g/L.

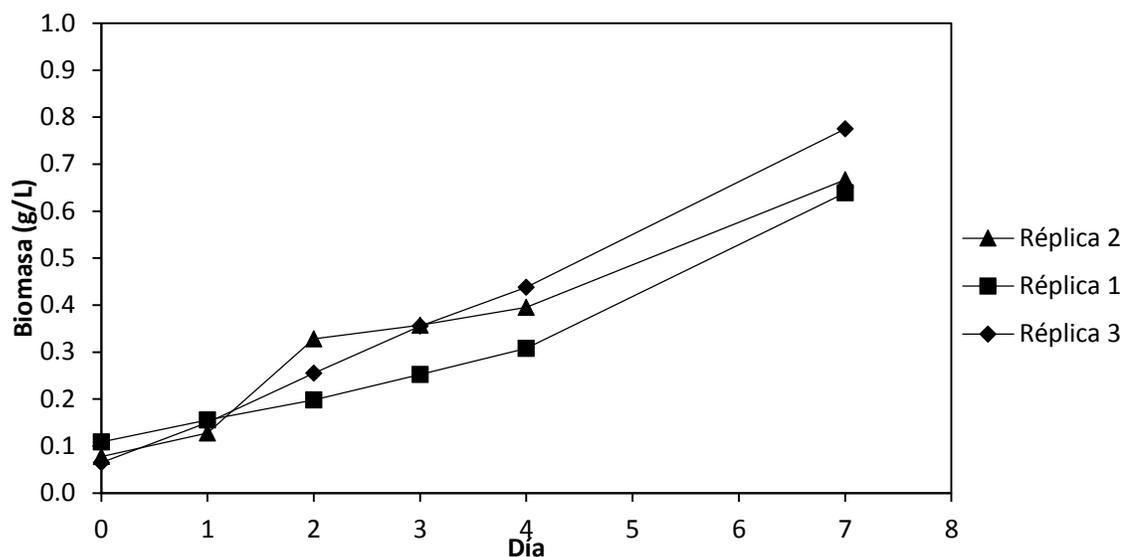


Figura 5.24 Producción de biomasa durante del tratamiento del efluente resultante del tratamiento E1 en el FBR airlift.

En la tabla 5.19 se presentan las concentraciones finales de biomazas, lípidos y pigmentos en las tres réplicas al final del tratamiento del efluente, así como las productividades.

Tabla 5.19 Producción de biomasa, clorofila y lípidos en los tratamientos del efluente del tratamiento E1 en el FBR airlift.

Tratamiento	Biomasa (g/L)	Lípidos (mg/L)	Clorofila (<i>a+b</i>)	P _x (mg/L d)	P _L (mg/L d)	P _{Cl} (mg/L d)
Ac1	0.6391	137.78	70.04	53.51	8.89	8.84
Ac2	0.6667	323.33	45.91	87.30	32.35	4.91
Ac3	0.7750	323.33	57.60	91.19	28.10	6.83

En la tabla 5.20 se tiene la comparación de la productividad de biomasa y lípidos comparada con otros trabajos, si bien la productividad no es la más alta reportada, se tiene que es mayor en comparación con otros trabajos. Cabe mencionar que se realizaron determinaciones en la concentración de DQO al inicio y final de los tratamientos, donde se detectó que no se presentó un consumo por parte de las microalgas lo cual nos indica que el tipo de metabolismo bajo el cual se desarrollaron fue autótrofo.

Tabla 5.20 Comparación de las tasas de productividad de biomasa y lípidos en cultivos de microalgas

Especie	Biomasa mg/L d	Lípidos mg/L d	Referencia
<i>Scenedesmus obliquus</i>	26	8	Martinez <i>et al.</i> , (2000)
Mezcla de <i>Chlorella sp.</i> , <i>Micractinium sp.</i> , <i>Actinastrum sp.</i>	270.7	24.4	Woertz <i>et al.</i> , (2009)
<i>Chlorella sp.</i>	81.4	11	Wang <i>et al.</i> , (2010)
<i>Chlorella vulgaris</i>	200	36.9	Rodolfi <i>et al.</i> (2009)
<i>Chlorella zofingiensis</i>	585	318.8	Feng <i>et al.</i> (2011)
<i>Chlorella sorokiniana</i> CCALA 259	409	161	Pribyl <i>et al.</i> (2012)
<i>Chlorella spp.</i>	91.19	28.10	Este trabajo

El efluente resultante del tratamiento E1 al ser tratado en un fotobiorreactor airlift de microalgas durante 7 días se logró disminuir las concentraciones de N_T y PO_4^{3-} , alcanzado una calidad final del efluente de 70 mg DQO /L, 32 mg N_T /L y 1.6 mg PO_4^{3-} /L. De acuerdo con la normatividad nacional, el LMP de fósforo para protección a la vida acuática es de 5 mg/L, por tanto, el efluente resultante del tratamiento cumple con este límite. En cuanto a la concentración de N_T la normatividad señala un LMP de 25 mg/L para protección a la vida acuática el cual no se logró alcanzar después de este tratamiento, pero para un uso público urbano y un uso agrícola la calidad del efluente obtenido cumple con los límites marcados (SEMARNAT, 1996).

CAPÍTULO VI CONCLUSIONES

- I. Como resultado de la caracterización hidrodinámica y de transferencia de masa del reactor airlift se obtuvo un valor de $k_L a$ correspondiente a 79.2 h^{-1} a 1 vvm de aireación el cual es mayor a los valores reportados para otros reactores en la literatura a un flujo de aire en vvm similar.
- II. Los resultados de los tratamientos A, B y C muestran que los MGVC presentan complicaciones para desarrollarse en un medio como el agua residual municipal. Sus principales limitaciones son una fuente de carbono con la cual desarrollarse y mantenerse en el agua residual y la presencia de una alta concentración de bacterias y otros microorganismos nativos del agua residual.
- III. Para los tratamientos E1 y E2, los resultados muestran que al utilizar un inóculo proveniente de una PTAR y PUF-AD como medio de soporte en un reactor airlift, se puede alcanzar una eficiencia de remoción de la carga orgánica del 67.37 al 71.84% para cargas promedio de 0.643 a $1.765 \text{ kg DQO /m}^3 \text{ d}$ a un tiempo de residencia hidráulico de 6.7 h.
- IV. Los resultados para la remoción de N_T y PO_4^{3-} en los tratamientos E1 y E2 correspondientes a 11.21 y 17.20 % respectivamente, indican que este sistema es más eficiente en la remoción de carga orgánica y las concentraciones residuales de nitrógeno y fósforo necesitan ser removidas por medio de un segundo tratamiento.
- V. Se obtuvo que un flujo de aire de 1.5 L/min y una densidad óptica inicial del cultivo equivalente a 0.3 son las condiciones óptimas para llevar a cabo la remoción de N_T y PO_4^{3-} en un ARM así como para la producción de biomasa y lípidos en un FBR airlift.
- VI. El efluente resultante del tratamiento E1 al ser tratado en un fotobiorreactor airlift de alcanzó una calidad final de 70 mg DQO /L , $32 \text{ mg N}_T/\text{L}$ y $1.6 \text{ mg PO}_4^{3-}/\text{L}$. Este efluente se encuentra dentro de los límites máximos permisibles establecidos por la normatividad nacional para un uso público urbano y para riego agrícola.

CAPÍTULO VII RECOMENDACIONES

1. Probar el desempeño de los MGVC en un sistema de lecho empacado para la remoción de contaminantes específicos, utilizando flujos de aire que correspondan a un régimen de flujo laminar o de transición del líquido en el reactor y en condiciones estériles y no estériles.
2. Investigar el desempeño del reactor airlift de biopelícula inoculado con microorganismos provenientes de una PTAR a diferentes tiempos de residencia hidráulico y flujos de aireación, así como también a diferentes porcentajes v/v de PUF-AD.
3. Realizar un diseño experimental con mayor número de niveles de aireación y concentración del inóculo inicial para el tratamiento de un efluente secundario en un fotobiorreactor airlift de microalgas. También probar el desempeño del fotobiorreactor en condiciones a la intemperie con luz solar como fuente de iluminación.

CAPÍTULO VIII. REFERENCIAS

- Abdel-Raouf, N., Al-Homaidan, A., Ibraheem, I. (2012) Microalgae and wastewater treatment. Saudi Journal of Biological Sciences, 19(3), pp. 257-275.
- Abinandan, S., Shanthakumar, S., (2015). Challenges and opportunities in application of microalgae (Chlorophyta) for wastewater treatment: a review. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 52, pp. 123–132.
- Acosta-Ramírez, D. S., Novelo, F., García-Ake, J. A., Pech-Rojas, J. R., Ordaz-Cortés, A., Lizardi-Jiménez, M. A., Zárate-Segura, P.B., Reyna-Velarde, R. (2013) Mixing time and gas holdup of a double riser rectangular airlift photobioreactor with offcentered diffuser. XV Congreso Nacional de Biotecnología y Bioingeniería y 12th International Symposium on the Genetics of Industrial Microorganism. Cancún, Quintana Roo, México.
- Aravinthan, V.; Story, N.; Yusaf, T. (2013) Nutrient removal of nursery and municipal wastewater using *Chlorella vulgaris* microalgae for lipid extraction. Desalination and Water Treatment, 52(4-6), pp. 727–736.
- Aguilar-Melo, C.M. (2013) Efecto de ácidos orgánicos en la depuración de agua negra tratada por un sistema de biotecnología-nanotecnología. Tesis de Maestría, Departamento de Biotecnología, CINVESTAV-IPN, México, D.F.
- APHA (1989) Standard Methods for the examination of Water and Wastewater. 17 ed. USA: American Public Health Association.
- Arredondo-Vega, B., Voltolina, D. (2007) Métodos y herramientas analíticas en la evaluación de la biomasa microalgal. Centro de Investigaciones Biológicas del Noroeste. La Paz, Baja California Sur.
- Barragán-Huerta, B.E., Costa-Pérez, C., Peralta-Cruz, J., Barrera-Cortés, J., Esparza-García, F., Rodríguez-Vázquez, R. (2007) Biodegradation of organochlorine pesticides by bacteria grown in microniches of the porous structure of green bean coffee. International Biodeterioration & Biodegradation, 59(3), pp. 239–244.
- CNA (2013). Estadísticas del agua en México. Comisión Nacional del Agua, México.
- Cherubini, F. (2010) The biorefinery concept: Using biomass instead of oil for producing energy and chemicals. Energy Conversion and Management, 51(7), pp. 1412–1421.
- Chisti, Y., Jauregui-Haza, U.J. (2002) Oxygen transfer and mixing in mechanically agitated airlift bioreactors. Biochemical Engineering Journal, 10(2), pp. 143-153.

- Choi, H.J., Lee, S.M. (2014) Effect of optical panel thickness for nutrient removal and cultivation of microalgae in the photobioreactor. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 37(4), pp. 697–705.
- Corbitt, R. A., (2003). *Manual de referencia de la ingeniería ambiental*. McGraw Hill. pp 138-168.
- Díaz-Sánchez, J. (2011) Reducción de contaminantes del agua residual del ramal 1 del CINVESTAV por *T. versicolor* inmovilizado y microorganismos asociados al grano verde del café. Tesis de Maestría, Departamento de Biotecnología, CINVESTAV-IPN, México, D.F.
- Espinosa-Ortiz E. J., Rene E. R., Pakshirajan K., van Hullebusch E. D., Lens P. N. (2016) Fungal pelleted reactors in wastewater treatment: applications and perspectives. *Chemical Engineering Journal*, 283, pp. 553–571.
- Feng, P., Deng, Z., Hu, Z., Fan, L. (2011) Lipid accumulation and growth of *Chlorella zofingiensis* in flat plate photobioreactors outdoors. *Bioresource Technology*, 102(22), pp. 10577–10584.
- García, I.G., Pena, P.R.J., Venceslada, J.L.B., Martin, A.M., Santos, M.A.M., Gomez, E.R. (2000) Removal of phenol compounds from olive mill wastewater using *Phanerochaete chrysosporium*, *Aspergillus niger*, *Aspergillus terreus* and *Geotrichum candidum*. *Process Biochemistry*, 35(8), pp. 751–758.
- Gouveia, E., Hokka, C., & Badino-Jr, A. (2003). The effects of geometry and operational conditions on gas hold up, liquid circulation and mass transfer in airlift reactor. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 20(4), pp. 363-374.
- Grady, L., Daigger, G., Love, N., Filipe, C. (1999) *Biological Wastewater Treatment*. 2nd ed. USA: Marcel Dekker, In.
- Guieysse, B., Quijano, G., Muñoz, R. (2011) Airlift Bioreactors. En: Moo-Young, M. *Comprehensive Biotechnology*, Academic Press, pp.199–212.
- Heijnen, J., van Loosdrecht, M., Mulder, R., Weltevrede, R., Mulder, A. (1993) Development and scale-up of an aerobic biofilm airlift suspension reactor. *Water Science and Technology*, 27(5-6), pp. 253-261.
- Hendriks, D. (2011) *Fundamentals of Water Treatment Unit Processes: physical, chemical, and biological*. Taylor & Francis Group, USA. p 4-26.
- Henry, G., Heinke, G. W. (1999) *Ingeniería Ambiental*. Prentice Hall, 2ª Edición, México. Pp 383-480.
- Hille, A., He, M., Ochmann, C., Neu, T.R., Horn, H. (2009) Application of two component biodegradable carriers in a particle-fixed biofilm airlift suspension reactor: development and structure of biofilms. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 32(1), pp 31-39.

- Jin, B., Yin, P., Lant, P. (2006) Hydrodynamics and mass transfer coefficient in three-phase airlift reactors containing activated sludge. *Chemical Engineering Journal*, 175(2011) pp. 494–504.
- Kapoor, A., Viraraghavan, T. (1998) Biosorption of heavy metals on *Aspergillus niger*: effect of pretreatment. *Bioresource Technology*, 63(2), pp. 109–113.
- Kshirsagar, A.D., (2013) Application of bioremediation process for wastewater treatment using aquatic fungi. *International Journal of Current Research*, 5 (7), pp. 1737-1739.
- Lee, K., Lee, C.G. (2002) Nitrogen removal from wastewaters by microalgae without consuming organic carbon sources. *Journal of Microbiology & Biotechnology*, 12(6), pp. 979-985.
- Lin, H., Ong, S. L., Ng, W. J., Khan, E. (2004) Performance of a biofilm airlift suspension reactor for synthetic wastewater treatment. *Journal of Environmental Engineering*, 130(1), pp. 26-36.
- Liu, Y. and Tay, J.H. (2001) Detachment forces and their influence on the structure and metabolic behaviour of biofilms. *World Journal of Microbiology & Biotechnology*. 17(2), pp.111-117.
- Lizardi-Jimenez, M.A., Gutiérrez-Rojas, M. (2011) Assessment of the local hydrodynamic zones in a three-phase airlift reactor: looking for the lowest liquid-phase Re. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 10(1), pp. 59-65.
- López-Hernández, Y. (2015) Cultivo de *Chlorella vulgaris* en un fotobiorreactor airlift de tubos concéntricos con capacidad de 17 litros. Tesis de Maestría, Unidad Profesional Interdisciplinaria de Biotecnología, IPN, México, D.F.
- Luo, L., Liu, F., Xu, Y., Yuan, J. (2011) Hydrodynamics and mass transfer characteristics in an internal loop airlift reactor with different spargers. *Chemical Engineering Journal* 175 (2011), pp. 494–504.
- Lu, X., Ding, J., Wang, Y., Shi, J. (2000) Comparison of the hydrodynamics and mass transfer characteristics of a modified square airlift reactor with common airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, 55 (12), pp. 2257-2263.
- Martínez-Delgadillo, S.A. (1999) Parámetros de diseño de sistemas de tratamiento de aguas residuales. Universidad Autónoma Metropolitana.
- Martinez, M.E., Sanchez, S., Jimenez, J.M., Yousfi, F.E., Muñoz, L. (2000) Nitrogen and phosphorus removal from urban wastewater by the microalga *Scenedesmus obliquus*. *Bioresource Technology*, 73(3), pp. 263–272.
- Merchuk, J.C., Gluz, M., Bioreactors, air-lift reactors, in: M.C. Flickinger, S.W. Drew (Eds.), *Encyclopedia of Bioprocess Technology: Fermentation, Biocatalysis and Bioseparation*, Vol. 1, Wiley, New York, 1999, pp. 320–353

- Merchuk, J.C., Ladwa, N., Cameron, A., Bulmer, M., Berzinb, I., Pickett, A.P. (1996) Liquid Flow and Mixing in Concentric Tube Air- Lift Reactors. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 66(2) pp. 174-182.
- Metcalf and Eddy., (2003) *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, 4th Edition. (McGraw Hill).
- Metcalf, E., Eddy, H. (1991). *Wastewater engineering treatment disposal re-use*. New York: Metcalf and Eddy.
- Min, M., Wang, L., Li, Y., Mohr, M.J., Hu, B., Zhou, W., Chen, P., Ruan, R. (2011) Cultivating *Chlorella* sp. in a pilot-scale photobioreactor using centrate wastewater for microalgae biomass production and wastewater nutrient removal. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 165(1), pp. 123-137.
- Miranda, M.P., Benito, G.G., Cristobal, N.S., Nieto, C.H. (1996) Color elimination from molasses wastewater by *Aspergillus niger*. *Bioresource Technology*, 57(3), pp. 229–235.
- Mostafa, S., Shalaby, E., Mahmoud, G. (2012) Cultivating Microalgae in Domestic Wastewater for Biodiesel Production. *Notulae Scientia Biologicae*, 4(1), pp. 56-65.
- Nayak, B.K., Das, D. (2013) Improvement of carbon dioxide biofixation in a photobioreactor using *Anabaena* sp. PCC 7120. *Process Biochemistry* 48 (8), pp. 1126–1132.
- Naidoo, T., Zulu, N., Maharajh, D., Lalloo, R. (2013) Value added products from microalgae. In: *Biotechnological applications of microalgae: biodiesel and value-added products*. CRC Press: New York, USA
- Nicolella, C., van Loosdrecht, M. C. M., van der Lans, R. G. J. M., Heijnen, J. (1998) Hydrodynamic Characteristics and Gas–Liquid Mass Transfer in a Biofilm Airlift Suspension Reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 60(5), pp. 627-635.
- Olguín, E.J. (2012) Dual purpose microalgae–bacteria-based systems that treat wastewater and produce biodiesel and chemical products within a Biorefinery. *Biotechnology Advances*, 30 (5), pp. 1031–1046.
- Přibyl, P., Cepák, V., Zachleder, V. (2012) Production of lipids in 10 strains of *Chlorella* and *Parachlorella*, and enhanced lipid productivity in *Chlorella vulgaris*. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 94(2), pp. 549-561.
- Qin, L., Wang, Z., Sun, Y., Shu, Q., Feng, P., Zhu, L., Xu, J., Yuan, Z. (2016) Microalgae consortia cultivation in dairy wastewater to improve the potential of nutrient removal and biodiesel feedstock production. *Environmental Science and Pollution Research*, pp 1-9.

- Qiu, C., Zhang, D., Sun, L., Wen, J. (2015) Purification of high ammonia wastewater in a biofilm airlift loop bioreactor with microbial communities analysis. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 31(1), pp 49-57.
- Rajkumar, R., Yaakob, Z. (2013) The Biology of Microalgae. En: Bux, F. *Biotechnological Applications of Microalgae Biodiesel and Value-Added Products*, CRC PressTaylor & Francis Group.
- Razzak, S.A., Hossain, M.M., Lucky, R.A., Bassi, A.S., de Lasa, H. (2013) Integrated CO₂ capture, wastewater treatment and biofuel production by microalgae culturing-A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 27(2013), pp. 622–653.
- Reyna-Velarde, R., Cristiani-Urbina, E., Hernández-Melchor, D.J., Thalasso, F., Cañizares-Villanueva, R.O. (2010) Hydrodynamic and mass transfer characterization of a flat-panel airlift photobioreactor with high light path. *Chemical Engineering and Processing*, 49 (1), pp. 97–103.
- Rodolfi, L., Zittelli G.C., Bassi, N., Padovani, G., Biondi, N., Bonini, G., Tredici, M.R. (2009) Microalgae for oil: strain selection, induction of lipid synthesis and outdoor mass cultivation in a low-cost photobioreactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 102(1), pp. 100–112.
- Rouse, M. (2014) The worldwide urban water and wastewater infrastructure challenge. *International Journal of Water Resources Development*, 30(1), pp. 20-27.
- Sacristán de Alva, M., Luna-Pabello, V.M., Cadena, E., Ortíz, E. (2013) Green microalga *Scenedesmus acutus* grown on municipal wastewater to couple nutrient removal with lipid accumulation for biodiesel production. *Bioresource Technology*, 146, pp. 744–748.
- Sánchez-Mirón, A., Cerón-García, M.C., García-Camacho, F., Molina-Grima, E., Chisti, Y. (2004) Mixing in bubble column and airlift reactors. *Chemical Engineering Research and Design*, 82(A10), pp. 1367–1374.
- Sarabia-Rodríguez, L.E. (2013) Remoción de DQO de aguas residuales por microorganismos del grano verde de café en un reactor airlift. Tesis de Maestría, Departamento de Biotecnología, CINVESTAV-IPN, México, D.F.
- SCFI. (2000a) NMX-AA-008-SCFI-2011 Análisis de agua-Determinación del pH-Método de prueba. Secretaria de Comercio y Fomento Industrial. México.
- SCFI. (2000b) NMX-AA-093-SCFI-2011 Análisis de agua- Determinación de la conductividad electrolítica-Método de prueba. Secretaria de Comercio y Fomento Industrial. México.
- SEMARNAT. (1996) NOM-001-SEMARNAT-1996, Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales. Secretaria de Medio Ambiente y Recursos Naturales. México.
- Singh, H. (2006) *Mycoremediation: fungal bioremediation*, John Wiley & Sons, Inc.

- Sizirici, Y. B. (2012) Chapter 20, Water and Wastewater Treatment: Biological Processes. USA Handbook of Metropolitan Sustainability; Understanding and improving the urban environment, Edited by Frank Zeman, Woodhead Publishing.
- Sheik, A.R., Muller, E.M.L., Wilmes, P. (2014) A hundred years of activated sludge: time for a rethink. *Frontiers in Microbiology*, 5:47, pp. 1-7.
- Tighiri, H.O., Erkurt, E.A. (2015) Integrated microalgae cultivation, nutrient removal and product utilization bio-processes. *Desalination and Water Treatment*, pp. 1-12.
- Tomaselli, L. (2004) The Microalgal Cell. En: Richmond, A. *Handbook of Microalgal Culture: Biotechnology and Applied Phycology*, Blackwell Science Ltd, pp. 3-19.
- UN-Water (2015) Wastewater Management. A UN-Water analytical brief.
- van Benthum, W.A.J., Garrido-Fernández, J.M., Tjihuis, L., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. (1996) Formation and detachment of biofilms and granules in a nitrifying biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnology Progress*, 12(6), pp. 764–772.
- Vassilev, N., Fenice, M., Federici, F., Azcon, R. (1997) Olive mill waste water treatment by immobilized cells of *Aspergillus niger* and its enrichment with soluble phosphate. *Process Biochemistry*. 32(7), pp. 617–620.
- Walters, E., Hille, A., He, M., Ochmann, C., Horn, H. (2009) Simultaneous nitrification/denitrification in a biofilm airlift suspension (BAS) reactor with biodegradable carrier material. *Water Research*, 43(18), pp. 4461–4468.
- Wang, L., Min, M., Li, Y., Chen, P., Chen, Y., Liu, Y., Wang, Y., Ruan, R. (2009) Cultivation of green algae *Chlorella* sp. in different wastewaters from municipal wastewater treatment plant. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 162(4), pp 1174-1186.
- WEF (2011) Water Environment Federation: Design of Municipal Wastewater Treatment Plants: WEF Manual of Practice No. 8 ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice No. 76, Fifth Edition. Volume 2: Liquid Treatment Processes.
- Wei, F., Tanokura, M. (2015) Organic Compounds in Green Coffee Beans. En: Preedy, V. *Coffee in Health and Disease Prevention*, Academic Press, pp. 149–162.
- Whitton, R., Ometto, F., Pidou, M., Jarvis, P., Villa, R., Jefferson, B. (2015) Microalgae for municipal wastewater nutrient remediation: mechanisms, reactors and outlook for tertiary treatment. *Environmental Technology Reviews*, 4(1), pp. 133–148.
- Woertz, I., Feffer, A., Lundquist, T., Nelson, Y. (2009) Algae grown on dairy and municipal wastewater for simultaneous nutrient removal and lipid production for biofuel feedstock. *Journal of Environmental Engineering*; 135(11), pp. 1115–1122.

- WWAP (2014) The United Nations World Water Development Report 2014: Water and Energy. United Nations World Water Assessment Programme, Paris, UNESCO.
- Wunch, K.G., T. Feibelman, and J.W. Bennett (1997) Screening of fungi capable of removing benzo[a]pyrene in culture. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 47(5) pp. 620–624.
- Zeng, X., Danquah, M.K., Chen, X.D., Lu, Y. (2011) Microalgae bioengineering: from CO₂ fixation to biofuel production. *Renew Sustain Energy Rev*, 15(6), pp. 3252–3260.
- Zeng, X., Guo, X., Su, G., Danquah, M.K., Zhang, S., Lu, Y., Sun, Y., Lin, L. (2015) Bioprocess considerations for microalgal-based wastewater treatment and biomass production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 42(February 2015), pp. 1385–1392.
- Zhang, Q., Hong, Y. (2014) Comparison in growth, lipid accumulation, and nutrient removal capacities of *Chlorella sp.* in secondary effluents under sterile and non-sterile conditions. *Water Science & Technology*, 69(3), pp. 573-579.
- Zhang, Z., Zhou, J., Wang, J., Guo, H., Tong, J. (2006) Integration of nitrification and denitrifying dephosphatation in airlift loop sequencing batch biofilm reactor. *Process Biochemistry*, 41(3), pp. 599–608.
- Zhou, P., He, J., Qian, Y. (2003) Biofilm airlift suspension reactor treatment of domestic wastewater. *Water, Air, and Soil Pollution*, 144(1-4), pp. 81–100.